

УДК 66.023.2 : 66.091

О ВЛИЯНИИ РАСПРЕДЕЛЕНИЯ УДЕЛЬНОЙ СКОРОСТИ ДИССИПАЦИИ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ МАССОПЕРЕНОСА В АППАРАТАХ С ЖИДКОФАЗНЫМИ СРЕДАМИ

©2024 г. Р. Ш. Абиев

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

e-mail: abiev.rufat@gmail.com

Поступила в редакцию 03.07.2024

После доработки 06.09.2024

Принята в печать 16.09.2024

Выполнен теоретический анализ влияния распределения локальной удельной скорости диссипации энергии на удельную поверхность контакта фаз, поверхностный и объемный коэффициенты массоотдачи в аппаратах с гетерофазными процессами и жидкой сплошной фазой, а также на качество смешения в аппаратах с гомофазными реакциями в жидкой фазе. Показано, что среднее по объему аппарата значение удельной скорости диссипации энергии не является полноценным критерием для оценки полезного эффекта, поскольку не учитывает, с одной стороны, локальный уровень диссипации энергии в активных зонах, с другой стороны, особенности структуры потоков и локальное время пребывания в активных зонах, в зависимости от геометрии аппарата и способа ввода в него энергии. Обсуждаются предельные случаи: неравномерное распределение энергии при наличии небольшой зоны объема с высокой скоростью диссипации; идеально равномерное распределение энергии по всему объему аппарата. В первом случае существенная часть объема используется неэффективно, во втором случае затрачивается чрезмерное количество энергии. В связи с этим рассматриваются концепции дозированного распределенного ввода энергии для длительных процессов и максимальной концентрации энергии в микрообъеме для быстропротекающих процессов.

Ключевые слова: удельная скорость диссипации энергии, гетерофазные процессы, гомофазные реакции, качество смешения, коэффициент массоотдачи, удельная поверхность контакта фаз, индекс сегрегации

DOI: 10.31857/S0040357124060126 EDN: VHACLF

ВВЕДЕНИЕ

По современным представлениям удельная скорость диссипации энергии ϵ (Вт/кг) является определяющей характеристикой химико-технологической или биотехнологической аппаратуры как для традиционной крупномасштабной аппаратуры (в том числе абсорберов, используемых в биотехнологических процессах и для очистки сточных вод), для которой ключевыми уровнями смешения являются макро- и мезосмешение [1, 2], так и для микромасштабных аппаратов, где ключевым фактором является микросмешение [1, 3].

Удельная скорость диссипации энергии определяется как отношение мощности N , диссипируемой в единице массы m обрабатываемой среды (одно- или многофазной):

$$\epsilon = \frac{N}{m} = \frac{N}{\rho V}, \quad (1)$$

где ρ — плотность обрабатываемой среды, кг/м³; V — объем обрабатываемой среды, м³.

Локальное значение ϵ_{loc} отражает скорость диссипации энергии в фиксированном элементарном объеме, которое формально можно определить в точке:

$$\epsilon_{\text{loc}} = \lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{\Delta N}{\rho \Delta V}, \quad (2)$$

где ΔN — элементарная энергия, выделяемая в единицу времени в объеме ΔV обрабатываемой среды, Вт; ΔV — элементарный объем обрабатываемой среды, м³.

Среднее значение удельной скорости диссипации энергии ϵ_{av}

$$\epsilon_{\text{av}} = \frac{1}{\rho_{\text{av}} V} \int_V \epsilon_{\text{loc}} \rho dV = \frac{N_{\text{tot}}}{\rho_{\text{av}} V}, \quad (3)$$

где ρ_{av} — средняя по объему аппарата плотность обрабатываемой среды, кг/м³; N_{tot} — общие затраты мощности в объеме V обрабатываемой среды, Вт.

$$N_{\text{tot}} = \int_V \rho \epsilon_{\text{loc}} dV. \quad (4)$$

Цель данной работы — продемонстрировать неоднозначное влияние средней удельной скорости диссипации энергии ϵ_{av} на гидродинамические и массообменные характеристики химических и биохимических реакторов и сформулировать пути повышения эффективности аппаратов за счет рационального распределения энергии по их объему. В частности, при анализе литературы показано, что при одинаковых значениях ϵ_{av} разброс значений показателей эффекта может достигать двух десятичных порядков. Кроме того, показано, что средняя удельная скорость диссипации энергии как усредненный показатель не отражает специфику воздействия на гетерофазные системы как с недеформируемой (твердой), так и с деформируемой (жидкой или газовой) дисперсной фазой, с учетом необходимости формирования межфазной поверхности. Разработана классификация процессов по трем признакам: временному; по числу фаз, участвующих в процессе; по уровню удельной скорости диссипации энергии (локальной и средней). В результате выполненного анализа разработаны конкретные предложения по рациональному распределению вводимой в аппарат энергии по их объему.

В одной статье затруднительно рассмотреть широкий спектр систем и процессов, в которых распределение энергии по объему аппарата играет ключевую роль, поэтому были выбраны два процесса: гомофазный, используемый, например, в процессах соосаждения в микрореакторах; гетерофазный, рассмотренный на примере газожидкостных реакций, используемых в химических и биохимических реакторах.

Рассмотрим несколько довольно широко распространенных примеров, в которых среднее значение удельной скорости диссипации энергии ϵ_{av} используется как единственная характеристика интенсивности вводимой энергии.

Пример 1. Мини- и микрореакторы для синтеза наноразмерных и субмикронных частиц.

Мини- и микрореакторы в последние 20–25 лет все шире используются для синтеза различных неорганических [4–9], металлоорганических каркасов [10–12] и органических веществ и материалов [13]. Различие между мини- и микрореакторами довольно условное и привязано к формальной границе — порядка 1 мм, в действительности преобладание вязких и поверхностных сил над силами инерции и тяжести для систем со свойствами воды имеет

место до диаметра ~ 4.5 мм. Повышенный интерес к мини- и микрореакторам для решения этих задач обусловлен тем, что в микроканалах достигается высокое качество микросмешения [14–15], что и обеспечивает формирование частиц с заданной стехиометрией (т.е. без примесных фаз), а краткое время пребывания в зоне смешения препятствует образованию агломератов и агрегатов.

Оттино с сотрудниками [16] предложили многослойную модель системы жидкость—жидкость, а для анализа энергетической эффективности смешения ввели показатель, определяемый по формуле

$$\eta = \frac{\dot{\gamma}}{\dot{\gamma}_{\text{av}}} = \frac{\dot{\gamma}}{\sqrt{\epsilon_{\text{av}}/(2\nu)}}, \quad (5)$$

где $\dot{\gamma}$ — часть скорости сдвига, которая затрачивается на смешение, с^{-1} ; $\dot{\gamma}_{\text{av}}$ — средняя скорость сдвига, возникающая в потоке жидкости, с^{-1} ; ν — кинематическая вязкость жидкости, $\text{м}^2/\text{с}$. В работе Балдыги с соавторами для двухвинтового экструдера [17] найдено, что показатель эффективности смешения η не превышает 1%.

Одно из средств интенсификации процессов — миниатюризация оборудования [9]; микрореакторы особенно хорошо зарекомендовали себя для быстропотекающих реакций благодаря высокому качеству микросмешения, высокой равномерности распределения полей концентраций и температуры. В работе [18] выполнено сравнение восьми типов микросмесителей (рис. 1): Т-образного круглого сечения (Т-mixer); Т-образного планарного (Т-mixer); с тангенциальным вводом растворов (Tangential IMTEK); с извилистым каналом (caterpillar IMM); с щелевыми каналами (slit interdigital IMM); с радиальной сегментацией потоков (K-M micromixer); с продольной сегментацией потоков (Triangular interdigital Microglas); с радиальным движением в плоских слоях (Stralam IMM).

Фальк и Комменж [18] констатируют невозможность теоретического расчета энергетической эффективности смешения, поскольку практически невозможно определить долю энергии, которая затрачивается на смешение. Они получили формулу для экспериментального определения времени микросмешения, обусловленного диффузией и сдвигом (приводящими к уменьшению диффузионного пути в вихревом элементе жидкости) для цилиндрического канала при ламинарном режиме течения:

$$t_{\text{diff}+shear} = \sqrt{\frac{\nu}{2\epsilon_{\text{av}}}} \ln(1.52\text{Pe}). \quad (6)$$

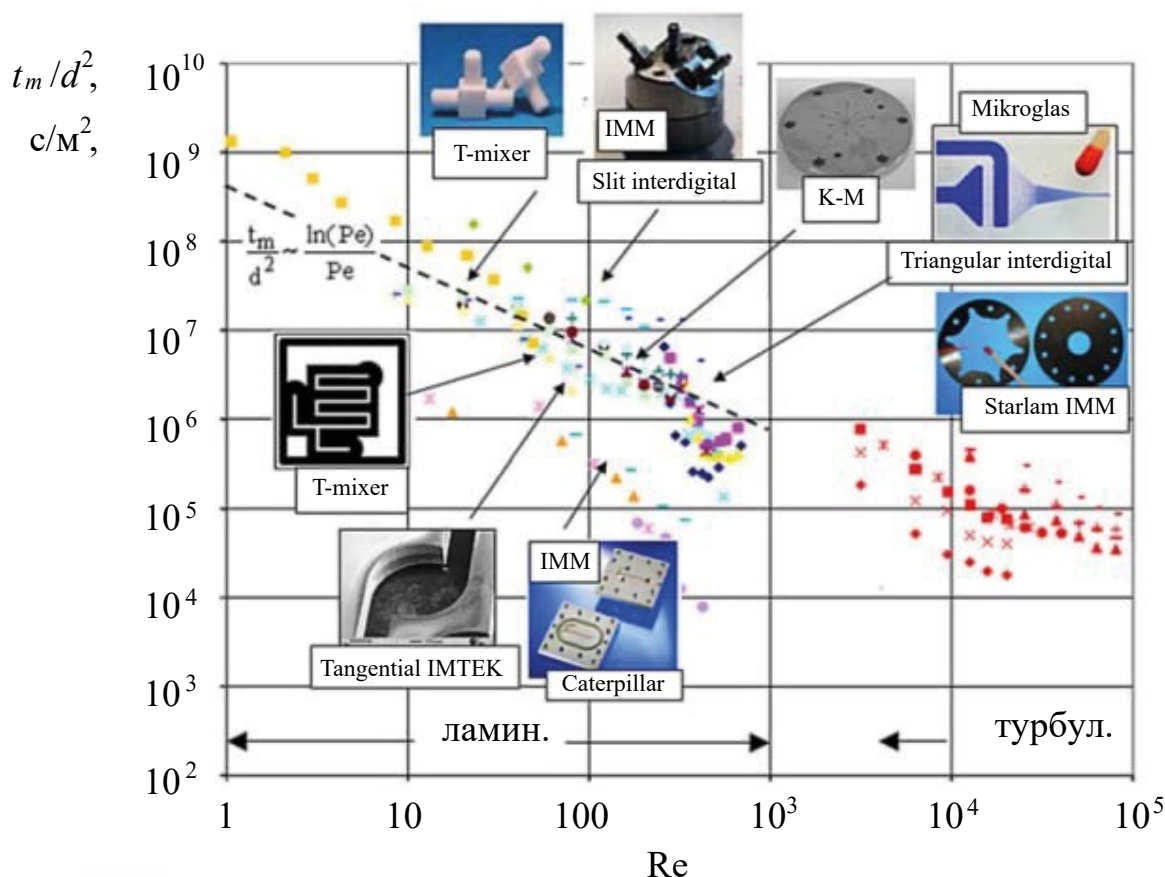


Рис. 1. Зависимость отношения времени микросмешения к квадрату характеристического размера (t_m/d^2) от числа Рейнольдса для восьми типов микросмесителей [18]. Штриховая линия соответствует формуле (7).

