

ИССЛЕДОВАНИЕ МИКРОСМЕШЕНИЯ В МИКРОРЕАКТОРЕ С ВСТРЕЧНЫМИ ИНТЕНСИВНО ЗАКРУЧЕННЫМИ ПОТОКАМИ

© 2024 г. Р. Ш. Абиев^{a,b,*}, А. К. Кудряшова^a

^a Санкт-Петербургский государственный технологический институт
(технический университет), Санкт-Петербург, Россия

^b Физико-технический институт им. А.Ф. Иоффе РАН, Санкт-Петербург, Россия

* e-mail: abiev.rufat@gmail.com

Поступила в редакцию 13.11.2023 г.

После доработки 05.02.2024 г.

Принята к публикации 20.02.2024 г.

Выполнено сравнительное исследование микросмешения в микрореакторе со встречными интенсивно закрученными потоками (микро-ВСА-ВЗП) при различных способах подачи потоков с использованием йодид-иодатной методики. Найдена зависимость качества микросмешения (так называемого индекса сегрегации) от удельной скорости диссипации энергии для трех способов подачи растворов в аппарат. В первом и втором способах растворы подаются в тангенциальный и осевой патрубки левой и правой камер аппарата соответственно (соответствует условиям смешения в одноступенчатом микрореакторе микро-ВСА-1). В третьем случае растворы подаются в два тангенциальных патрубка, оба потока интенсивно закручиваются и смешиваются в ограниченном объеме, при этом осевые и окружные компоненты скоростей направлены навстречу друг другу. В третьем случае качество микросмешения оказалось до 10 раз выше (при заданном значении удельной скорости диссипации энергии), чем в первых двух, и до 2400 раз выше, чем в аппарате с магнитной мешалкой. Таким образом, реализация смешения встречных закрученных потоков обеспечивает улучшение качества микросмешения, по сравнению с другими типами микрореакторов с закрученными потоками. Обнаружен эффект снижения показателя степени до ≈ 2.2 в формуле, связывающей удельную скорость диссипации энергии с суммарным расходом растворов, который может быть объяснен взаимным гашением момента количества движения при взаимодействии двух вихрей. Полученные результаты позволяют объяснить влияние условий микросмешения на синтез наноразмерных частиц из растворов.

Ключевые слова: микрореактор, закрученные потоки, удельная скорость диссипации энергии, микросмешение, индекс сегрегации, магнитная мешалка, растворный синтез

DOI: 10.31857/S0040357124020021, **EDN:** CUSNQP

ВВЕДЕНИЕ

Микрореакторы различных конструкций стали объектом внимания в процессах синтеза микро- и наноразмерных частиц [1–9]. Ранее для синтеза частиц неорганических материалов модифицированным золь-гель методом использованы микроаппараты: 1) со сталкивающимися и затопленными струями [10–12]; 2) с интенсивно закрученными потоками [13–16]. Во всех исследованных случаях удалось добиться повышения однородности смеси растворов на микроуровне, что, по-видимому, и стало одной из главных причин улучшения качества получаемых продуктов — уменьшения размера кристаллитов, отсутствие примесных фаз.

Один из перспективных способов интенсификации микросмешения — организация интенсивно закрученных потоков [10, 14]. Закру-

ченные потоки [17–19] привлекают внимание исследователей как средство интенсификации гидродинамических, тепловых и массообменных процессов.

Среди микрореакторов с закрученными потоками особое место занимают аппараты со встречными закрученными потоками. Известно использование встречных закрученных потоков для пылеулавливания [20], для интенсификации теплообмена газовых потоков в теплоэнергетических установках [21–23].

Особенностью встречных закрученных потоков в микрореакторах является возможность трансформации кинетической энергии поступательно-го и вращательного движения двух потоков растворов, в деформацию жидкости, в чрезвычайно малом объеме (порядка 0.5 мл и менее). Эти условия, в свою очередь, могут способствовать высокому качеству смешения, в том числе на микро-

уровне, что требуется во многих процессах синтеза микро- и наноразмерных частиц из растворов (модифицированный золь-гель метод) [10, 24].

По существу, в аппаратах со встречными закрученными потоками (ВЗП) реализованы преимущества как закрученных потоков [15, 16, 25], так и микрореакторов со сталкивающимися струями [11, 12, 26], поскольку в ВЗП совмещена интенсивная закрутка со столкновением потоков.

В данной статье рассматривается микрореактор (микровихревой струйный аппарат) с оппозитными встречными закрученными потоками — микро-ВСА-ВЗП, а именно аспекты его работы, связанные с качеством микросмешения и удельной скоростью диссипации механической энергии. Оппозитными эти потоки названы потому, что и радиальная, и осевая компоненты векторов скорости встречных потоков направлены в данном аппарате в противоположные стороны; это означает, что их импульсы и кинетические энергии алгебраически складываются при столкновении, что должно приводить к интенсивному смешению, в том числе на микроуровне.

Ранее нами проведен синтезов микро- и наночастиц целого ряда неорганических материалов [13, 14, 24, 25], в которых были показаны преимущества микро-ВСА-ВЗП. Возникла необходимость в определении предпочтительных условий для проведения синтеза в микро-ВСА-ВЗП, а также в сравнении данного аппарата с существующими аналогами.

Цель данной работы — определение корреляции между качеством микросмешения и удельной скоростью диссипации энергии в микро-ВСА-ВЗП при трех различных способах ввода растворов, а также сопоставительный анализ микро-ВСА-ВЗП с одноступенчатым микрореактором с интенсивно закрученными потоками (микро-ВСА-1) и другими типами микрореакторов.

ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

Один из эффективных методов улучшения качества перемешивания — использование закрученных потоков. Во всех аппаратах закрутка создается за счет подачи одного или нескольких потоков в тангенциальные патрубки (рис. 1), один из потоков подается через осевой патрубок в зону горловины. Сочетание интенсивной закрутки в ограниченном микрообъеме (~ 0.5 мл) позволяет добиться высоких значений ϵ в разработанных нами микроаппаратах [14]:

— микро-ВСА-1 — одноступенчатый микрореактор, содержащий одну камеру с конфузоре, горловиной и диффузором; предназначен преимущественно для одностадийных процессов (рис. 1а) [27];

— микро-ВСА-2 — двухступенчатый микрореактор, содержащий две камеры с конфузоре, горловиной и диффузором; может быть использован для двухстадийных процессов (рис. 1б) [15];

— микро-ВСА-ВЗП-1 — с противоположными направлениями как тангенциальной, так и осевой компонент скорости потоков (рис. 1в) [25], который обсуждается в данной работе (далее по тексту используется сокращенное обозначение микро-ВСА-ВЗП); может использоваться как для одностадийных, так и двух- и трехстадийных процессов;

— микро-ВСА-ВЗП-2 — с противоположным направлением тангенциальной компоненты скорости потоков и совпадающим направлением осевой компоненты скорости потоков (рис. 1г) [28]; может использоваться как для одностадийных, так и двух- и трехстадийных процессов.

Следует отметить, что число стадий может быть увеличено: если требования к смешению на первой стадии не слишком высокие, она может проводиться в широкой части конфузора. Так, даже в микро-ВСА-1 можно проводить двухступенчатые процессы.

По нашему мнению, корректно спроектированные микрореакторы для синтеза наноразмерных частиц характеризуются следующими особенностями: 1) концентрация значительной удельной кинетической энергии потока в микрообъеме (~ 0.5 мл или менее); 2) прохождение всего объема растворов реагентов через указанный микрообъем, что исключает наличие застойных зон; 3) короткое время пребывания в микрообъеме, что приводит к контролируемому росту частиц и практически исключает их агломерацию в самом микрореакторе.

Разработанные на кафедре ОХБА СПбГТИ (ТУ) микрореакторы с закрученными потоками растворов реагентов обладают следующими особенностями:

1. Создание мощного закрученного потока в ограниченном пространстве — малом объеме зоны смешения (~ 0.2 – 0.5 мл), где диссипируется основное количество энергии, приводит к увеличению ϵ и обеспечивает высокую однородность раствора.

2. Высокая производительность аппарата (до $10 \text{ м}^3/\text{сут}$ по суспензии).

3. Возможность тонкой индивидуальной регулировки расхода растворов, а также подаваемых в зону реакции дополнительных компонентов (например, при допировании, при получении композиционных материалов и т. п.).

4. Позволяют реализовывать время микросмешения порядка 1–2 мс.

В работе [25] рассмотрен синтез в микрореакторе микро-ВСА-ВЗП фторида кальция CaF_2 .