С учетом определения показателя (5) формула (6) для ламинарного режима течения была скорректирована в работе [18] и приобрела вид:

$$t_{diff+shear} = \frac{d}{8U\eta} \ln(1.52 Pe \eta), \quad (7)$$

где U – средняя скорость в микроканале, м/с; с учетом того, что число Пекле Pe находится в пределах от 10^3 до 10^6 , а η составляет несколько процентов, окончательно получено [18]:

$$t_{diff+shear} \sim \frac{d}{8U} Pe^{0.15} \eta^{-0.85}. \quad (8)$$

Выражение (8) показывает, что время микросмешения практически обратно пропорционально показателю эффективности смешения η . Таким образом, для заданного размера микроканала и скорости жидкости конструкция микросмесителя (микрореактора) является определяющей в максимизации эффективности смешения, т.е. минимизации времени смешения [18].

В указанной работе признается решающая роль геометрии аппарата в эффективной трансформации энергии в микрореакторах.

Штриховая линия на рис. 1 соответствует формуле (7), которая справедлива при $Re < 1000$ для случая очень больших чисел Шмидта $Sc \gg 1$ при диффузионно-сдвиговом механизме переноса. Такой механизм переноса предполагает деформацию элементов жидкости сдвиговыми напряжениями в ламинарном потоке, приводящую к вытягиванию элементов жидкости и к уменьшению диффузионного пути. Следует отметить, что представленные на рис. 1 экспериментальные результаты отклоняются от теоретической линии $(t_m/d^2) = f(Re)$ до одного десятичного порядка в область больших значений и до двух порядков в область меньших значений. Такое значительное отклонение может быть связано с тем, что число Рейнольдса в устройствах различной геометрии не является однозначно определяющим безразмерным параметром; кроме того, в устройствах различной геометрии при равных числах Рейнольдса (и даже при равной удельной скорости диссипации энергии) условия смешения существенно различаются.

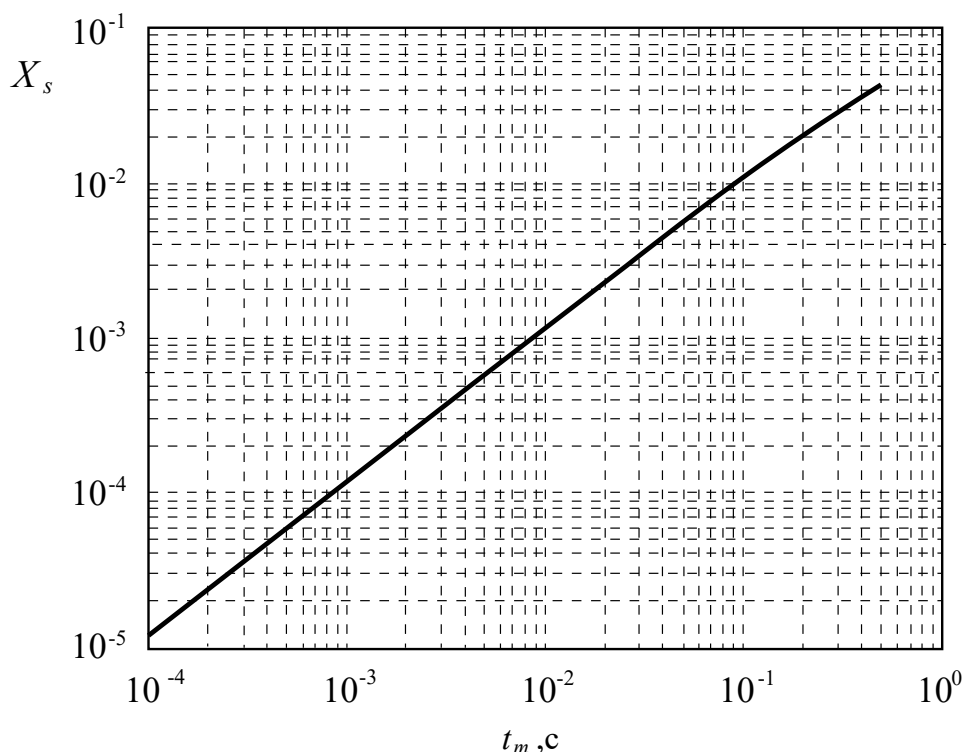


Рис. 2. Связь между индексом сегрегации X_s и временем смешения t_m в микрореакторах при использовании йодид-йодатной методики [18].

При анализе качества микросмешения информацию, приведенную на рис. 1, полезно сопоставить с данными (рис. 2), полученными в той же работе [18] с использованием йодид-йодатной методики [19–22].

Сопоставление указанных данных демонстрирует связь между числом Рейнольдса Re , временем микросмешения t_m и индексом сегрегации X_s . Например, при $Re = 1000$ и диаметрах микроканала $d = 1$ мм и $d = 0.1$ мм по линии, представленной в работе [18], находим $t_m \approx 1$ с и $t_m \approx 0.01$ с соответственно. По кривой в работе [18] при этих значениях времени микросмешения индекс сегрегации равен $X_s \approx 0.08$ и $X_s \approx 0.001$.

Для сравнения: в микрореакторах со сталкивающимися струями MRFIJ с диаметром струй 0.5–2 мм нами получены значения $X_s \approx 0.001$ [23], а в микрореакторах с интенсивно закрученными потоками MRISF-1, MRISF-2 с характерным диаметром (диаметром горловины) 2.4 мм достигнуты значения $X_s \approx 0.002$ [24], способствовавшие синтезу наночастиц различных неорганических веществ [15], а в микрореакторе с встречными закрученными потоками MRISF-CC $X_s \approx 0.0047$ (при других концентрациях серной кислоты) [24]. Высокое качество микросмешения, достигаемое в микрореакторах новых типов, под-

тверждено в ряде синтезов [9, 24]. Сравнение потоков с однократной закруткой и встречных закрученных потоков показало, что в последнем случае при сопоставимых условиях индекс сегрегации примерно в 10 раз ниже [25].

Таким образом, микрореакторы MRFIJ, MRISF-1, MRISF-2 и MRISF-CC позволяют достичь высокого качества микросмешения даже при поперечном размере узкой части аппарата (горловины) порядка 2–3 мм.

Пример 2. Газожидкостные реакторы.

Удельная поверхность контакта фаз при массовом барботаже (на основе теории локально изотропной однородной турбулентности) [26]:

$$a = \frac{S}{V_{app}} = 0.5 \left(\frac{\rho_L \varepsilon_{av}^2}{\sigma^3} \right)^{0.2} \Phi^{0.35} \left(\frac{\mu_L}{\mu_G} \right)^{0.25}. \quad (9)$$

Коэффициент массоотдачи поверхностный при барботаже может определяться по соотношению [26]:

$$k_L = 0.24 \sqrt{D_L \left(\frac{\rho_L \varepsilon_{av}}{\mu_L} \right)^{0.5}}. \quad (10)$$

Хотя в литературе представлено довольно большое количество соотношений, связывающих удельную поверхность a и коэффициенты

массоотдачи k_L , $k_L a$ (или число Шервуда Sh) с другими числами подобия – Рейнольдса, Вебера, Шмидта, формулы (9), (10) напрямую отражают связь между удельной скоростью диссипации энергии, удельной поверхностью и поверхностным коэффициентом массоотдачи.

В работе [1] представлен обзор трех уровней смешения – макро (масштаб аппарата в целом), мезо (масштаб промежуточных вихрей) и микро (уровень минимальных вихрей, определяемых по теории Колмогорова). Показано, что на всех трех уровнях удельная скорость диссипации энергии оказывает непосредственное влияние на характеристики смешения.

Отметим, что в эрлифтных аппаратах средний диаметр пузырей составляет $d_{32} = 14\text{--}18$ мм, а в аппаратах с механическими перемешивающими устройствами – турбинными мешалками $d_{32} = 4.5$ мм [27], что в соответствии с формулой (9) характеризует энергетические характеристики этих аппаратов.

С другой стороны, для аппарата с турбинной мешалкой – одной из наиболее частой применяемых для диспергирования газа в жидкости – в работе [28] показано, что распределение удельной скорости диссипации энергии по объему крайне неравномерное (рис. 3): максимальное значение ε_{loc} (ε_i на рис. 3), отнесенное к среднему $\varphi_i = \varepsilon_{\text{loc}}/\varepsilon_{\text{av}} = \varepsilon_i/\varepsilon_{\text{av}}$, достигает $\varphi_i = 34$ для зоны непосредственно вокруг мешалки, при этом

доля объема этой зоны составляет всего 0.0073, т.е. меньше 1%. При этом в трех периферийных зонах с долей объема 0.29, 0.343 и 0.195 получено $\varphi_i = 0.56$, 0.092 и 0.073 соответственно. В зонах вокруг мешалки и рядом с ней (красная, оранжевая и желтая зоны на рис. 3) с общим относительным объемом 0.092 (9.2%) выделяется 70.7% от общего количества энергии (в Вт).

Высокая неравномерность распределения энергии по объему аппарата с мешалкой обуславливает и неравномерное распределение размеров пузырей по объему аппарата: пузыри, попадающие в зоны мощного воздействия, наиболее интенсивно диспергируются, но вне этих зон происходит их коалесценция. То же самое относится и к коэффициенту массоотдачи, как следует из формулы (10).

Таким образом, даже в аппаратах с механическими перемешивающими устройствами, в которых гидродинамическую обстановку принято считать достаточно интенсивной, высокая неравномерность распределения энергии является причиной недостаточно высоких значений объемных коэффициентов массопереноса.

В связи с растущей потребностью интенсивного растворения газов в жидкостях, например, в биотехнологических процессах, где бактериальная масса потребляет растворенные газы (в частности, кислород), процесс массообмена между газом и жидкостью является ключевой задачей.

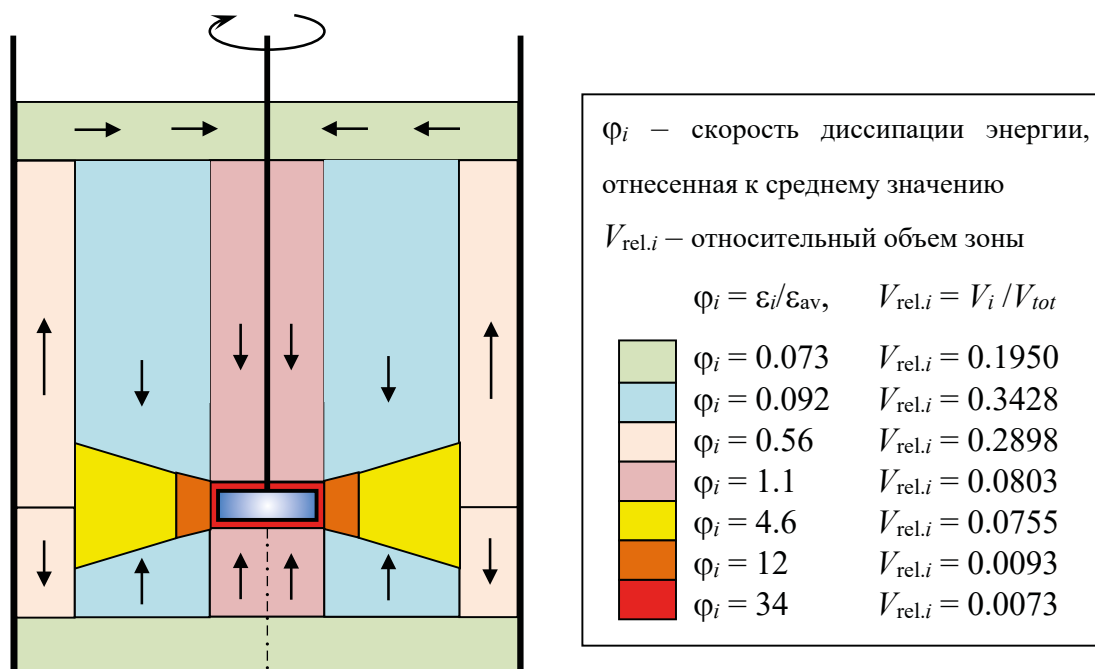


Рис. 3. Распределение по зонам реактора с турбинной мешалкой относительной скорости диссипации энергии ($\varphi_i = \varepsilon_i/\varepsilon_{\text{ave}}$) и относительного объема зон $V_{\text{rel},i}$ (использованы данные из работы [28]).

Другими словами, скорость растворения газов лимитирует интенсивность роста микроорганизмов.

В связи с этим разработка эффективных методов интенсификации процессов диспергирования пузырей и растворения газа в жидкости является актуальной задачей, равно как и обеспечение высококачественного микросмешения в микрореакторах.

В данной статье рассматриваются общие подходы к интенсификации смешения и рационального распределения энергии для двух указанных процессов.

ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

В результате выполненного во вводной части данной статьи анализа для достижения высокой эффективности аппаратуры, где смешение играет существенную роль, по нашему мнению, необходимо обеспечить учет, по крайней мере, трех ключевых параметров, присущих, с одной стороны, конкретному процессу, с другой – характерных для аппаратуры, используемой для проведения данного процесса. Эти три фактора можно условно назвать следующим образом: временной; фазовый; энергетический. В соответствии с указанными факторами нами предложена следующая классификация массообменных процессов.

1. По соотношению времен:

сопоставимость трех временных масштабов химико-технологических процессов (самого широкого спектра – как массообменные процессы без протекания химической реакции – абсорбция, адсорбция, экстракция, экстрагирование и

т.д., так и с протеканием химической реакции – гомофазные или гетерофазные):

время реакции τ_r или процесса в целом τ_{proc} ;

время пребывания в аппарате τ_{res} ;

время пребывания в зоне интенсивного воздействия τ_{act} (для гомофазных процессов – время интенсивного смешения τ_{mix}).

В табл. 1 представлена классификация некоторых типичных процессов по соотношению между их продолжительностью и временем интенсивного смешения.

Данный признак позволяет соотносить временные масштабы процессов. В литературе обычно принято сопоставлять два параметра – τ_r и τ_{res} , но τ_{res} является лишь среднеинтегральной характеристикой и не отражает характер воздействия на обрабатываемую среду с достаточной полнотой. В данной работе особое внимание уделяется локальным показателям, в том числе параметру τ_{act} (или τ_{mix}).

II. По числу фаз, участвующих в процессе:

гомофазные (число фаз $\Phi = 1$);

гетерофазные (число фаз $\Phi > 1$).

Для гомофазных процессов в большинстве случаев необходимо создавать высокое качество перемешивания на всех уровнях (макро-, мезо- и микроуровни [1]). Для гетерофазных процессов возникает необходимость в создании развитой межфазной поверхности и интенсификации межфазного массопереноса. С точки зрения организации процесса требования к аппаратурному оформлению в этих двух случаях довольно существенно различаются.

При работе с дисперсной твердой фазой во многих случаях необходимо обеспечить ее су-

Таблица 1. Классификация процессов по соотношению между их продолжительностью и временем интенсивного смешения

Группа процессов	Желательное соотношение между τ_{proc} и τ_{act}	Примеры процессов	Нежелательные явления при нарушении соотношения между τ_{proc} и τ_{act}
I	$\tau_{proc} \approx \tau_{act}$	Процессы с умеренной скоростью: растворение твердых частиц, жидкостная экстракция, абсорбция хорошо растворимых газов, в том числе процессы, совмещенные с химическими реакциями	Чрезмерные затраты энергии при $\tau_{proc} \gg \tau_{act}$. Неполное протекание процесса при $\tau_{proc} \ll \tau_{act}$.
II	$\tau_{proc} \ll \tau_{act}$	Быстропротекающие реакции, например, формирование наночастиц при изменении pH раствора (соосаждение)	Агломерация и агрегация наночастиц, образование побочных продуктов. Чрезмерные затраты энергии при $\tau_{proc} \geq \tau_{act}$
III	$\tau_{proc} \gg \tau_{act}$	“Медленные” процессы, включая реакции по синтезу органических продуктов, биохимические, экстрагирование	Неполное протекание процесса при $\tau_{proc} \leq \tau_{act}$

спендирование, а иногда — и относительно высокую равномерность распределения по высоте аппарата. Если речь идет о внутридиффузионных процессах (пропитке, экстрагировании), необходимо дополнительно учесть динамику жидкости в поровом пространстве капиллярно-пористых частиц.

III. По необходимому для данного процесса уровню удельной скорости диссипации энергии (локальной ϵ_{loc} и средней по объему ϵ_{av}) (табл. 2):

низкий уровень ϵ_{loc} или ϵ_{av} ,

средний уровень ϵ_{loc} или ϵ_{av} ,

высокий уровень ϵ_{loc} или ϵ_{av} .

Сразу отметим, что в общем случае три фактора можно считать независимыми, хотя временной фактор (а именно τ_{act}) может в некоторой степени коррелировать с энергетическим фактором (ϵ_{loc}), см. обсуждение ниже.

Величины τ_{proc} и τ_r можно условно назвать “внутренним” временем процесса, поскольку они относятся к процессу, исходя из требований к степени превращения, степени извлечения или поглощения либо аналогичных показателей. Эти величины по определению не связаны с аппаратом, в котором проводится данный процесс.

Время τ_{res} и τ_{act} — две разновидности “внешнего” для процесса времени, т.е. времени, связанного с воздействием на обрабатываемую среду в аппарате. Первое из них τ_{res} — полное время воздействия, второе τ_{act} (или τ_{mix}) — продолжительность эффективного воздействия.

Многие гомофазные процессы не нуждаются в особых мерах по повышению эффективности; например, смешение газов происходит довольно быстро в силу высоких коэффициентов диффузии газов и больших скоростей, обуслав-

ливающих конвективное смешение. Тем не менее существуют гомофазные процессы, требующие повышенной интенсивности смешения, в том числе на микроуровне [29]. К ним можно отнести растворные методы синтеза, в том числе: золь-гель метод, метод химического соосаждения, гидротермальный метод, метод замены растворителя. В ряде работ показано, что в методе химического соосаждения улучшение качества микросмешения является ключевым фактором, определяющим чистоту получаемых продуктов (т.е. отсутствие примесных фаз), размер получаемых частиц [1, 9, 24].

Для гетерофазных процессов к требованиям по высокому качеству смешения в сплошной фазе добавляется необходимость интенсивного смешения в дисперсной фазе (для систем Ж-Ж и Ж-Г), суспендирования (для систем Ж-Т), а также интенсивный межфазный массоперенос (рис. 4).

Отметим, что уровни локальной ϵ_{loc} и средней по объему ϵ_{av} удельной скорости диссипации энергии могут существенно (на несколько порядков) отличаться в объеме одного и того же аппарата при фиксированных условиях [9, 19, 23, 29–31].

Обычно в литературе в качестве “внешнего” времени используется среднее время пребывания в аппарате τ_{res} . Вместе с тем хорошо известно [32], что кривые распределения времени пребывания могут иметь очень большую дисперсию, особенно при наличии интенсивных возвратных течений в объеме аппарата. Это означает, что среднее время пребывания не является полной и адекватной характеристикой аппарата.

В общем случае на τ_{proc} влияют как диффузионная составляющая, так и кинетика реакций. На практике эти два фактора — диффузионный

Таблица 2. Примеры процессов при различных сочетаниях уровней локальной ϵ_{loc} и средней по объему ϵ_{av} удельной скорости диссипации энергии

		Уровень ϵ_{av}		
		низкий	средний	высокий
Уровень ϵ_{loc}	низкий	процессы в кинетической области (пример — барботажные колонны)	вспомогательные процессы (подготовка растворов солей и т.п.)	процессы с однократным диспергированием капель и пузырей (низкие требования к $k_L a$)
	средний	процессы с умеренной кинетикой (пример — тарельчатые колонны)	процессы с суспендированием твердой фазы	процессы с диспергированием и редиспергированием капель и пузырей (умеренные требования к $k_L a$)
	высокий	быстрые и сверхбыстрые реакции (пример — соосаждение при синтезе субмикронных частиц)	экстрагирование из твердой фазы (пример — пульсационные экстракторы)	процессы с диспергированием и редиспергированием капель и пузырей (высокие требования к $k_L a$)



Рис. 4. Диаграмма преобразования энергии, вводимой в системы со сплошной жидкой фазой (жидкость-жидкость, жидкость-газ, жидкость-твердое) с учетом необходимости формирования межфазной поверхности.

и кинетический — должны быть одного порядка. Иначе, при недостаточной скорости диффузионных процессов скорость подвода веществ к зоне реакции будет недостаточной, что не только ограничивает общую скорость процесса, но может также привести к образованию побочных продуктов (в результате отличающихся скоростей диффузии для различных реагентов). Если же скорость диффузионных процессов будет существенно выше скорости химической реакции (так называемая кинетическая область), то это означает как минимум избыточную скорость конвективного переноса, на создание которого затрачивается излишняя энергия.