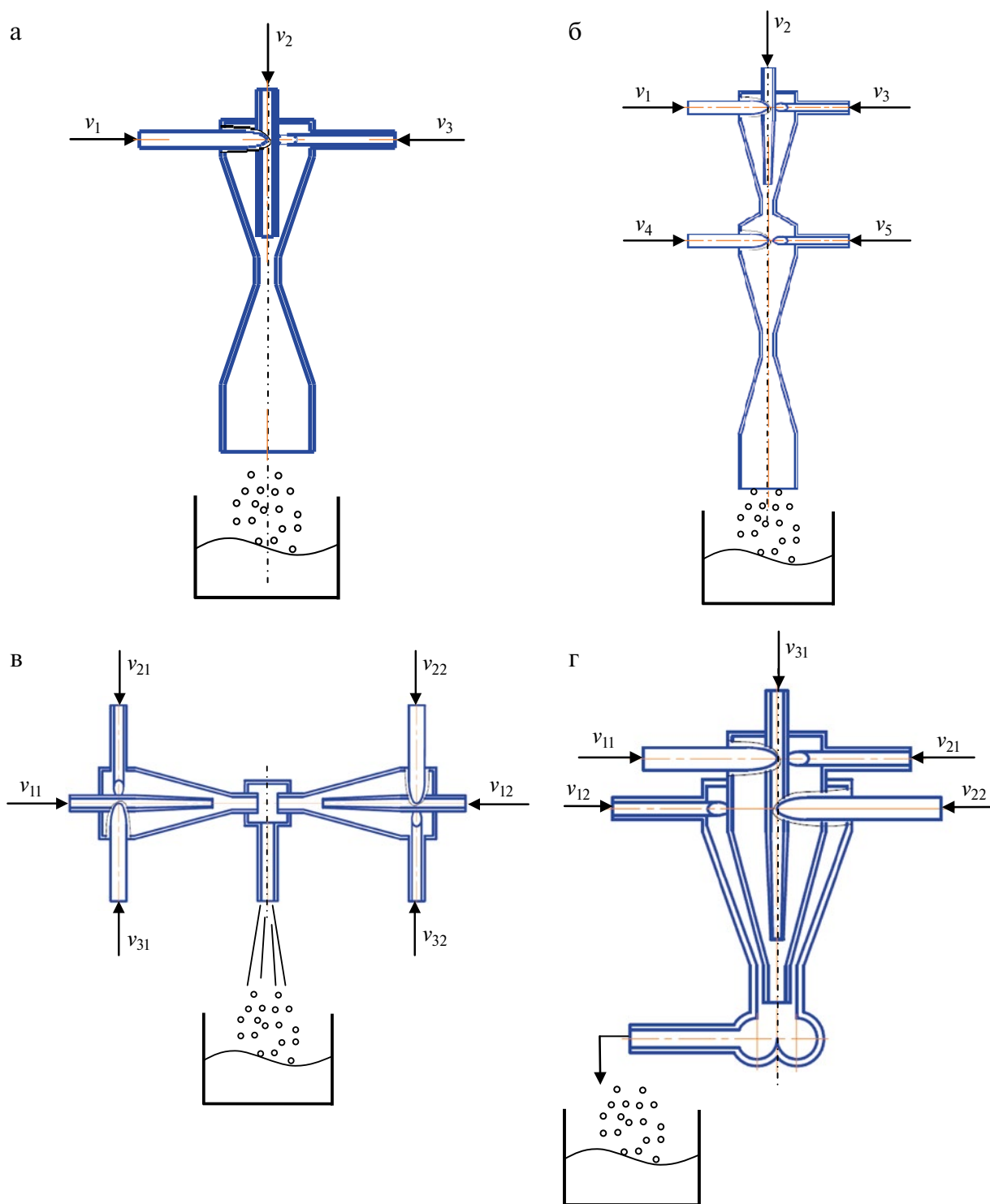


Рис. 1. Принципиальные схемы микрореакторов с интенсивно закрученными потоками [14]: а – микро-ВСА-1, б – микро-ВСА-2, в – микро-ВСА-ВЗП-1, г – микро-ВСА-ВЗП-2.

Порошки фторида кальция, легированные ионами редкоземельных элементов, являются люминофорами и используются как прекурсоры оптической керамики.

В работе [24] рассматривается синтез диоксида циркония в микрореакторе с ВЗП. По сравнению с классическими методами соосаждения при син-

тезе в микрореакторе наблюдаются меньшие значения гидродинамического диаметра и сниженная агломерация. По данным, полученным для синтеза GdFeO_3 в микрореакторе со сталкивающимися струями (МРСС) [29], размер агрегатов составляет 78.5 нм, тогда как размер агрегатов, полученных обратным соосаждением составляет

137.4 нм, а агрегатов, полученных прямым соосаждением — 188.2 нм. Расчет показал, что агрегаты, полученные в МРСС, содержат всего 6 кристаллитов, а полученные прямым и обратным соосаждением — 160 и 31 кристаллитов соответственно.

В литературе по перемешиванию и смешению удельная скорость диссипации энергии ε считается ключевым параметром, характеризующим качество микросмешения [30]. В работе [31] приведены результаты сравнения восьми типов микрореакторов. Показано, что диаметр микроканала в интервале от 50 мкм до 1 мм практически не влияет на время микросмешения τ , тогда как удельная скорость диссипации энергии ε оказывает решающее влияние; зависимость имеет вид $\tau = A\varepsilon^{-0.45}$. Интересно отметить тот факт, что удельная скорость диссипации энергии не является полной характеристикой реактора, поскольку даже для микрореакторов различных типов наблюдается разброс времени микросмешения до одного десятичного порядка при фиксированном значении ε . Таким образом, на качество микросмешения, а значит, и на свойства получаемого продукта существенное влияние оказывают геометрия реактора, организация потоков реагирующих растворов в нем.

Это означает, что поиск наиболее благоприятных геометрических параметров аппаратов и оптимальных режимов для проведения процессов тонкой химии, таких как синтез наноразмерных и субмикронных частиц, является одной из актуальных задач химической технологии.

Для определения значения N при каждом способе подачи растворов нами было построено уравнение Бернулли для системы с двумя входами и одним выходом, имеющее следующий вид [15]:

$$\begin{aligned} & \rho g Q_{1a} \left(z_{1a} + \frac{p_{1a}}{\rho g} \right) + \rho g Q_{1b} \left(z_{1b} + \frac{p_{1b}}{\rho g} \right) + \\ & + \rho Q_{1a} \alpha_{1a} \frac{v_{1a}^2}{2} + \rho Q_{1b} \alpha_{1b} \frac{v_{1b}^2}{2} = \rho Q_2 \alpha_2 \frac{v_2^2}{2} + \\ & + \rho g Q_2 \left(z_2 + \frac{p_2}{\rho g} \right) + \rho g Q_{1a} h_{w1a} + \rho g Q_{1b} h_{w1b}. \end{aligned} \quad (1)$$

Потоки энергии, вводимые в аппарат через каждый из патрубков:

$$E_{1a} = \rho g Q_{1a} \left(z_{1a} + \frac{p_{1a}}{\rho g} \right) + \rho Q_{1a} \alpha_{1a} \frac{v_{1a}^2}{2}, \quad (2)$$

$$E_{1b} = \rho g Q_{1b} \left(z_{1b} + \frac{p_{1b}}{\rho g} \right) + \rho Q_{1b} \alpha_{1b} \frac{v_{1b}^2}{2}, \quad (3)$$

а поток энергии, выводимый из аппарата:

$$E_2 = \rho Q_2 \alpha_2 \frac{v_2^2}{2} + \rho g Q_2 \left(z_2 + \frac{p_2}{\rho g} \right). \quad (4)$$

Мощность, затрачиваемая на перемешивание, определяется как разность между полными потоками механической энергии на входе в аппарат и на выходе из него:

$$N_{mix} = E_{1a} + E_{1b} - E_2, \quad (5)$$

а скорость диссипации энергии ε_{mix} в зоне интенсивного смешения:

$$\varepsilon_{mix} = \frac{N_{mix}}{\rho V_{mix}}. \quad (6)$$

Как известно из механики жидкости [32], диссипация энергии выражается в линейной деформации (компоненты тензора деформаций du_x/dx , du_y/du , du_z/dz) и угловой деформации (компоненты тензора деформаций du_x/du , du_x/dz , du_y/dx , du_y/dz , du_z/dx , du_z/du) элементов жидкости. Линейные деформации приводят к растяжению элементов вдоль одной оси и сужению — вдоль других, что приводит к уменьшению диффузионного пути для ионов в жидкости. Угловые деформации способствуют пространственному сдвигу, в результате чего происходит перенос ионов вместе с деформирующейся жидкостью в новые положения и увеличивается вероятность контакта ионов, способных к образованию единой молекулы. Кроме того, при наличии вращательного движения происходит интенсивное перемещение ионов в пространстве, приводящее к резкому увеличению частоты контакта ионов.

Все указанные факторы способны существенно интенсифицировать процессы смешения, включая микросмешение (на уровне, близком к молекулярному). Таким образом, одна из ключевых задач данного исследования — выявить корреляцию между способом ввода растворов в исследуемый реактор, а также определить корреляционную связь между качеством микросмешения (индексом сегрегации X_s) и удельной скоростью диссипации энергии ε . Полученные представления позволят, во-первых, объяснить достигнутые ранее результаты при синтезе оксидных и других неорганических веществ, во-вторых, определить оптимальный способ ввода растворов с реагентами в микрореактор типа микро-ВСА-ВЗП.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ЧАСТЬ

В данной работе проводили две серии исследований: в первой определяли удельную скорость диссипации энергии ε при различных способах подачи воды в патрубки аппарата микро-ВСА-ВЗП (см. описание ниже) в широком интервале расходов, во второй — в том же интервале расходов определяли качество микросмешения, характеризваемое индексом сегрегации X_s . Поскольку

концентрация растворов была незначительной и слабо влияла на их плотность и вязкость, в расчетах принимались свойства воды. Для всех способов подачи растворов были построены зависимости $\epsilon_{\text{mix}} = f_1(Q)$, $X_s = f_2(Q)$, а также $X_s = f_3(\epsilon_{\text{mix}})$.

В качестве способа определения качества микросмешения использована йодид-иодатная методика, подробно описанная в [15, 16, 33–35]. Данная методика широко применяется для исследования реакторов различных типов с высокоэффективным смешением; тепловой эффект двух модельных реакций, протекающих в реакторе, незначителен, и на физико-химические свойства сред, а также на процессы микросмешения, не влияет [33–35, 36].

Общий вид и фотография исследованного микрореактора (микро-ВСА-ВЗП) представлены на рис. 2. Микрореактор содержит корпус 1, патрубки 2 и 3 для подачи растворов, патрубок 4 для отвода продуктов. Корпус 1 микрореактора состоит из двух камер закрутки 5, каждая из которых

содержит конический конфузор 6 с горловиной 7 в узкой части, в каждой камере закрутки тангенциально установлены один или более патрубков 2 для подачи растворов, а в крышке каждой камеры закрутки 5 соосно корпусу установлены патрубки 3 (например, для подачи раствора осадителя). Горловины 7 каждой камеры закрутки размещены соосно друг другу в камере смешения 8, снабженной патрубком 4 для отвода продуктов, а между горловинами 7 имеется осевой зазор h . Патрубки 3 снабжены соплами 9, выход из которых размещается вблизи соответствующей горловины 7.

Микрореактор работает следующим образом. Растворы реагентов подают насосами с заданными расходами в патрубки 2 и 3. При этом суммарный расход подаваемых растворов должен быть достаточным для обеспечения высокой скорости закрутки потока в зоне горловин 7 (средняя скорость в патрубках порядка 3–5 м/с, в горловине порядка 15–25 м/с).