Это означает, что сопоставление τ_{proc} и τ_{res} имеет довольно поверхностный характер, и для таких процессов, к которым предъявляются высокие требования по выходу, селективности, энергозатратам и другим показателям, не очень подходит.

По этой причине, по нашему мнению, наряду со средним временем пребывания τ_{res} при оценке характеристик аппаратуры необходимо использовать другой временной масштаб — продолжи-

тельность интенсивного воздействия τ_{act} (для гомофазных процессов — время интенсивного смешения τ_{mix}). Этот показатель, в свою очередь, связан со скоростью диссипации энергии, и эта связь будет обсуждаться ниже.

В табл. 2 приведены примеры сочетания уровней локальной ϵ_{loc} и средней по объему ϵ_{av} удельной скорости диссипации энергии при наличии трех уровней каждого из параметров ϵ_{loc} и ϵ_{av} : низкого, среднего и высокого.

При низком уровне ϵ_{av} целесообразно проводить процессы, не требующие поддержания интенсивного воздействия на жидкую фазу во всем объеме:

а) в кинетической области, тогда уровень ϵ_{loc} тоже может быть невысоким;

б) с умеренной кинетикой (протекающие в диффузионно-кинетической области), при этом уровень ϵ_{loc} должен быть повышенным;

в) быстропротекающие, т.е. с высокими скоростями процессов (например, быстрые и сверхбыстрые реакции), в этом случае уровень ϵ_{loc} должен быть наиболее высоким.

При среднем уровне ϵ_{av} целесообразно проводить процессы, когда объем оборудования не

очень большой (иначе пришлось бы затрачивать избыточную энергию), по уровням локальной скорости диссипации энергии:

а) при низком уровне ε_{loc} — вспомогательные операции, например подготовка растворов;

б) при среднем уровне ε_{loc} — операции, требующие повышенной концентрации энергии в локальном объеме, например суспендирование твердой фазы;

в) при высоком уровне ε_{loc} — процессы, в которых необходимо преодолеть высокий потенциальный барьер, например процессы экстрагирования или диспергирования высоковязких жидкостей.

При высоком уровне ε_{av} целесообразно проводить процессы, когда речь идет о мини- и микромасштабном оборудовании (объем активной зоны в интервале от 10^{-1} до 10^1 мл):

а) при низком уровне ε_{loc} — операции, в которых не предъявляются требования к $k_L a$ (например, газожидкостные процессы с однократным диспергированием газа или жидкости);

б) при среднем уровне ε_{loc} — операции, в которых предъявляются умеренные требования к $k_L a$, например химические и биохимические реакции, сопровождающиеся диспергированием и редиспергированием капель и пузырей;

в) при высоком уровне ε_{loc} — процессы, в которых предъявляются высокие требования к $k_L a$, например быстропротекающие химические и биохимические реакции, в том числе гетерофазные, сопряженные с жидкостной экстракцией.

ПРИМЕРЫ АНАЛИЗА РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ДИССИПИРУЕМОЙ ЭНЕРГИИ И ЭНЕРГЕТИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ АППАРАТОВ.

РЕЗУЛЬТАТЫ И ИХ ОБСУЖДЕНИЕ

Рассмотрим характер распределения диссипируемой энергии и его влияние на эффективность аппаратов трех видов: типового (на примере барботажной колонны); “идеального” с равномерно высоким распределением энергии по всему объему; улучшенного по признаку энергосбережения и повышения эффективности.

Типовой газожидкостной реактор (на примере барботажной колонны).

На рис. 5 представлена схема ферментатора барботажного колонного [31], на рис. 6 — схема ферментатора тарельчатого колонного, на рис. 7 — схема ферментатора газлифтного петлевого колонного.

Основное отличие газлифтного ферментатора — в наличии циркуляционного стакана (трубы), за счет которой организовано стабильное циркуляционное течение в аппарате.

С точки зрения распределения удельной диссипации энергии ε_{loc} все три аппарата, представленные на рис. 5–7, характеризуются крайне высокой неравномерностью ε_{loc} , что показано на всех схемах в виде двух типичных зон — зоны интенсивного диспергирования газа с ε_{max} и зоны со свободным движением газожидкостного потока с $\varepsilon \ll \varepsilon_{\text{max}}$. Следствием этого является и неравномерность распределения коэффициента массоотдачи от газа к жидкости: в зоне интенсивного диспергирования газа $(k_L a)_{\text{loc}}$ может быть на порядок и более превышать среднее по объему значение $(k_L a)_{\text{av}}$.

На рис. 8а представлен характер зависимости удельной скорости диссипации энергии ε от

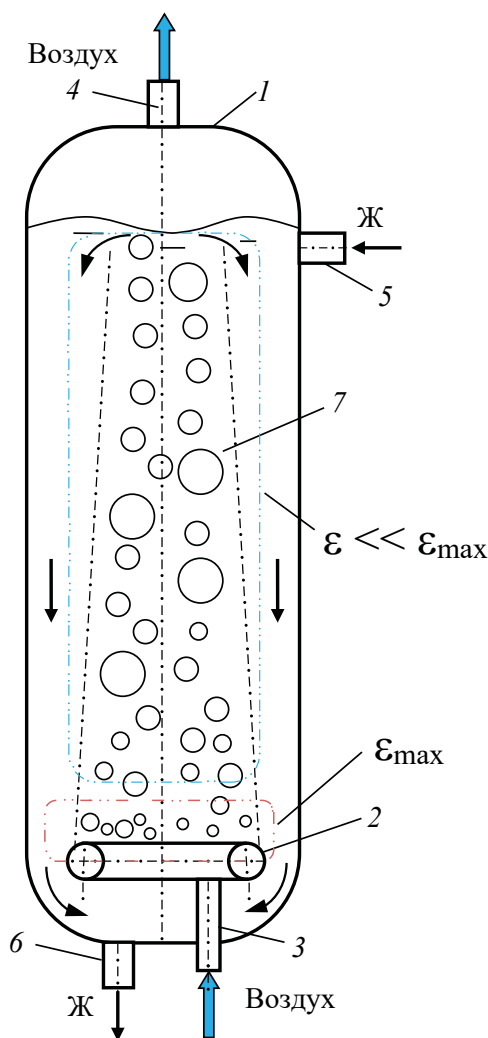


Рис. 5. Ферментатор барботажный колонный (ФГБК) $2 < H_0/D < 10$: 1 — корпус 2 — воздухо-распределитель (барботер), 3, 4 — ввод и вывод воздуха, 5, 6 — ввод и вывод жидкости, 7 — зона с высоким газосодержанием.

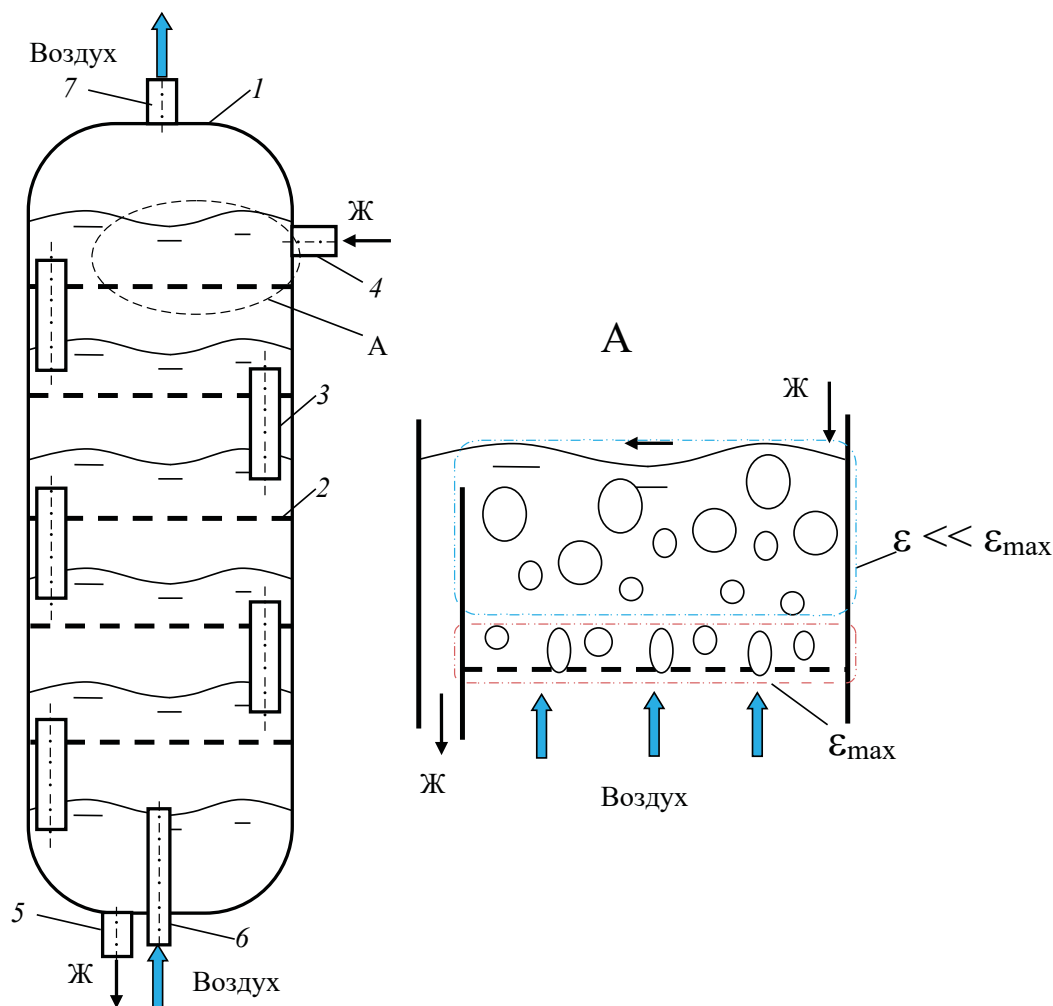


Рис. 6. Ферментатор тарельчатый колонный (ФГТК): 1 – корпус, 2 – тарелка, 3 – переливная труба, 4, 5 – ввод и вывод жидкости, 6, 7 – ввод и вывод воздуха. Красной штрихпунктирной линией обведена зона максимальных касательных напряжений, возникающих вблизи отверстий в тарелке. Выше этой зоны – диссипация энергии за счет работы выталкивающей силы при движении пузырей.

времени пребывания в аппарате τ , типичный для реальных аппаратов. Зона τ_{act} соответствует наиболее интенсивной локальной диссипации энергии $\epsilon_{\text{loc.max}}$, например, в зоне непосредственно над барботером в момент формирования пузырей, в непосредственной близости от механического перемешивающего устройства, инжектора, струи, отверстий в решетке тарельчатого контактного элемента.

Газ попадает в зону наиболее высоких значений удельной скорости диссипации энергии $\epsilon_{\text{loc.max}}$ (активную зону), где происходит его интенсивное дробление, а также и наиболее интенсивный массоперенос. По данным работы [32], в зоне формирования и на некотором расстоянии от нее происходит перенос 70–90% от общего количества перенесенного вещества. Эти значения подтверждают тот факт, что активная зона

играет наиболее значимую роль в массопереносе, а остальной объем аппарата оказывает слабое влияние на процесс.

Количество энергии, диссипируемой в активной зоне типичного реактора на единицу массы обрабатываемой среды (Дж/кг):

$$E_{\text{max0}} = \epsilon_{\text{loc.max0}} \cdot \tau_{\text{act}}, \quad (11)$$

где $\epsilon_{\text{loc.max0}}$ – локальное (максимальное) значение удельной скорости диссипации энергии в активной зоне, Вт/кг, τ_{act} – время пребывания в активной зоне, с.

В среднем по объему реактора количество диссипируемой энергии на единицу массы (Дж/кг):

$$E_{\text{tot0}} = \epsilon_{\text{av0}} \cdot \tau_{\text{res}}. \quad (12)$$

Удельная мощность (удельная скорость диссипации энергии) на единицу объема (Вт/м³),

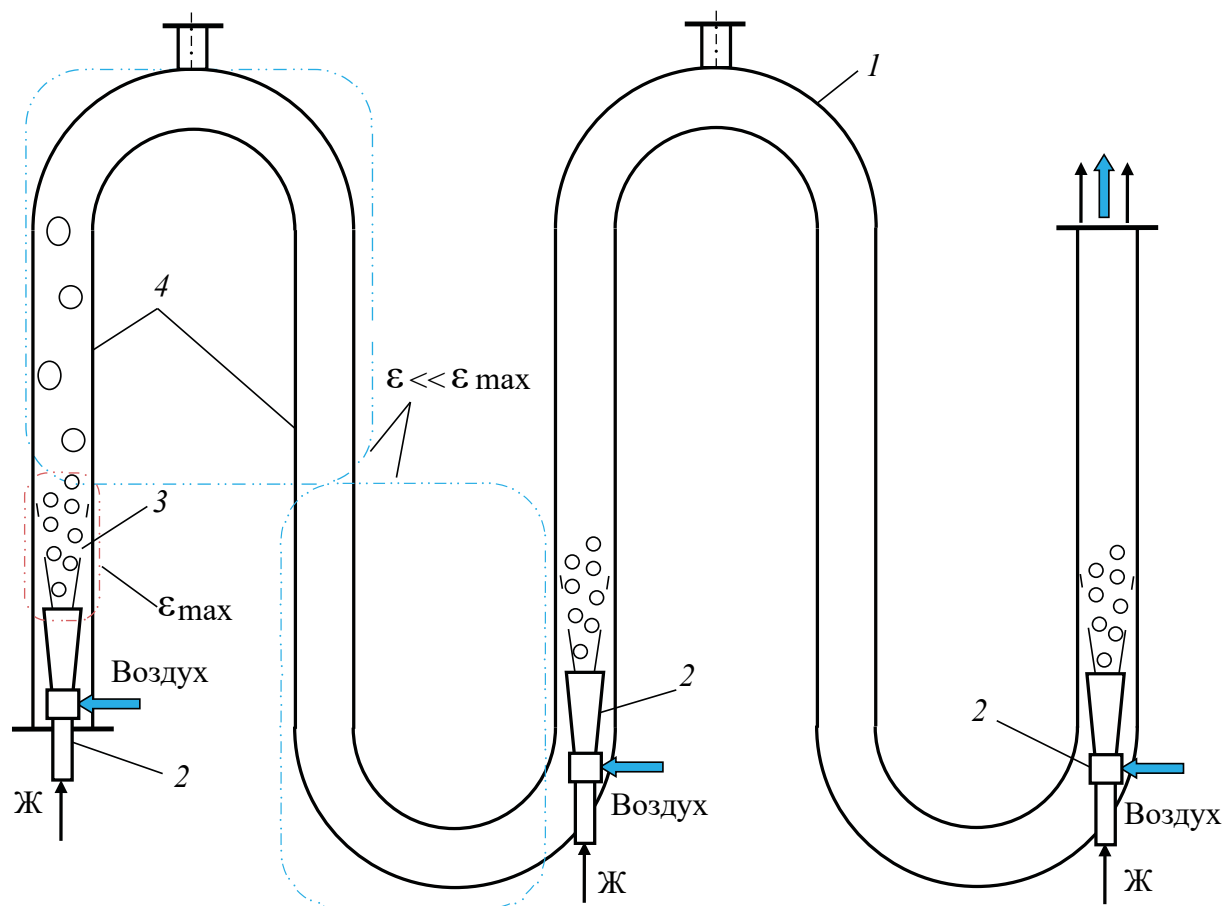


Рис. 7. Ферментатор газлифтный петлевой колонный (ФГПК): 1 – корпус, 2 – блок эжектирования воздуха, 3 – зоны интенсивного диспергирования газа, 4 – зоны со свободным движением газожидкостного потока.

рассеиваемая на единицу объема, определяется соотношениями:

– для активной зоны:

$$N_{V_{\max 0}} = \rho \epsilon_{\text{loc.max}0}, \quad (13)$$

– в среднем по объему реактора:

$$N_{V_{\text{tot}0}} = \rho \epsilon_{\text{av}0} \ll N_{V_{\max 0}}. \quad (14)$$

Удельная объемная мощность $N_{V_{\max 0}}$ в активной зоне существенно выше, чем в среднем по объему $N_{V_{\text{tot}0}}$.

Рассмотрим несколько показателей, характеризующих неравномерность распределения диссипируемой энергии по объему аппарата.

1) Доля объема активной зоны

$$\gamma_{\text{act}} = V_{\text{act}} / V_{\text{tot}}. \quad (15)$$

При $\gamma_{\text{act}} \rightarrow 1$ практически во всем объеме аппарата энергия диссипируется с высокой скоростью (рис. 8б), при $\gamma_{\text{act}} \rightarrow 0$ активная зона занимает крайне незначительную часть объема.

2) Степень (индекс) неравномерности распределения энергии – отношение максимально-

го значения удельной диссипации энергии $E_{\max}$ к среднему по объему аппарата значения E_{tot} :

$$IRE1 = E_{\max} / E_{\text{tot}}. \quad (16)$$

Чем выше значение $IRE1$, тем существенней отличается уровень энергии в активной (энергонасыщенной) зоне от среднего значения (рис. 8а). С точки зрения организации процессов в многофазных средах чрезмерно высокие значения $IRE1$, очевидно, означают снижение локальной интенсивности массопереноса.

3) Альтернативно может использоваться второй показатель неравномерности распределения энергии – отношение максимального значения удельной диссипации энергии $E_{\max}$ к минимальному, т.е. к удельной диссипации энергии в пассивной зоне E_{pas} :

$$IRE2 = E_{\max} / E_{\text{pas}}. \quad (17)$$

Отношение энергии, введенной в активную зону аппарата, к общим затратам энергии в аппарате, определяемое по формуле:

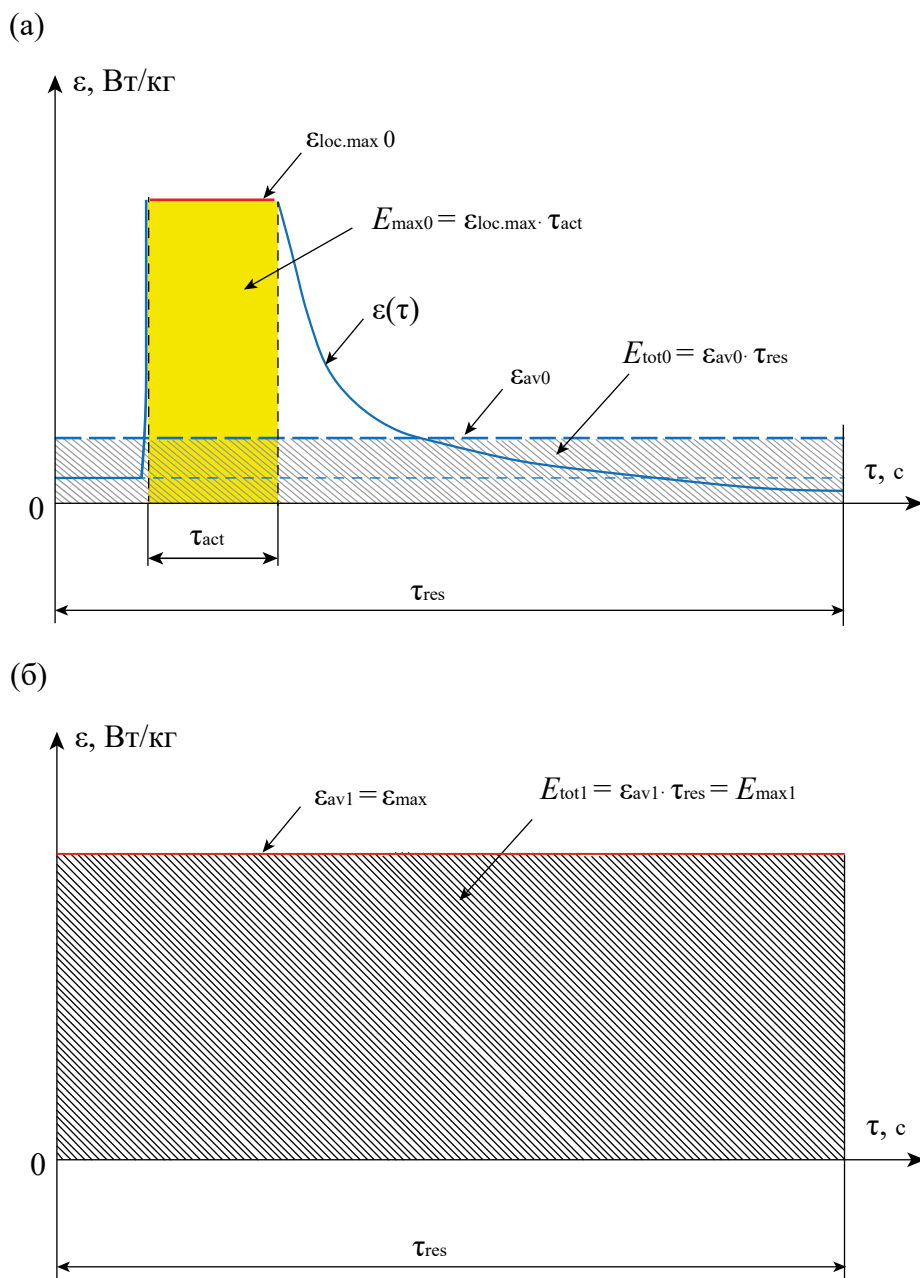


Рис. 8. Типичный характер зависимости удельной скорости диссипации энергии ε от времени пребывания в аппарате τ в реальных аппаратах (а) и в аппарате с равномерно высокой удельной скоростью диссипации энергии ε (б). Зона τ_{act} соответствует наиболее интенсивной локальной диссипации энергии $\varepsilon_{loc.max}$.

$$\eta_E = \frac{E_{max} \rho_{act} V_{act}}{E_{tot} \rho_{av} V_{tot}} \approx \frac{E_{max} V_{act}}{E_{tot} V_{tot}} = \gamma_{act} \frac{E_{max}}{E_{tot}} = \gamma_{act} IRE1. \quad (18)$$

Финальная формулировка в соотношении (18) записана в предположении о том, что плотность в активной зоне и в среднем по объему аппарата примерно одинаковы. В знаменателе формулы (18) — количество энергии, диссипиру-

емой в среднем по объему, т.е. сумма удельных энергий, диссипированных в активной и в других (пассивных) зонах аппарата. Отметим, что значение η_E является недостаточно информативным индикатором, поскольку представляет собой произведение показателей, определяемых по формулам (15) и (16), первый из которых может быть существенно меньше единицы ($\gamma_{act} \ll 1$), а второй — напротив, существенно выше единицы ($IRE1 \gg 1$). Произведение таких значений γ_{act}

и $IRE1$ приводит к $\eta_E \approx 1$, что неудобно для количественного сопоставления двух аппаратов.