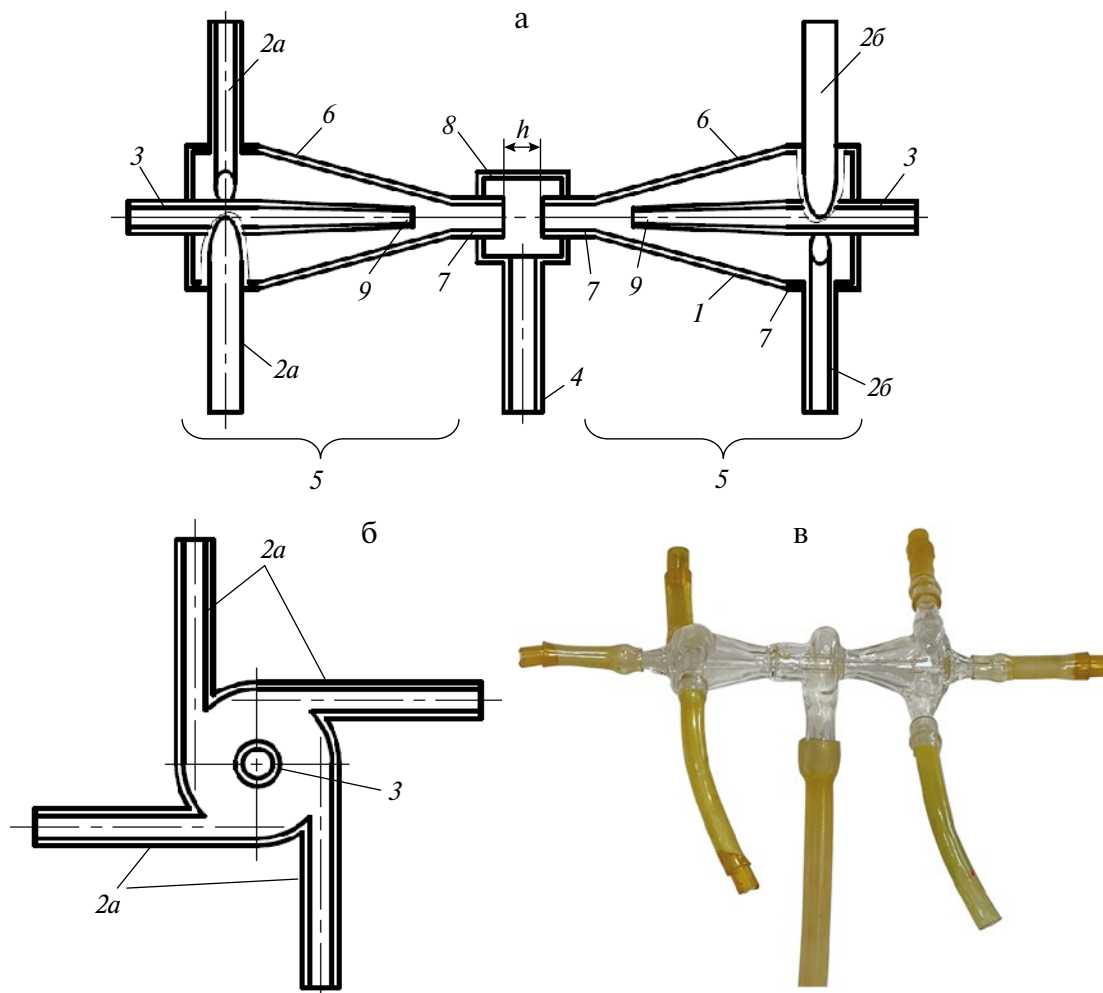


Рис. 2. Принципиальная схема микрореактора микро-ВСА-ВЗП: продольный разрез (а), поперечный разрез в зоне тангенциальных патрубков (б) и фотография микро-ВСА-ВЗП (в). 1 – корпус; 2, 3 – патрубки для подачи растворов; 4 – патрубок для отвода продуктов; 5 – камеры закрутки; 6 – конфузторы; 7 – горловины; 8 – камера смешения встречных потоков; 9 – сопла для осевого ввода раствора.

При подаче растворов исходных сред в тангенциальные патрубки 2 потоки закручиваются, подходя к горловинам 7 с одинаковыми или близкими по значению скоростями, так что в зоне горловины возникает мощное сдвиговое поле. В камере 10 смешения, в пространстве между горловинами 9, а также вокруг них происходит чрезвычайно интенсивное перемешивание всех подаваемых компонентов, обусловленное, во-первых, высоким уровнем скоростей (осевых и тангенциальных) в этой зоне, во-вторых, индуцированным высокими скоростями мощным сдвиговым полем.

На рис. 3а представлены пять зон смешения в микро-ВСА-ВЗП, а на рис. 3б–3г — схемы взаимодействия потоков и векторы скоростей в зоне смешения при различных способах подачи жидкостей в аппарат: рис. 3б — в два тангенциальных патрубка одной камеры закрутки (левой или правой, например, v_{21} и v_{31}), рис. 3в — в тангенциальный и осевой патрубки одной камеры закрутки

(левой или правой, например v_{21} и v_{11}); рис. 3г — в два тангенциальных патрубка обеих камер закрутки — левой и правой (например, v_{21} и v_{22}). В данном исследовании вариант, показанный на рис. 3б, не исследовался, т. к. проведенные ранее исследования на аппаратах микро-ВСА-1 и микро-ВСА-2 продемонстрировали пониженное качество смешения по сравнению с подачей растворов, показанной на рис. 3в [15]. Вариант смешения потоков, изображенный на рис. 3г, представляется наиболее перспективным с точки зрения качества микросмешения, исходя из векторного сложения как осевых, так и окружных компонент скорости встречных потоков, и трансформации кинетической энергии потока в деформацию жидкостных элементов, что должно повлечь за собой улучшение качества микросмешения. Для экспериментальной проверки данного предположения и были выполнены исследования, описанные в представленной работе.

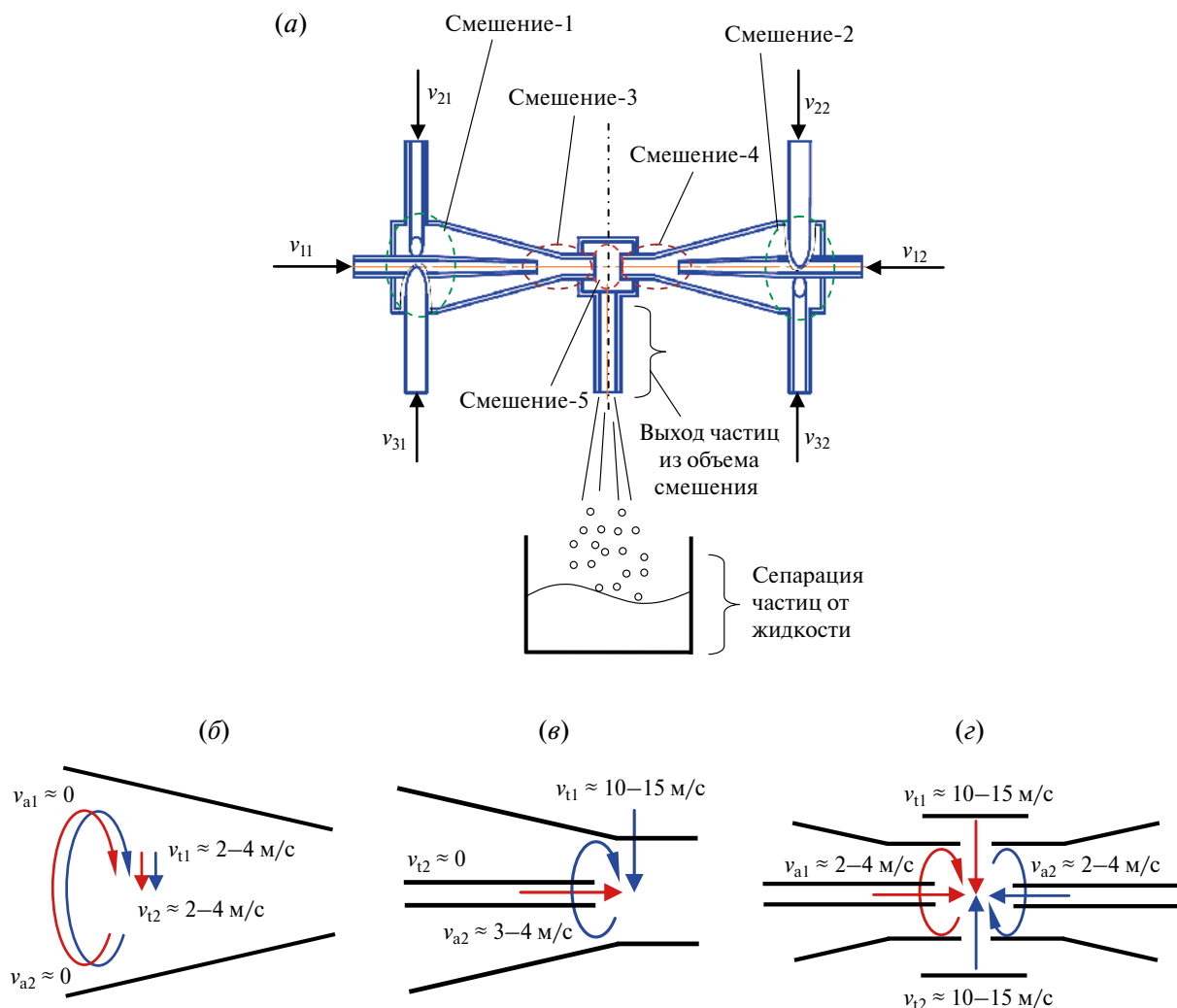


Рис. 3. Микрореактор с оппозитными встречными закрученными потоками (микро-ВСА-ВЗП) [23] (а), схемы осевых и тангенциальных скоростей в зонах смешения (б–г): б — в зонах смешения 1 и 2, в — в зонах смешения 3 и 4; г — в зоне смешения 5.