Расчет для барботажного аппарата с высотой жидкости 10 м при средней скорости пузырей 0.23 м/с дает значение времени пребывания $\tau_{res} = 43.5$ с, а время $\tau_{act} = 0.122$ с, т.е. $\tau_{res}/\tau_{act} = 357$. При этом $E_{pas0} = 1.785 \cdot 10^{-5}$ Дж/кг, а $E_{max0} = 138, 327$ и 638 Дж/кг при скорости газа в отверстиях барботера соответственно 15, 20 и 25 м/с (табл. 3).

Значение средней по объему аппарата удельной энергии рассчитывали по формуле:

$$E_{tot0} = \gamma_{pas} E_{pas0} + \gamma_{act} E_{max0}. \quad (19)$$

Для барботажного аппарата доля объема активной зоны γ_{act} чрезвычайно мала (по нашей оценке $1.26 \cdot 10^{-3}$), значение $E_{tot0} = 1.75, 4.13$ и 8.05 мДж/кг.

Таким образом, для барботажного аппарата уровень затрат энергии в основном объеме (E_{tot0}) существенно, почти на 5 порядков, ниже затрат энергии в зоне барботера (E_{max0}) ($IRE1 \approx 7.9 \cdot 10^4$). Это означает, что значительная часть объема аппарата (более 99.99 %) не используется для совершения полезной работы, а процессы массопереноса в ней существенно замедляются, т.е. основной объем барботажной колонны используется крайне неэффективно. Как следует из формул (9) и (10), удельная поверхность пропорциональна $a \sim \varepsilon_{av}^{0.4}$, а поверхностный коэффициент массоотдачи $k_L \sim \varepsilon_{av}^{0.25}$, следовательно, $k_L a \sim \varepsilon_{av}^{0.65}$. Отметим, что аналогичные соотношения могут быть записаны и для локальных значений $a, k_L, k_L a$ в соответствующих зонах аппарата — активной и пассивной.

Значения $k_L a$, представленные в последней строке табл. 3, найдены по формуле (10) и соответствуют данным, опубликованным в работе [33].

Аналогичная ситуация наблюдается и для других типовых аппаратов, где максимум диссипируемой энергии сосредоточен в зоне ввода газа — эрлифтных, тарельчатых, с механическими перемешивающими устройствами, с использованием эжекторов.

“Идеальный” газожидкостный реактор с равномерно высоким распределением энергии по всему объему.

Схема “идеального” газожидкостного реактора, в котором вводимая энергия распределена равномерно по всему объему, представлена на рис. 86.

“Идеальным” такой аппарат назван условно, поскольку высокий уровень вводимой энергии предполагает и высокий уровень массопереноса в нем, распределенный по всему объему.

В этом случае удельная мощность на единицу объема (Вт/м³), рассеиваемая в объеме всего аппарата, определяется соотношением:

$$N_{tot1} = N_{Vmax1} = \varepsilon_{av1} \cdot \rho = \varepsilon_{max} \cdot \rho. \quad (20)$$

Количество энергии, диссипируемой в активной зоне “идеального” реактора на единицу массы обрабатываемой среды (Дж/кг):

$$E_{tot1} = \varepsilon_{av1} \cdot \tau_{res} = \varepsilon_{max} \cdot \tau_{res} = E_{max1}. \quad (21)$$

Это означает, что такой аппарат будет потреблять существенно больше энергии, чем “типовой” реактор (например, барботажный, эрлифтный или с механической мешалкой). Поскольку, как следует из значений $IRE1$ в табл. 3, основная часть энергии приходится на зону с максимальной диссипацией ε_{max} по сравнению с барботажным аппаратом, увеличение потребляемой энергии для такого реактора определяется увеличением среднего по объему аппарата значения E_{tot} до уровня E_{max} ($E_{tot} = E_{max}$), т.е. $IRE1 = 1$. Это означает, что общий рост удельной энергии составит примерно $7.9 \cdot 10^4$ раз по сравнению с барботажным аппаратом.

Таким образом, вместо значений в интервале $2 \cdot 10^{-3} - 8 \cdot 10^{-3}$ Дж/кг, найденных для барботажного аппарата (значения E_{tot0} в табл. 3), в идеальном аппарате будет расходоваться порядка 140–638 кДж/кг (значения E_{max0} в табл. 3). При массе жидкости 7854 кг получим потребляемую энер-

Таблица 3. Результаты расчета параметров распределения энергии по объему для барботажной колонны при трех значениях скорости газа в отверстиях барботера

w_{barb} , м/с	15	20	25
E_{max0} , Дж/кг	138	327	638
E_{tot0} , Дж/кг	$1.75 \cdot 10^{-3}$	$4.13 \cdot 10^{-3}$	$8.05 \cdot 10^{-3}$
$IRE1$	$7.856 \cdot 10^4$	$7.902 \cdot 10^4$	$7.919 \cdot 10^4$
$IRE2$	$7.716 \cdot 10^6$	$1.829 \cdot 10^7$	$3.572 \cdot 10^7$
η_E	0.990	0.996	0.998
$k_L a$, с ⁻¹	$1.98 \cdot 10^{-3}$	$2.45 \cdot 10^{-3}$	$2.90 \cdot 10^{-3}$

гию 1–5 МДж (порядка 0.3–1.4 кВт·ч) за один цикл τ_{res} движения газа по объему аппарата.

Разумеется, такой высокий уровень затрат в пересчете на единицу получаемого продукта неприемлем для промышленного оборудования. В связи с этим возникает вопрос о синтезе аппарата, обеспечивающего снижение затрат энергии на единицу получаемого продукта практически без снижения качества, т.е. достижения высокого уровня массопереноса.

Газожидкостные реакторы с улучшенными характеристиками энергосбережения и повышенной эффективностью.

Одним из эффективных подходов к решению этой задачи, по нашему мнению, является использование принципа дискретизации вводимой в аппарат энергии: вместо непрерывной диссипации энергии с высоким уровнем (рис. 8б) создать импульсный ввод энергии в потоке многофазной среды (рис. 9), с локализацией высокого уровня энергии $\varepsilon_{\text{loc.max}}$ в небольших по объему зонах, где будет происходить диссипация энергии, а в промежутках между ними поддерживать минимальный уровень затрат энергии ε_{pas} .

Для процессов с формированием межфазной границы (системы жидкость-газ и жидкость-жидкость) наряду с распределением удельной скорости диссипации энергии по объему аппарата существенное влияние на процессы диспергирования и массопереноса оказывает время пребывания дисперсной фазы (пузырей, капель) между активными зонами, которое можно назвать временем “релаксации” τ_{rel} . Ниже по-

казано, что при периодическом (импульсном) воздействии на гетерогенную систему время релаксации τ_{rel} , т.е. время на коалесценцию пузырей или капель, определяет время и расстояние между двумя контактными устройствами. Расчет этого времени определяется физико-химическими свойствами сред, спецификой аппарата и условиями воздействия на газожидкостную систему и в задачу данной работы не входит.

На первый взгляд может показаться, что условия, изображенные на рис. 9, воспроизводятся в тарельчатых колонных аппаратах (рис. 6). В действительности в таких аппаратах гидродинамическая обстановка существенно лучше, чем в барботажном аппарате, поскольку на каждой тарелке происходит повторение процесса диспергирования пузырей (зона ε_{max}). Вместе с тем в силу того, что диссипируемая энергия представляет долю от кинетической энергии вводимого газа, уровень ε_{max} в барботажном аппарате, как и в тарельчатом, довольно низок, что приводит к формированию крупных пузырей ($d_{32} = 14\text{--}18$ мм) с невысокой удельной поверхностью ($a = 27\text{--}34$ м^{−1}); то же относится и к k_L . В связи с этим ожидаемый эффект массообмена от замены барботажного аппарата на тарельчатый пропорционален числу тарелок и недостаточен по абсолютной величине, с учетом низких значений $k_L a$ при барботаже.

Существенно лучше гидродинамическая обстановка в газлифтом петлевом колонном аппарате (рис. 7), поскольку качество диспергирования пузырей определяется высо-

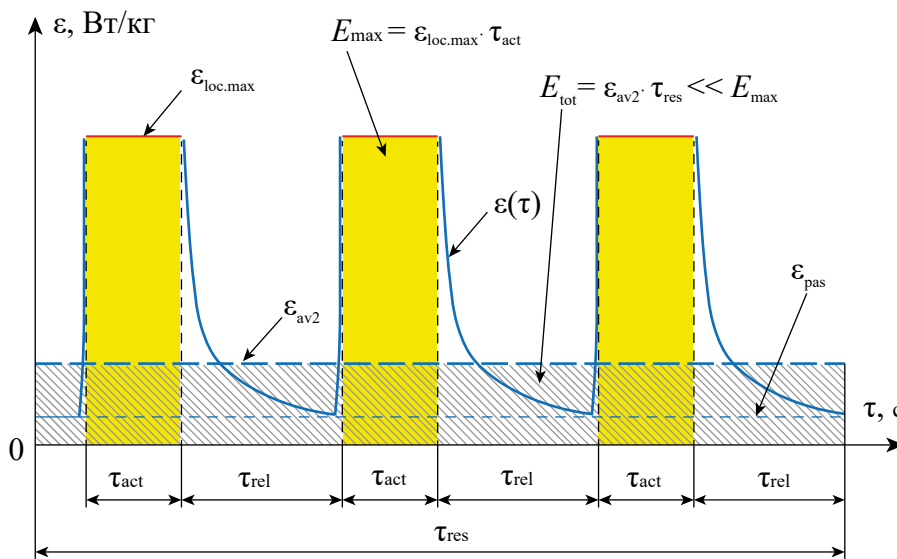


Рис. 9. Характер зависимости удельной скорости диссипации энергии ε от времени пребывания в аппарате τ в аппарате с повторяющимися (импульсными) воздействиями на обрабатываемую среду. Зоны τ_{act} соответствуют наиболее интенсивной локальной диссипации энергии $\varepsilon_{\text{loc.max}}$.