Предполагалось, что максимальный эффект в данном аппарате достигается при смешении потоков, созданных в обеих камерах закрутки, при их контакте в камере смешения 8, а именно в узком зазоре между горловинами 7 шириной h . Вместе с тем возможно смешение и в самих камерах закрутки (зоны “смешение-1”, “смешение-2” на рис. 3), но в них скорости потоков и скорость диссипации энергии недостаточно высокие, поэтому качество смешения существенно ниже, как показано ранее [15, 16]. Кроме того, возможно смешение в зоне горловин 7 вблизи выхода сопел 9 (зоны “смешение-3”, “смешение-4” на рис. 3); в этом случае закрученный поток приобретает достаточно высокие значения как осевой v_a , так и тангенциальной v_t компонент скорости в указанных зонах, и смешивающийся с ним поток из сопла, обладающий высокой осевой скоростью, что обеспечивает высокое качество микросмешения, как было показано на примере микрореакторов с закрученными потоками без смешения в зоне столкновения встречных потоков (микро-ВСА-1, микро-ВСА-2) [15, 16, 27].

Схема экспериментальной установки представлена на рис. 4, а ее фотография – на рис. 5. В составе экспериментальной установки были использованы следующее оборудование и измерительные приборы:

1. Шестеренные насосы TOPSFLO MG213XK/DC24WI с регулируемой производительностью до 3.7 л/мин и давлением до 7 бар.

2. Электромагнитные расходомеры Badger Meter Mseries M-2000 с диаметром проточной части 8 мм и индикаторной головкой, электрическим выходом сигнала 4–20 мА (погрешность измерений $\pm 3\%$).

3. Манометры Элемер (погрешность измерений $\pm 0.2\%$).

4. Спектрофотометр Спектр СФ-2000 (UV–Vis).

5. Аналого-цифровой преобразователь L–Card E14–440 с частотой опроса датчиков до 400 кГц.

6. Ноутбук с установленным на него программным пакетом PowerGraph для сбора, хранения и обработки данных с датчиков.

Исследования проводились при трех способах подачи растворов. Для наглядности схема аппарата с обозначениями патрубков и камер микрореактора показана на рис. 6, а на рис. 7 – схемы подачи растворов в микро-ВСА-ВЗП. Контур, изображенный штриховой линией на рис. 7, очерчивает зону смешения растворов в каждом из рассматриваемых случаев. Объем зоны интенсивного смешения определялся экспериментально путем измерения объемов камер при их заполнении известным количеством жидкости и со-

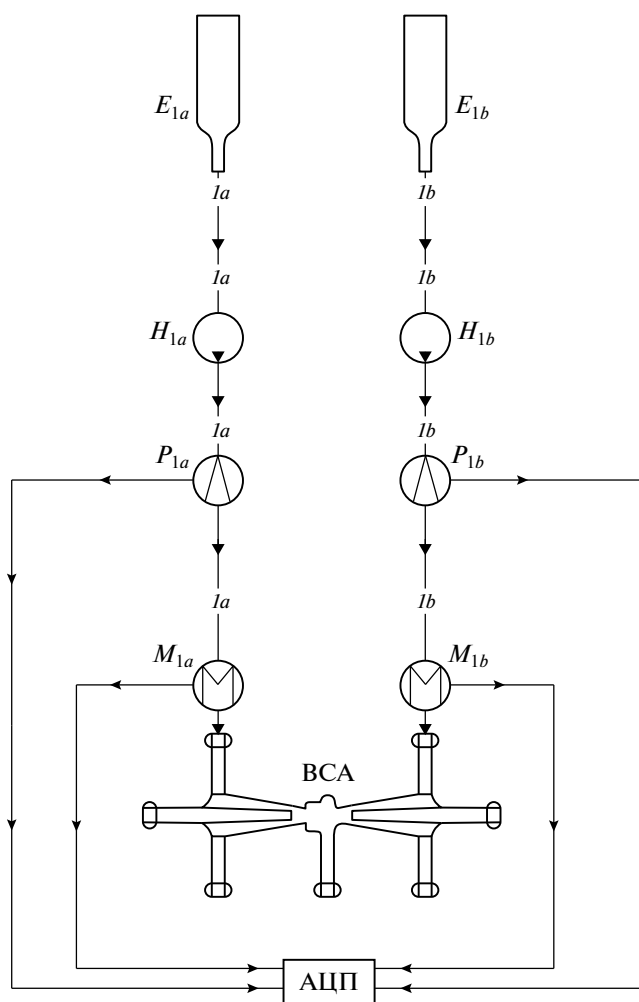


Рис. 4. Схема экспериментальной установки: E_i – емкости с растворами жидкости; H_i – насосы; P_i – расходомеры; M_i – манометры; ВСА – микро-реактор, АЦП – аналого-цифровой преобразователь. Индекс $i = 1a, 1b$ – входные патрубки.

ставил: $V_{\text{mix}} = 0.55$ мл для случая, показанного на рис. 7а, $V_{\text{mix}} = 0.25$ мл для случая, показанного на рис. 7б, $V_{\text{mix}} = 0.45$ мл для случая, показанного на рис. 7в.

Измерения потерь давления (Δp_1 для одного патрубка, Δp_2 для второго) при подаче воды при температуре 26°C ($\rho = 996 \text{ кг/м}^3$, $\mu = 0.902 \cdot \text{мПа}\cdot\text{с}$) в микро-ВСА-ВЗП с соответствующими расходами Q_1 и Q_2 позволили рассчитать затрачиваемую мощность N_{mix} по формуле (5) и удельную скорость диссипации энергии ϵ_{mix} в зоне интенсивного смешения по формуле (6).

Кроме того, определяли коэффициент полезного действия микрореактора по доле энергии, диссипированной в аппарате, по отношению к введенным в аппарат потокам энергии, по формуле:

$$\eta = \frac{N_{\text{mix}}}{E_{1a} + E_{1b}}. \quad (7)$$

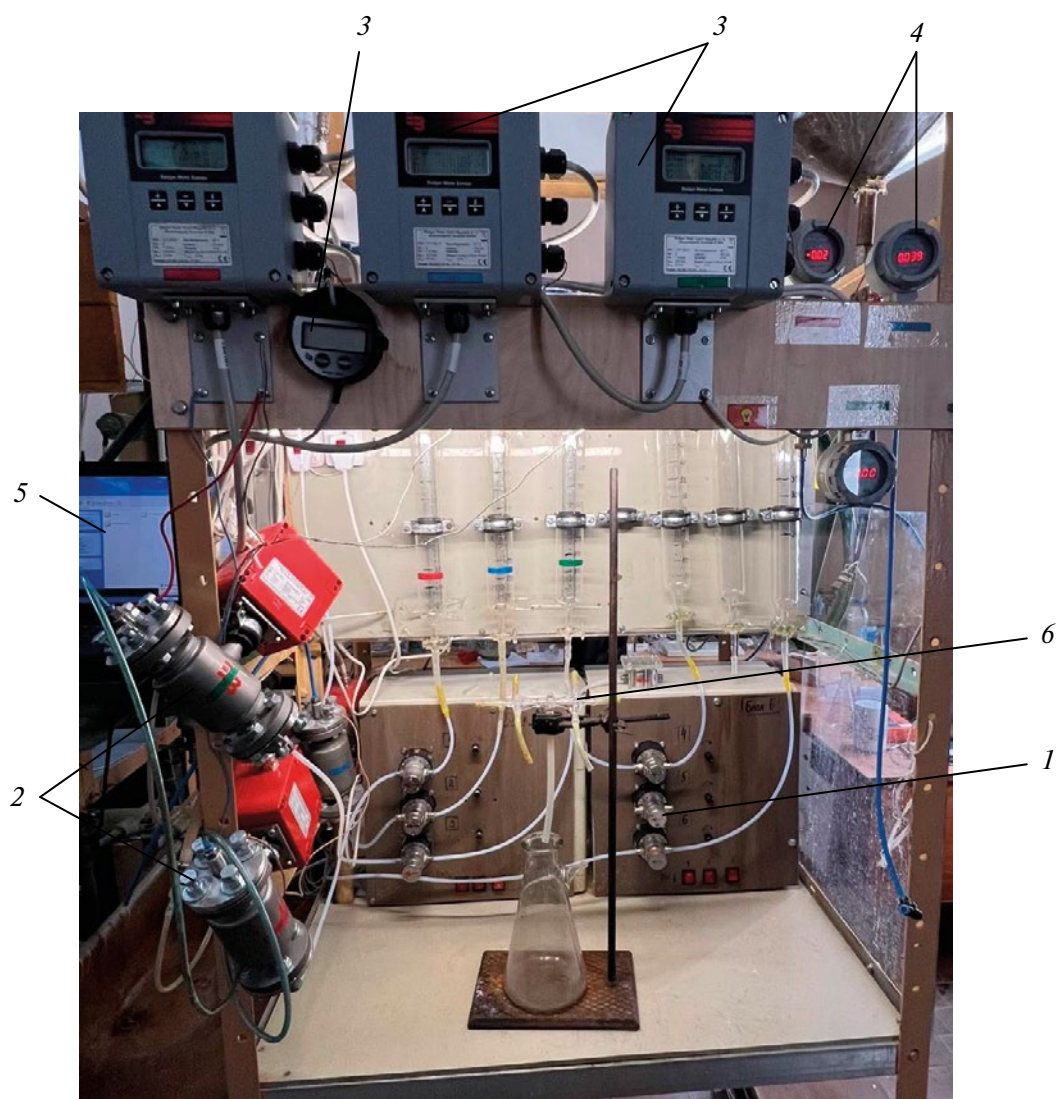


Рис. 5. Фотография экспериментальной установки: 1 – насосные станции; 2 – измерительная часть расходомеров; 3 – индикаторы расходомеров; 4 – манометры; 5 – ноутбук с АЦП; 6 – микрореактор микро-ВСА-ВЗП.

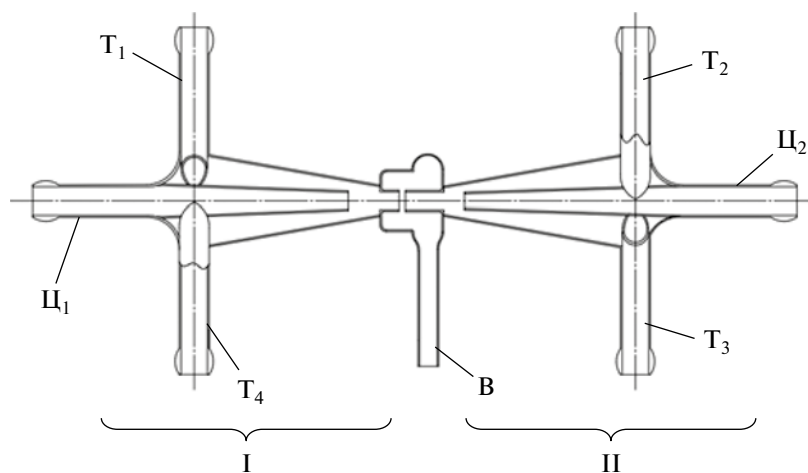


Рис. 6. Схема аппарата с обозначениями патрубков и камер микрореактора микро-ВСА-ВЗП: T_i – тангенциальные патрубки; Π_i – осевые (центральные) патрубки; В – выпускной патрубок; I, II – левая и правая конфузورные камеры соответственно.

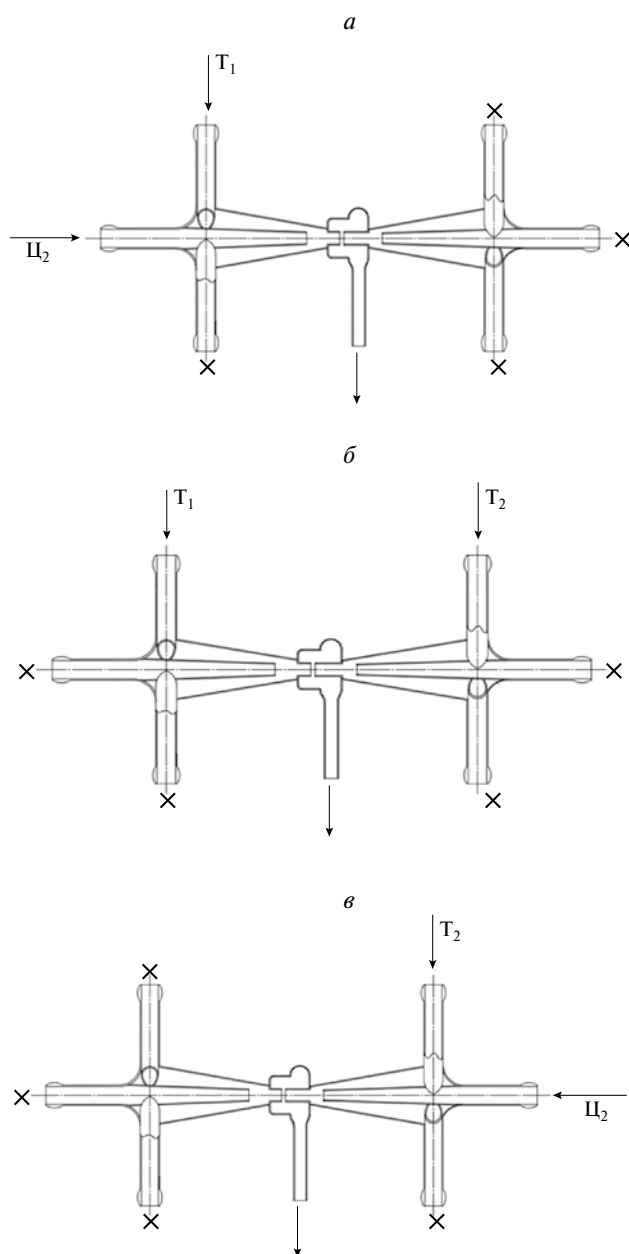


Рис. 7. Исследованные схемы подачи растворов в микро-ВСА-ВЗП: а – в тангенциальный и осевой патрубки первой (левой) камеры; б – в два тангенциальных патрубка; в – в тангенциальный и осевой патрубки второй (правой) камеры.

РЕЗУЛЬТАТЫ И ИХ ОБСУЖДЕНИЕ

Графики зависимости удельной скорости диссипации энергии от суммарного расхода для всех трех способов подачи растворов представлены на рис. 8. Результаты экспериментальных исследований аппроксимированы зависимостью вида:

$$\varepsilon_{\text{mix}} = A_1 Q^n, \quad (8)$$

где Q – суммарный расход, $Q = Q_1 + Q_2$. При этом значение показателя степени в формуле (8) практически совпало с теоретическим значени-

ем 3.0, характерным для турбулентного режима (табл. 1).

Таблица 1. Значения параметров аппроксимации в формуле (8) при различных способах подачи жидкости в микро-ВСА-ВЗП (ε_{mix} выражено в кВт/кг, Q – в л/мин)

Наименование параметра	Способ ввода растворов		
	$T_1 + \text{Ц}_1$ (I)	$T_1 + T_2$	$\text{Ц}_2 + T_2$ (II)
A_1	0.151	0.603	0.198
n_1	2.731	2.185	2.777
R^2	0.9955	0.9958	0.9971

Значения показателя степени n_1 для двух способов подачи ($T_1 + \text{Ц}_1$ (I) и $\text{Ц}_2 + T_2$ (II)) практически совпали и оказались в интервале 2.73–2.78, что примерно на 7.4–9.0% меньше теоретического значения $n_{\text{т}} = 3.0$. При этом показатели степени для этих двух способов подачи отличаются друг от друга всего на 1.7%, а коэффициенты A_1 – на 24%; такое отклонение связано с некоторыми отличиями геометрии камер и погрешностями изготовления микрореактора из стекла, т. е. неполным соответствием геометрии левой и правой камер аппарата. Полученные значения показателя степени соответствует значениям для одноступенчатого и двухступенчатого микрореакторов микро-ВСА-1 и микро-ВСА-2, полученным в наших недавних работах [15, 16, 36] (около 3.0), что определяется, во-первых, сходством геометрии левой и правой камер микро-ВСА-ВЗП с камерами смешения микро-ВСА-1 и микро-ВСА-2, во-вторых, сходством гидродинамической обстановки и условиями формирования потоков в указанных камерах.

Особенностью способа подачи $T_1 + T_2$ является существенное отклонение показателя степени ($n_1 = 2.185$) от теоретического значения 3.0, характерного для турбулентного режима, и приближение к теоретическому значению 2.0, типичного для ламинарного режима. Для детального изучения механизма снижения показателя степени в формуле (8) необходимо провести повторные исследования с асинхронной вариацией скоростей в патрубках T_1 и T_2 . На данном этапе исследований можно предположить, что при смешении двух встречных закрученных потоков, имеющих одинаковые начальные завихренности, происходит взаимное гашение их моментов количества движения и снижение их угловых скоростей практически до нуля на выходе из камеры смешения 8 (рис. 2а). Вероятно, это может приводить к подавлению турбулентных вихрей в камере смешения 8, что и является причиной отклонения показателя степени n_1 от теоретического зна-

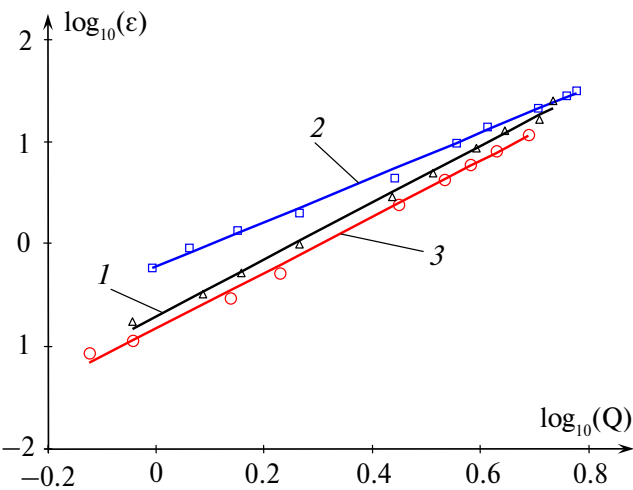


Рис. 8. Зависимости удельной скорости диссипации энергии (ϵ , кВт/кг) от суммарного расхода (Q , л/мин): 1 – подача в тангенциальный и центральный патрубки левой камеры; 2 – подача в два тангенциальных патрубка; 3 – подача в тангенциальный и центральный патрубки правой камеры.

чения 3.0. В камерах закрутки 5 (рис. 2а), включая объемы горловин 7 левой и правой камер, турбулентность при этом сохраняется, что и приводит к среднеобъемному для всего аппарата значению в интервале между 2.0 и 3.0 ($n_1 \approx 2.2$).

В табл. 2 и 3 представлены значения потоков энергии (мощностей) на входе E_{1a} , E_{1b} и на выходе E_2 в микрореактор микро-ВСА-ВЗП, коэффициент полезного действия η при подаче жидкости: 1) через осевой и тангенциальный патрубки первой (левой) камеры (табл. 2); 2) через тангенциальные патрубки первой (левой) и второй (правой) камер (табл. 3). Значения указанных переменных рассчитывали по формулам (2)–(4) и (7).

Как следует из полученных данных, во всех исследованных случаях практически вся вводимая в аппарат механическая энергия трансформируется в деформацию жидкости ($\eta > 99.8\%$).

Зависимость индекса сегрегации X_s (найденного по йодид-йодатной методике) от суммарного расхода Q при различных способах подачи растворов представлена на рис. 9.

Как следует из полученных экспериментальных данных, значения индекса сегрегации X_s при подаче в тангенциальный и осевой патрубки первой или второй камеры практически не отличаются (при фиксированном значении Q) и варьируются в интервале от 0.096 до ~ 0.046 .