кой кинетической энергией потока жидкости, подаваемого в блок эжектирования газа. Существенным обстоятельством для данного типа аппарата является интенсивная коалесценция пузырей в секциях 4 (зонах со свободным движением газожидкостного потока на рис. 7) между эжекторами, что требует более частого их расположения по длине аппарата. Кроме того, рассредоточенный ввод жидкости по эжекторам приводит к скачкообразному изменению приведенной скорости потока в секциях 4 за каждым эжектором, а значит и к изменению условий дробления пузырей и массообмена по секциям 4. Возможным решением здесь является ступенчатое увеличение поперечного сечения аппарата в каждой последующей секции, но

чрезмерный рост диаметра аппарата приведет к неравномерности распределения фаз по поперечному сечению.

По нашему мнению, одним из доступных решений задачи интенсификации массообмена является использование пульсационного аппарата проточного типа (ПАПТ) в системах жидкость-газ [34] и жидкость-жидкость [35]. В частности, продемонстрирован эффект удвоения удельной поверхности контакта фаз в эмульсии при вводе в нее небольшого количества инертного газа [36].

На рис. 10 представлена схема пульсационного аппарата проточного типа. Аппарат состоит из питающей емкости 1, патрубков подачи исходных компонентов 2, 3 и 4, насоса 5, трубы с пере-

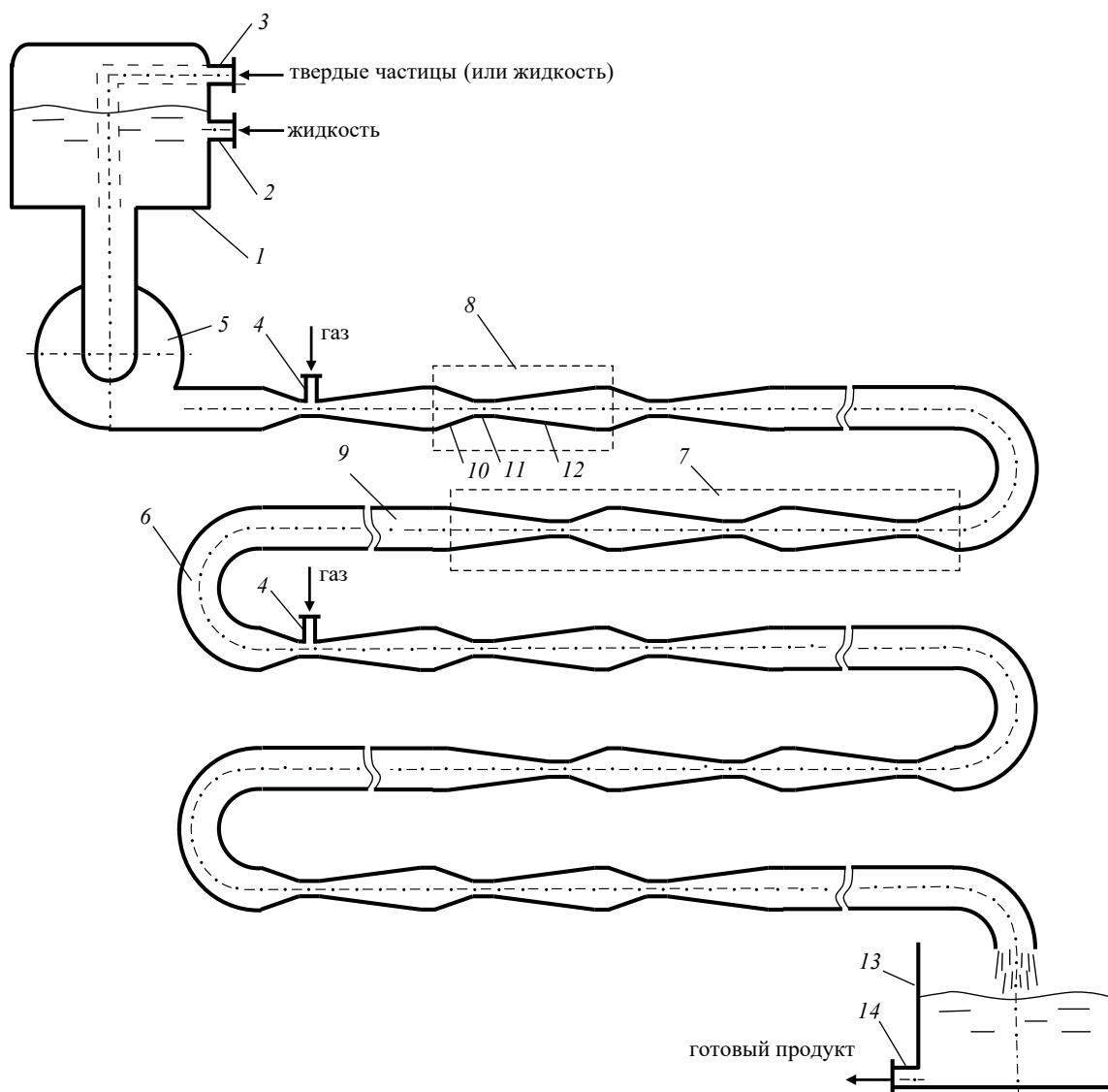


Рис. 10. Схема пульсационного аппарата проточного типа [34, 35].

менным сечением 6, которая, в свою очередь, состоит из последовательно соединенных участков 7 с периодически изменяющимся поперечным сечением, включающих несколько элементов 8 типа трубы Вентури, и чередующихся с ними участков 9 с постоянным поперечным сечением. К насосу 5 может быть параллельно подключено несколько труб 6. Элементы 8 типа трубы Вентури состоят из конфузора 10, горловины 11 и диффузора 12. Предпочтительными являются углы раскрытия конфузоров 10 в пределах от 10 до 40°, а диффузоров 12 — от 4 до 20°. Конец трубы 6 подключен к сборнику 13 готового продукта, снабженного сливным патрубком 14.

Пульсационный аппарат проточного типа обеспечивает периодический ввод энергии по схеме, показанной на рис. 9.

Как следует из графиков, представленных на рис. 11–13, благодаря импульсному вводу энергии в пульсационный аппарат проточного типа удастся достичь следующих результатов:

сконцентрировать энергию в малом объеме горловин, т.е. обеспечить значения до ~ 1 кВт/кг

(на порядок выше, чем в статических смесителях Lightnin, и на два порядка выше, чем в аппаратах с мешалками, см. рис. 11 и рис. 13);

создать развитую межфазную поверхность с $d_{32} \approx 0.55$ мм, при этом удельная поверхность $a = 6\phi/d_{32} = 654 \text{ м}^{-1}$ (при $\phi = 6\%$), т.е. почти на порядок выше, чем в аппаратах с мешалками и в ~ 3 раза выше, чем в статических смесителях Lightnin (где средний размер пузырей составлял 1.5 мм), см. рис. 11 и рис. 13;

достичь значения объемного коэффициента массоотдачи $k_1 a$ в 3–12 раз выше, чем в статических смесителях Lightnin (см. линии 1–3 и 4 на рис. 12).

При этом в пульсационном аппарате проточного типа диспергирование повторяется в каждом из элементов (редиспергирование), реализуется периодический процесс для экономии энергии.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данной работе проанализировано влияние способа распределения вводимой в аппарат

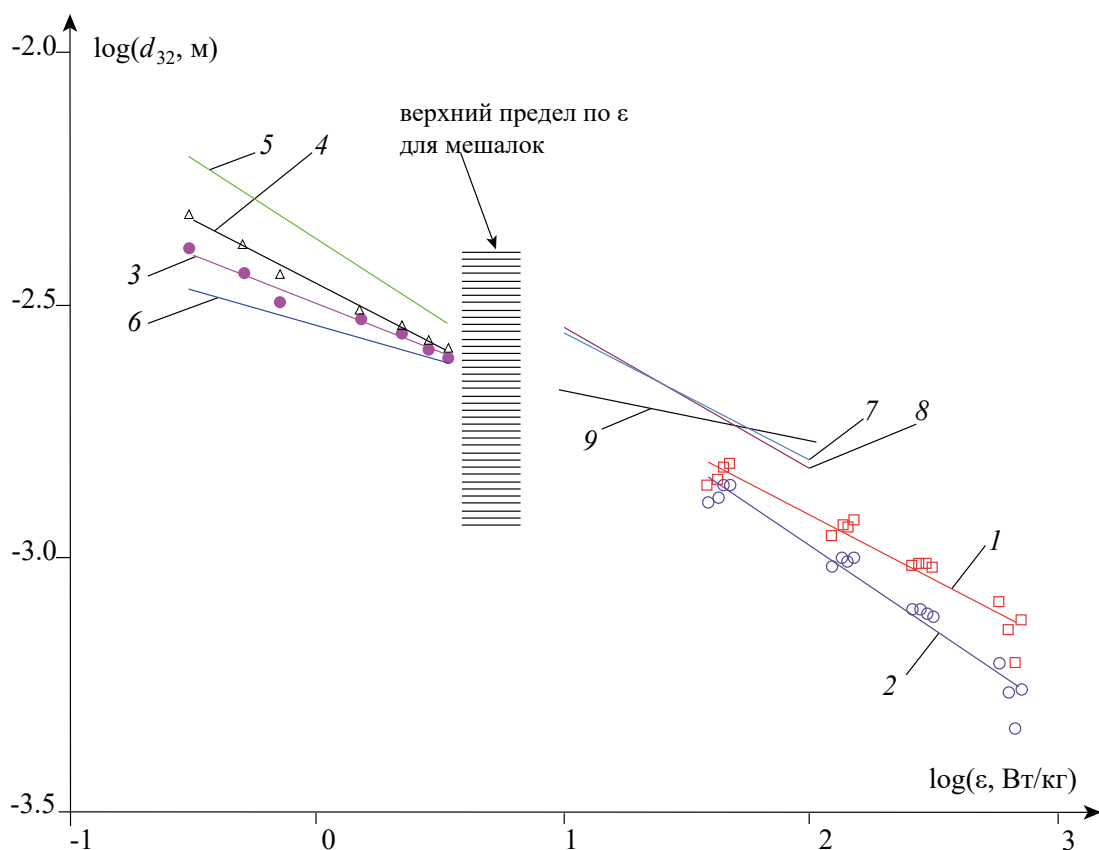


Рис. 11. Зависимости саутеровского диаметра пузырьков (d_{32} , м) от удельной скорости диссипации энергии (ϵ , Вт/кг) для пульсационного аппарата проточного типа (1–8-я секция, 2 – в среднем по ПАПТ) [35], аппарата с турбинной мешалкой (3–6), статических смесителей Lightnin (7–9) [33], 3 – данные Laakkonen и др. [37], 4 – данные Calderbank [32], 5 – корреляция Neouini при $\phi = 6\%$ [33]; 6 – данные Alves et al. [38] для коалесцирующих систем; 7–9 – Структуры Lightnin 1–3 соответственно [33].