При подаче в два тангенциальных патрубка значения X_s снижаются от уровня 0.074 (при $Q = 0.767$ л/мин) до 0.0047 (при $Q = 7.406$ л/мин), тогда как при таких же суммарных расходах при подаче в одну камеру закрутки (один раствор – в тангенциальный патрубок, второй – в осевой) получены значения $X_s = 0.096$ и $X_s = 0.0454$ соот-

Таблица 2. Потоки энергии на входе E_{1a} , E_{1b} и на выходе E_2 , коэффициент полезного действия η при подаче жидкости через осевой и тангенциальный патрубки первой (левой) камеры ($T_1 + \Pi_1$ (I))

Параметры на входе		Параметры на выходе		η , %
Мощность E_{1a} , вводимая в аппарат через патрубок Π_1 , Вт	Мощность E_{1b} , вводимая в аппарат через патрубок T_1 , Вт	Мощность E_2 на выходе из аппарата, Вт	Мощность $N_{\text{мш}}$, затраченная на перемешивание, Вт	
0.035	0.013	$0.012 \cdot 10^{-3}$	0.048	99.97
0.040	0.024	$0.021 \cdot 10^{-3}$	0.063	99.97
0.124	0.041	$0.074 \cdot 10^{-3}$	0.166	99.96
0.236	0.058	$0.138 \cdot 10^{-3}$	0.294	99.95
1.092	0.280	$0.638 \cdot 10^{-3}$	1.371	99.95
1.974	0.451	$1.131 \cdot 10^{-3}$	2.423	99.95
2.809	0.606	$1.596 \cdot 10^{-3}$	3.413	99.95
3.847	0.808	$2.222 \cdot 10^{-3}$	4.653	99.95
5.597	1.133	$3.323 \cdot 10^{-3}$	6.728	99.95

Таблица 3. Потоки энергии на входе E_{1a} , E_{1b} и на выходе E_2 , коэффициент полезного действия η при подаче жидкости через тангенциальные патрубки первой (левой) и второй (правой) камер ($T_1 + T_2$)

Параметры на входе		Параметры на выходе		η , %
Мощность E_{1a} , вводимая в аппарат через патрубок T_1 , Вт	Мощность E_{1b} , вводимая в аппарат через патрубок T_2 , Вт	Мощность E_2 на выходе из аппарата, Вт	Мощность $N_{\text{мш}}$, затраченная на перемешивание, Вт	
0.076	0.071	$0.027 \cdot 10^{-3}$	0.147	99.98
0.120	0.110	$0.044 \cdot 10^{-3}$	0.230	99.98
0.178	0.164	$0.082 \cdot 10^{-3}$	0.342	99.98
0.260	0.247	$0.179 \cdot 10^{-3}$	0.507	99.97
0.597	0.549	$0.602 \cdot 10^{-3}$	1.146	99.95
1.291	1.198	$1.328 \cdot 10^{-3}$	2.488	99.85
1.911	1.709	$1.984 \cdot 10^{-3}$	3.618	99.85
2.882	2.654	$3.817 \cdot 10^{-3}$	5.532	99.83
3.654	3.586	$5.435 \cdot 10^{-3}$	7.234	99.83
4.157	4.028	$6.227 \cdot 10^{-3}$	8.179	99.82

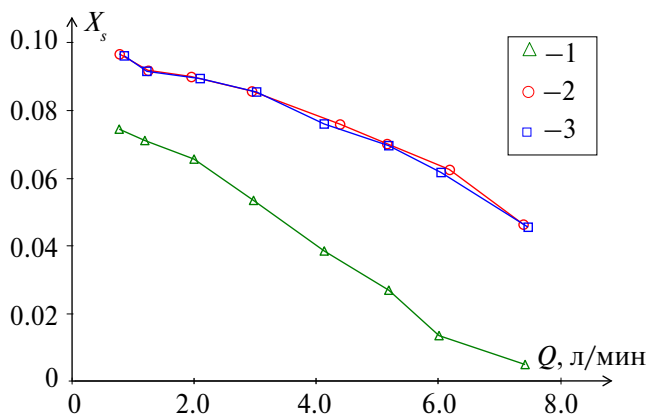


Рис. 9. Зависимость индекса сегрегации X_s от суммарного расхода Q : 1 — подача в два тангенциальных патрубка, 2 — подача в тангенциальный и осевой патрубки первой камеры, 3 — подача в тангенциальный и осевой патрубки второй камеры.

ветственно. Таким образом, при низких расходах ($Q < 1$ л/мин) за счет взаимодействия встречных закрученных потоков достигается улучшение качества микросмешения от ~ 1.3 , а при увеличении суммарного расхода Q до 7.4 л/мин — до 9.66 раз, по сравнению со смешением при подаче растворов в тангенциальный и осевой патрубки. Отметим, что условия смешения в последнем случае аналогичны тем, которые имеют место в горловине одно- и двухступенчатого микрореакторов, исследованных ранее. Учитывая, что в горловине двухступенчатого микро-ВСА-2 качество микросмешения от 50 до 250 раз выше, чем в аппарате с магнитной мешалкой [15, 16], перемножением коэффициентов можно оценить улучшение эффекта микросмешения в микро-ВСА-ВЗП от $1.3 \times 50 = 65$ до $9.66 \times 250 \approx 2400$ раз, по сравнению аппаратом с магнитной мешалкой. Причем разница возрастает по мере увеличения расхода, что можно объяснить возрастанием кинетической энергии потока, трансформируемой в энергию деформации микровихрей.

Такой значительный эффект позволяет объяснить качественное изменение структуры и свойств веществ, синтезированных нами ранее в микро-ВСА-ВЗП [24, 25].

Для аппроксимации экспериментальных данных были проверены зависимости $X_s = f(Q)$ и $X_s = f(\epsilon_{\text{mix}})$ в форме степенного одночлена и линейной функции. Для степенного одночлена получен коэффициент детерминации 0.68–0.74, тогда как для линейной функции он был не ниже 0.90.

Предложено экспериментальные данные $X_s = f(Q)$ аппроксимировать линейной корреляцией:

$$X_s = A_2 - k_2 Q, \quad (9)$$

параметры аппроксимации, найденные методом наименьших квадратов, представлены в табл. 4.

Таблица 4. Параметры аппроксимации в формуле (9) при различных способах подачи жидкости в микро-ВСА-ВЗП

Наименование параметра	$T_1 + T_2$	$T_1 + \Pi_1$ (I)	$T_2 + \Pi_2$ (II)
A_2	0.0848	0.1035	0.1039
k_2 , мин/л	11.17×10^{-3}	6.971×10^{-3}	7.205×10^{-3}
R^2	0.9916	0.9668	0.9715

Экспериментальные данные $X_s = f(\epsilon_{\text{mix}})$ аппроксимированы линейной корреляцией:

$$X_s = A_3 - k_3 \epsilon_{\text{mix}}, \quad (10)$$

параметры аппроксимации представлены в табл. 5.

Таблица 5. Коэффициенты аппроксимации в формуле (10) при различных способах подачи жидкости в микро-ВСА-ВЗП

Наименование параметра	$T_1 + T_2$	$T_1 + \Pi_1$ (I)	$T_2 + \Pi_2$ (II)
A_3	0.0663	0.0903	0.0899
k_3 , кг/кВт	1.397×10^{-3}	1.054×10^{-3}	0.902×10^{-3}
R^2	0.9095	0.952	0.9481

Как видно из табл. 4, для вариантов подачи растворов $T_1 + \Pi_1$ (I) и $\Pi_2 + T_2$ (II) значения параметров уравнения (9) отличаются незначительно (отличие в 0.4% для A_2 , 3.4% для k_2), тогда как значение коэффициента k_2 для способа подачи $T_1 + T_2$ в 1.6 раза выше, чем для двух остальных. Этот признак свидетельствует о том, что с увеличением расходов при подаче в два тангенциальных патрубка качество микросмешения улучшается более существенно; кроме того, этот признак демонстрирует и более эффективное использование вводимой в аппарат энергии при **использовании встречных закрученных потоков** с их смешением в камере 8 (рис. 2), поскольку при одинаковых значениях ϵ_{mix} достигается более высокое качество микросмешения (X_s ниже до 10 раз).

Тангенс угла наклона k_3 в корреляционной зависимости (10) для способа подачи $T_1 + T_2$ в 1.32 и в 1.55 раза выше, чем для способов подачи $T_1 + \Pi_1$ (I) и $T_2 + \Pi_2$ (II) соответственно. При этом значение A_3 для способа подачи $T_1 + T_2$ в формуле (10) в 13.6 раз ниже, чем среднее для двух остальных случаев. Эти результаты также демонстрируют более эффективное использование вводимой в аппарат энергии при **использовании встречных закрученных потоков** с их смешением в камере 8 (рис. 2).

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данной работе были исследованы связь между суммарным расходом Q подаваемых жидкостей и удельной скоростью диссипации энергии ε_{mix} , а также влияние расхода Q на показатель качества микросмешения — индекс сегрегации X при трех способах подачи растворов в микро-ВСА-ВЗП.

Установлено, что при подаче в тангенциальный и осевой патрубки левой или правой камер аппарата в зависимости (8) значение показателя степени практически совпадает с теоретическим значением 3.0, характерным для турбулентного режима. При подаче в два тангенциальных патрубка, т. е. при осуществлении столкновения встречных закрученных потоков в камере смешения 8 (рис. 2) показатель степени в формуле (8) принимает значение $n_1 = 2.185$, что может быть объяснено взаимным гашением момента количества движения при взаимодействии двух вихрей. Во всех исследованных случаях практически вся вводимая в аппарат механическая энергия трансформируется в деформацию жидкости ($\eta > 99.8\%$).

Полученные в данной работе экспериментальные данные продемонстрировали существенное (до одного десятичного порядка) улучшение качества микросмешения в микро-ВСА-ВЗП при **использовании встречных закрученных потоков** (способ подачи $T_1 + T_2$), по сравнению со смешением в зоне горловины в левой или правой камере при подаче в тангенциальный и осевой патрубки (способы подачи $T_1 + \Pi_1$ (I) и $T_2 + \Pi_2$ (II)).

Способ подачи растворов в тангенциальный и осевой патрубки аналогичен реализации смешения в одно- и двухступенчатом микрореакторах с интенсивно закрученными потоками (микро-ВСА-1 и микро-ВСА-2). Поэтому можно считать, что в микро-ВСА-ВЗП при использовании встречных закрученных потоков достигаются существенно лучшие условия микросмешения, по сравнению с микро-ВСА-1 и микро-ВСА-2.

По сравнению с аппаратом с магнитной мешалкой, с учетом полученных ранее соотношений [15] эффект микросмешения в микро-ВСА-ВЗП оказался выше от 65 (при суммарном расходе $Q = 0.7$ л/мин) до 2400 раз (при $Q = 7.4$ л/мин). Таким образом, проведенные исследования продемонстрировали чрезвычайно высокое качество микросмешения, достигаемое в микро-ВСА-ВЗП, даже по сравнению с более простыми по конструкции микрореакторами с интенсивно закрученными потоками — микро-ВСА-1 и микро-ВСА-2, а также сниженные энергозатраты (при заданном качестве микросмешения).

В соответствии с имеющимися теоретическими представлениями [37], микросмешение, явля-

ясь последним этапом перемешивания, состоит из вязко-конвективной деформации элементов жидкости, которая приводит к распаду агрегатов жидкости вплоть до диффузионного масштаба, в результате чего существенно ускоряется диффузия на молекулярном (или ионном) уровне. Этот механизм влечет за собой вовлечение, втягивание (англ.: engulfment) и деформацию вихрей колмогоровского масштаба λ_k , и является лимитирующим процессом в уменьшении локальных градиентов концентрации. Именно по этой причине селективность реакций зависит от качества микросмешения, количественными характеристиками являются индекс сегрегации, время микросмешения и скорость диссипации энергии ε : чем выше ε , тем лучше микросмешение и выше селективность быстропотекающих реакций [38, 39]. При синтезе неорганических веществ благодаря высокому качеству микросмешения достигается получение продуктов без примесей, со стехиометрическим соотношением атомов. Таким образом, полученные в данной работе результаты позволяют объяснить высокое качество продуктов, синтезированных в микро-ВСА-ВЗП [10, 24, 25].

Так, в работе [13] выполнено сравнение трех методов синтеза нанокристаллов сложных оксидов на примере получения ортоферрита висмута BiFeO_3 : 1) в микрореакторе с затопленными струями, 2) в микрореакторе со сталкивающимися струями (см. подробное описание его работы в [11, 12]), 3) в одноступенчатом реакторе с закрученными потоками микро-ВСА-1.

Методика подготовки растворов для всех видов синтеза заключалась в следующем (цитируется по [13]): “В качестве исходных реагентов использовали кристаллогидраты нитратов висмута и железа (III). Нитрат висмута $\text{Bi}(\text{NO}_3)_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ растворили в 70 мл 4М HNO_3 при перемешивании в течение 10 мин и нагревании до 70°C . Эквивалентное количество нитрата железа $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$ добавляли при перемешивании в полученный раствор нитрата висмута. Навески солей были рассчитаны для приготовления 3 г феррита висмута. После перемешивания в течение 10 мин добавляли 130 мл дистиллированной воды и перемешивали еще в течение 20 мин. Отдельно готовили 1 л 4М раствора NaOH . Полученные растворы использовались для соосаждения гидроксидов висмута и железа (III) в микрореакторах различных типов. Соосаждение проводили при температуре около 22°C и атмосферном давлении. После синтеза в микрореакторах образцы нагревали в трубчатой печи в платиновом тигле при температуре 490°C в режиме “отжиг-закалка” в течение 1 мин».

На рис. 10 представлены средние размеры кристаллитов (рис. 10а) и кривые распределения размеров кристаллитов (рис. 10б), полученных тремя

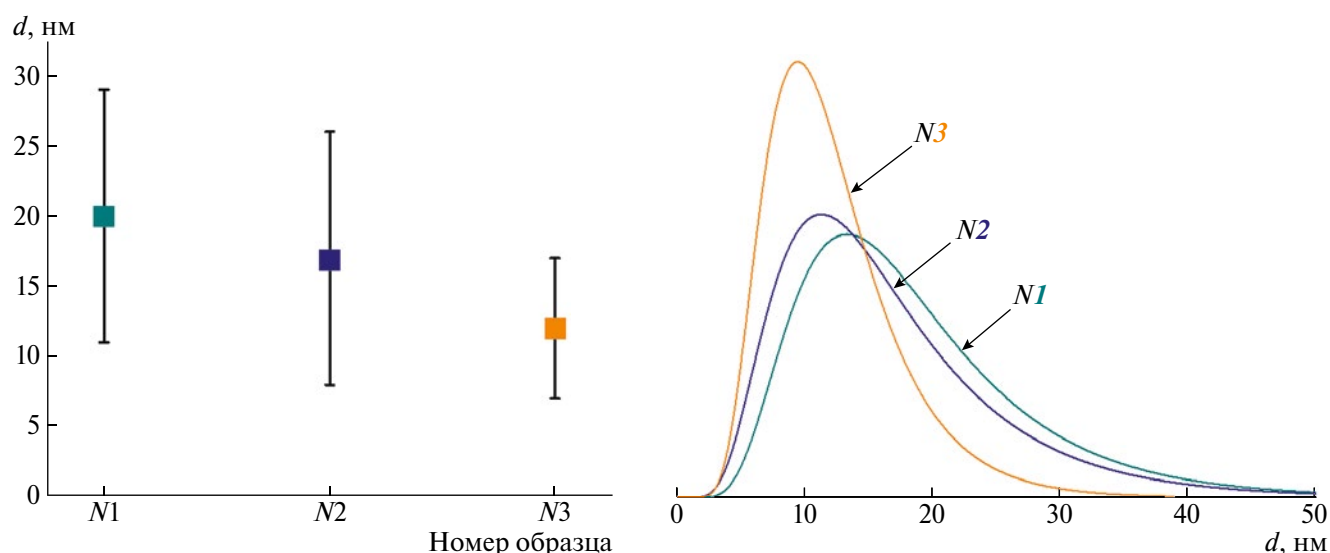


Рис. 10. Средние размеры кристаллитов (а) и кривые распределения размеров кристаллитов (б), полученных тремя методами [13]: N1 – в микрореакторе с затопленными струями, N2 – в микрореакторе со сталкивающимися струями, N3 – в одноступенчатом реакторе с закрученными потоками микро-ВСА-1.

методами. Длина отрезков на рисунке рис. 10а соответствует 2σ интервалу.

Известно, что при недостаточно высоком качестве микросмешения наряду с продуктом, имеющим стехиометрическое соотношение $\text{Bi}:\text{Fe} = 1:1$ – ортоферрита висмута со структурой перовскита BiFeO_3 , в данной реакции могут образовываться продукты с избытком висмута или железа – фазы, соответственно, со структурой силленита ($\text{Bi}_{25}\text{FeO}_{39}$) или муллита ($\text{Bi}_2\text{Fe}_4\text{O}_9$) [10]. В работе [13] во всех трех микрореакторах, как следует из дифрактограмм, получена чистая фаза ортоферрита висмута.

Кроме того, у образца, полученного с использованием микрореактора с закрученными потоками, достигнут наименьший средний размер кристаллитов BiFeO_3 – около 12 нм (см. рис. 10). В микрореакторе с затопленными струями размеры кристаллитов BiFeO_3 составляют 19 ± 9 нм, в микрореакторе со сталкивающимися струями – 17 ± 9 нм. Таким образом, микрореакторы с закрученными потоками продемонстрировали получение кристаллитов с более узким распределением и примерно в 1.5 раза меньшим средним размером.

С точки зрения стабильности получаемых нанокристаллических образцов BiFeO_3 в [13] достигнут положительный результат, поскольку в производственных условиях гарантирует получение нанокристаллического BiFeO_3 со средним размером кристаллитов 12 ± 4 нм в широком диапазоне расходов растворов – от 0.5 до 3.0 л/мин.

Ряд интересных результатов по синтезу наночастиц в микро-ВСА-ВЗП можно найти в работах [24, 25].

ФИНАНСИРОВАНИЕ РАБОТЫ

Исследование выполнено при финансовой поддержке гранта Российского научного фонда (проект № 20–63–47016).

Авторы заявляют, что у них нет конфликта интересов.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

A	коэффициент
A_1	параметр аппроксимации в формуле (8), кВт/кг·(мин/л) ^{n_1}
A_2, A_3	безразмерные параметры аппроксимации в формулах (9), (10)
E_{1a}, E_{1b}	входящие в аппарат потоки энергии, Вт
E_2	выходящий из аппарата поток энергии, Вт
g	ускорение свободного падения, м/с ² ;
N_{mix}	мощность, затрачиваемая на перемешивание, Вт
n_1	показатель степени в формуле (8)
k_2, k_3	параметры аппроксимации в формулах (9), (10), кг/кВт
p_i	давление в i -м сечении, Па
Δp_1	потери давления, измеренные в первом патрубке, Па
Δp_2	потери давления, измеренные во втором патрубке, Па
Q_i	расход жидкости, л/мин;
Q_1, Q_2	расходы жидкости через первый и второй патрубки, л/мин
$Q = Q_1 + Q_2$	суммарный расход жидкости через аппарат, л/мин
R^2	коэффициент детерминации

V_{mix}	объем зоны микросмешения, мл
v_i	скорость в i -м сечении, м/с
X_s	индекс сегрегации
Z_i	высота от патрубка до высоты погружения аппарата, м
α_i	коэффициенты кинетической энергии
ε	удельная скорость диссипации энергии, Вт/кг
ε_{mix}	удельная скорость диссипации энергии в зоне интенсивного смешения, Вт/кг
η	коэффициент полезного действия микро-реактора по доле диссипированной в аппарате энергии (формула (7))
ρ	плотность жидкости, кг/м ³
μ	динамическая вязкость жидкости, Па·с
τ	время микросмешения, с

ИНДЕКСЫ

i	принимает значения: $i = 1a$ первый входной патрубок, $i = 1b$ второй входной патрубок, $i = 2$ выпускной патрубок
T	теоретический

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Zhao C.-X., He L., Qiao S.Z., Middelberg A.P.J. Nanoparticle synthesis in microreactors // Chem. Eng. Sci. 2011. V. 66. P. 1463–1479. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2010.08.039>
2. Nightingale A.M., deMello J.C. Segmented Flow Reactors for Nanocrystal Synthesis // Advanced Materials. 2013. V. 25. № 13. P. 1813–1821. <http://dx.doi.org/10.1002/adma.201203252>
3. Luo L., Yang M., Chen G. Continuous synthesis of TiO₂-supported noble metal nanoparticles and their application in ammonia borane hydrolysis // Chem. Eng. Sci. 2022. V. 251. Art. 117479. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ces.2022.117479>
4. Kawase M., Suzuki T., Miura K. Growth mechanism of lanthanum phosphate particles by continuous precipitation // Chem. Eng. Sci. 2007. V. 62. P. 4875–4879. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2007.02.032>
5. Marchisio D.L., Barresi A.A., Garbero M. Nucleation, growth, and agglomeration in barium sulfate turbulent precipitation // AIChE J. 2002. V. 48. № 9. P. 2039–2050. <https://doi.org/10.1002/aic.690480917>
6. Marchisio D.L., Rivautea L., Barresi A.A. Design and scale-up of chemical reactors for nanoparticle precipitation // AIChE J. 2006. V. 52. P. 1877–1887. <https://doi.org/10.1002/aic.10786>
7. Schwarzer H.-C., Peukert W. Combined Experimental/Numerical Study on the Precipitation of Nanoparticles // AIChE J. 2004. V. 50. P. 3234–3247. <https://doi.org/10.1002/aic.10277>
8. Patil S., Kate P.R., Deshpande J.B., Kulkarni A.A. Quantitative understanding of nucleation and growth kinetics of silver nanowires // Chem. Eng. J. 2021. V. 414. Art. 128711, <https://doi.org/10.1016/j.ces.2021.128711>
9. Tanimu A., Jaenicke S., Alhooshani K. Heterogeneous catalysis in continuous flow microreactors: A review of methods and applications // Chem. Eng. J. 2017. V. 327. P. 792–821. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2017.06.161>
10. Abiev R.S., Almjasheva O.V., Popkov V.I., Proskurina O.V. Microreactor synthesis of nanosized particles: The role of micromixing, aggregation, and separation processes in heterogeneous nucleation // Chem. Eng. Res. & Des. 2022. V. 178. P. 73–94; <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2021.12.003>
11. Абиев Р.Ш., Сироткин А.А. О влиянии гидродинамических условий на микросмешение в микро-реакторах со сталкивающимися струями // Теор. основы хим. технол. 2022. Т. 56. С. 11–25 [Abiev R.S., Sirotkin A.A. Effect of Hydrodynamic Conditions on Micromixing in Impinging-Jets Microreactors // Theor Found Chem Eng. 2022. V. 56. P. 9–22. <https://doi.org/10.1134/S0040579522010018>]
12. Abiev R. Sh., Sirotkin A.A. Influence of hydrodynamic conditions on micromixing in microreactors with free impinging jets // Fluids, 2020. V. 5. Iss. 4. Art. 179. <https://doi.org/10.3390/fluids5040179>
13. Proskurina O.V., Abiev R. Sh., Nevodskiy V.N. Influence of using different types of microreactors on the formation of nanocrystalline BiFeO₃ // Nanosystems: Phys. Chem. Math. 2023. V. 14. № 1. P. 120–126.
14. Abiev R.S., Kudryashova Y.S., Zdravkov A.V., Fedorenko N.Y. Micromixing and co-precipitation in continuous microreactors with swirled flows and microreactors with impinging swirled flows // Inorganics. 2023. Iss. 2. Art. 49. <https://doi.org/10.390/inorganics11020049>
15. Абиев Р.Ш., Макушева И.В. Влияние макро- и микросмешения на процессы растворного синтеза частиц оксидных материалов в микроаппаратах с интенсивно закрученными потоками // Теор. основы хим. технол. 2022. Т. 56. С. 137–147 [Abiev R. Sh., Makusheva I.V. Effect of Macro- and Micromixing on Processes Involved in Solution Synthesis of Oxide Particles in High-Swirl Microreactors // Theor Found Chem Eng. 2022. V. 56. P. 141–151. <https://doi.org/10.1134/S0040579522020014>].
16. Abiev R. Sh., Makusheva I.V. Energy Dissipation Rate and Micromixing in a Two-Step Micro-Reactor with Intensively Swirled Flows. Micromachines 2022, V. 13, Iss. 11, Art. 1859. <https://doi.org/10.3390/mi13111859>
17. Алексеенко С.В., Куйбин П.А., Окулов В.Л. Введение в теорию концентрированных вихрей. Новосибирск: Институт теплофизики СО РАН, 2003. 504 с.
18. Ахметов В.К., Шкадов В.Я. Численное моделирование вязких вихревых течений для технических приложений: Монография. М: Издательство АСВ. 2009. 176 с.
19. Халатов А.А. Теория и практика закрученных потоков. АН УССР. Ин- технической теплофизики. Киев: Наукова думка, 1989. 192 с.
20. Абдулджалил М.С.А., Россошанский В.В., Миронова Л.М. Оптимизация конструктивных параметров пылеуловителей на встречных закрученных потоках в системах местной вытяжной вентиляции // Инженерный вестник Дона. 2016. № 2. Режим доступа: URL: www.ivdon.ru/ru/magazine/archive/n2y2016/3603

21. Дорж Д.Ж., Худяков П.Ю., Берг И.А., Жилкин Б.П. Особенности термомеханического взаимодействия встречных газовых струй // Современные проблемы науки и образования. 2014. № 2. Режим доступа: URL: www.science-education.ru/116-12978
22. Митрофанова О.В. Гидродинамика и теплообмен закрученных потоков в каналах ядерно-энергетических установок. М.: ФИЗМАТЛИТ, 2010. 288 с.
23. Митрофанова О.В. Гидродинамика и теплообмен закрученных потоков в каналах с завихрителями (Аналитический обзор) // Теплофизика высоких температур. 2003. Т. 41. № 4. С. 587–633.
24. Fedorenko N. Yu., Abiev R. Sh., Kudryashova Yu.S., Ugolkov V.L., Khamova T.V., Mjakin S.V. et al. Comparative study of zirconia based powders prepared by co-precipitation and in a microreactor with impinging swirled flows // *Ceramics International*. 2022. V. 48. P. 13006–13013. <https://doi.org/10.1016/j.ceramint.2022.01.174>
25. Абиев Р.Ш., Здравков А.В., Кудряшова Ю.С., Александров А.А., Кузнецов С.В., Фёдоров П.П. Синтез наноразмерных частиц фторида кальция в микрореакторе с интенсивно закрученными потоками // Журн. неорг. химии. 2021. Т. 66. № 7. С. 929–934 [Abiev R. Sh., Zdravkov A.V., Kudryashova Yu.S., Alexandrov A.A., Kuznetsov S.V., Fedorov P.P. Syntheses of calcium fluoride nanoparticles in a microreactor with intensely swirling flows // *Russ. J. Inorg. Chem.* 2021. V. 66 (7). P. 1049–1054. <https://doi.org/10.1134/S0036023621070020>].
26. Abiev R.S., Sirotkin A.A. Effect of energy dissipation rate on the micromixing in a microreactor with free impinging jets // *New Materials, Compounds and Applications*. 2022. V. 6. № 3. P. 191–201.
27. Абиев Р.Ш., Потехин Д.А. Исследование качества микросмешения в одноступенчатом микрореакторе с интенсивно закрученными потоками // Теор. основы хим. технол. 2023. Т. 57. № 6. С. 1–16. <https://doi.org/10.31857/S0040357123060015>
28. Пат. РФ 2741735 (опубл. 2021). Микрореактор-смеситель со встречными закрученными потоками.
29. Albadi Y., Ivanova M.S., Grunin L.Y., Martinson K.D., Chebanenko M.I., Izotova S.G. et al. The Influence of co-precipitation technique on the structure, morphology and dual-modal proton relaxivity of GdFeO₃ nanoparticles // *Inorganics*. 2021. V. 9. Iss. 5. Art. 39. <https://doi.org/10.3390/inorganics9050039>
30. Teychené S., Rodríguez-Ruiz I., Ramamoorthy R.K. Reactive crystallization: From mixing to control of kinetics by additives // *Current Opinion in Colloid & Interface Science*. 2020. V. 46. P. 1–19. <https://doi.org/10.1016/j.cocis.2020.01.003>
31. Falk L., Commenge J.-M. Performance comparison of micromixers // *Chem. Eng. Sci.* 2010. V. 65. P. 405–411. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2009.05.045>
32. Batchelor G.K. An introduction to fluid dynamics (Cambridge Mathematical Library). Cambridge University Press: Cambridge, UK, 2000.
33. Guichardon P., Falk L. Characterisation of micromixing efficiency by the iodide–iodate reaction system. Part I: experimental procedure // *Chem. Eng. Sci.* 2000. V. 55. P. 4233. [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(00\)00068-3](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(00)00068-3)
34. Fournier M.-C., Falk L., Villermaux J. A new parallel competing reaction system for assessing micromixing efficiency – Determination of micromixing time by a simple mixing model // *Chemical Engineering Science*. 1996. V. 51. № 23. P. 5187–5192, [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(96\)00340-5](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(96)00340-5)
35. Commenge J.-M., Falk L. Villermaux–Dushman protocol for experimental characterization of micromixers // *Chem. Eng. and Proc.: Proc. Intens.* 2011. V. 50. № 10. P. 979–990. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2011.06.006>
36. Jasińska M. Test reactions to study efficiency of mixing // *Chem. Process Eng.* 2015. V. 36. № 2. P. 171–208.
37. Bałdyga J., Bourne J.R. Simplification of micro-mixing calculations: I. Derivation and application of a new model // *Chem. Eng. J.* 1989. V. 42. P. 83–92.
38. Bałdyga J., Bourne J.R. Turbulent mixing and chemical reactions. Wiley, Chichester, 1999.
39. Villermaux J. Micromixing phenomena in stirred reactors. *Encyclopedia of fluid mechanics*. Houston: Gulf Publishing Company. 1986.