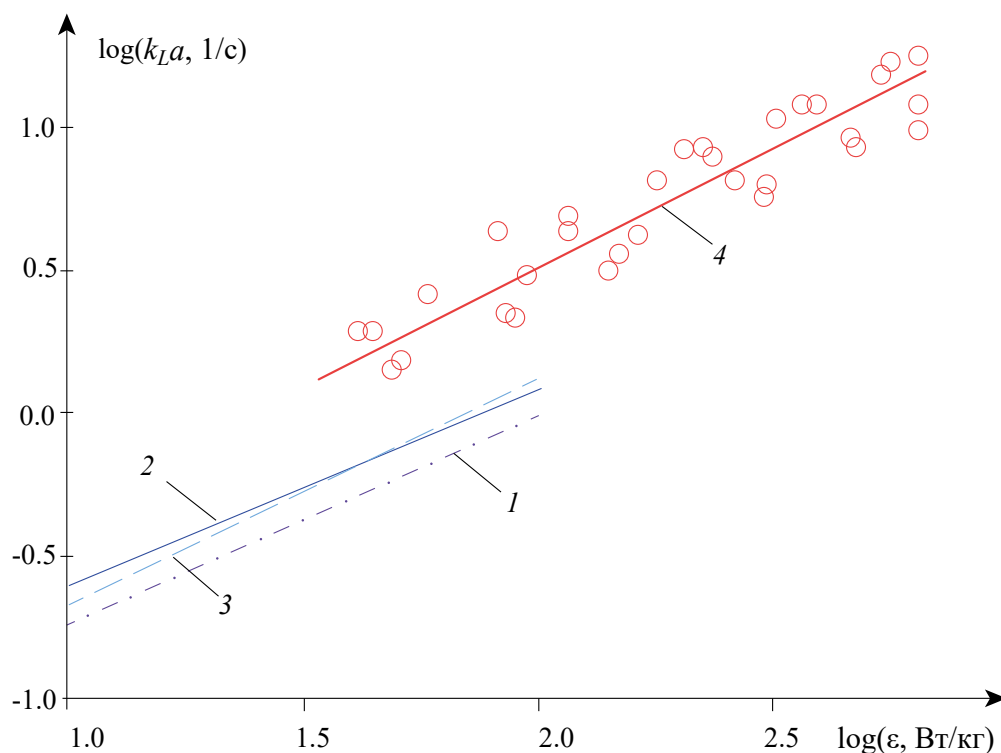


Рис. 12. Зависимость объемного коэффициента массоотдачи от удельной скорости диссипации энергии (ϵ , Вт/кг): линии 1–3 – в аппарате со статическими смесителями Lightnin (структуры 1–3 соответственно) и в пульсационном аппарате проточного типа (линия 4) при $\phi = 6\%$.

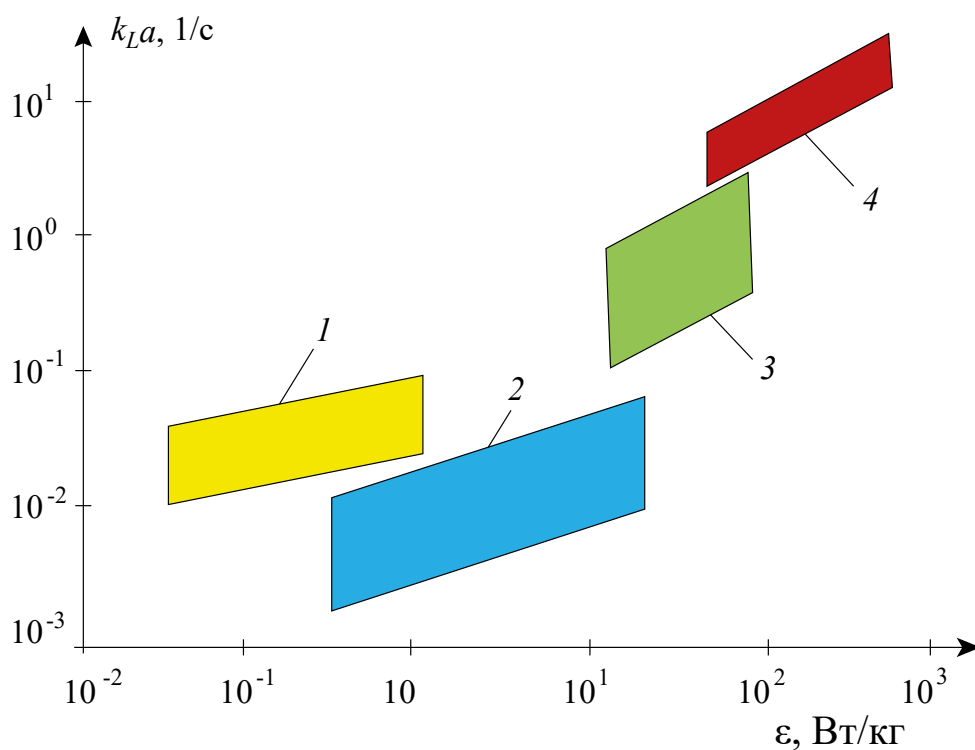


Рис. 13. Зависимость объемного коэффициента массоотдачи $k_L a$ (1/с) от средней удельной скорости диссипации энергии ϵ (Вт/кг) для газожидкостных реакторов: барботажные колонны (1), аппараты с мешалками (2), статические смесители (3) и ПАПТ (4) (области 1–3 построены по данным [33], область 4 – по данным [35]).

энергии на показатели эффективности его работы. Для удобства анализа эффективности аппаратов введены несколько критериев: доля объема активной зоны γ_{act} , два индекса неравномерности распределения энергии — $IRE1$ и $IRE2$, доля энергозатрат в активной зоне аппарата в общих затратах энергии в аппарате η_E .

Анализ указанных показателей продемонстрировал, что в барботажной колонне уровень затрат энергии в основном объеме крайне низкий (почти на 5 порядков ниже затрат энергии в зоне барботера), т.е. значительная часть объема аппарата (более 99.99 %) не используется для совершения полезной работы, а процессы массопереноса в ней существенно замедляются. Расчетные значения коэффициента массоотдачи составили $k_L a \sim 2 \cdot 10^{-3} \text{ с}^{-1}$.

Результаты расчета $k_L a$ согласуются с данными, опубликованными в работе [33].

Анализ “идеального” газожидкостного реактора, в котором вводимая энергия распределена равномерно по всему объему (рис. 8б), показал чрезмерный уровень затрат энергии — общий рост удельной энергии составил до $\sim 10^5$ раз по сравнению с барботажным аппаратом. При массе жидкости 7854 кг потребляемая энергия составляет 1–5 МДж (порядка 0.3–1.4 кВт·ч) за один цикл движения газа по объему аппарата.

В качестве альтернативы предлагается использовать газожидкостные реакторы с дискретным вводом энергии, к примеру, реактор, изображенный на рис. 7, которому присущи два недостатка: накопление газа по длине аппарата, интенсивная коалесценция пузырей в зонах между эжекторами.

Одним из наиболее перспективных для систем жидкость–жидкость и жидкость–газ, по мнению автора, является пульсационный аппарат проточного типа (рис. 10).

В этом аппарате осуществляется многократный, повторяющийся импульсный ввод энергии в двухфазную систему в зоне горловин (удельная скорость диссипации энергии в этой зоне может достигать около 1 кВт/кг). Периодическая диссипация энергии приводит к снижению общих энергозатрат (по сравнению с “идеальным” аппаратом с равномерным распределением энергии).

Как следует из рис. 11–12, применение ПАПТ позволяет более тонко диспергировать пузыри, поддерживать развитую удельную поверхность контакта фаз во всем объеме аппарата [35], а также увеличить объемный коэффициент массоотдачи от 3 до 12 раз по сравнению со статическими смесителями типа Lightnin.

Исследование выполнено при частичной финансовой поддержке Министерства науки и высшего образования Республики Казахстан. Номер гранта BR18574143 “Разработка и внедрение технологии очистки подземных вод и обеспечение населения и животных аграрного предприятия питьевой водой”.

Автор заявляет об отсутствии конфликта интересов.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

a	удельная поверхность контакта фаз, 1/м;
D_L	коэффициент диффузии в жидкости, м ² /с;
E_{max}	удельное количество энергии, диссипируемой в активной зоне, Дж/кг;
E_{pas}	удельное количество энергии, диссипируемой в пассивной зоне, Дж/кг;
E_{tot}	удельное количество энергии, диссипируемой в среднем по объему реактора, Дж/кг;
$IRE1, IRE2$	коэффициенты неравномерности распределения энергии по объему аппарата (irregularity coefficient);
k_L	коэффициент массоотдачи поверхностный, м/с;
$k_L a$	коэффициент массоотдачи объемный, 1/с;
S	поверхность контакта фаз, м ² ;
V_{act}	объем активной зоны, м ³ ;
V_{pas}	объем пассивной зоны, м ³ ;
V_{app}	объем аппарата, м ³ ;
w_{barb}	скорость газа в отверстиях барботера, м/с;
γ_{act}	доля объема активной зоны, $\gamma_{\text{act}} = V_{\text{act}}/V_{\text{tot}}$;
γ_{pas}	доля объема пассивной зоны, $\gamma_{\text{pas}} = V_{\text{pas}}/V_{\text{tot}}$;
$\epsilon_{\text{loc.max}}$	локальное (максимальное) значение удельной скорости диссипации энергии в активной зоне, Вт/кг;
ϵ_{av}	среднее значение удельной скорости диссипации энергии в аппарате, Вт/кг;
η_E	условный энергетический КПД аппарата;
μ	коэффициент вязкости динамический, Па·с;
ρ	плотность, кг/м ³ ;
σ	поверхностное натяжение, Н/м;
ϕ	объемная доля газа (газосодержание);
τ_{act}	время пребывания в активной зоне, с;
τ_{mix}	время смешения, с;
τ_{proc}	продолжительность процесса, с;
τ_{res}	время пребывания, с.

ИНДЕКСЫ

0	аппарат “базового” уровня, для сравнения;
act	активная зона;

av	среднее значение;
<i>i</i>	номер зоны (на рис. 3);
loc	локальное значение;
L	жидкость;
max	максимальное значение;
pas	пассивная зона;
tot	общее значение, рассчитанное по объему аппарата.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. 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. <https://doi.org/10.1016/j.cocis.2020.01.003>;
2. Bałdyga J. Mixing and fluid dynamics effects in particle precipitation processes. *KONA Powder Part J* 2016, 33:127.
3. Villiermaux J. Micromixing phenomena in stirred reactors. *Encyclopedia of fluid mechanics*. Houston: Gulf Publishing Company. 1986
4. 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. I. 128711. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2021.128711>
5. 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. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2017.06.161>
6. Vacassy R., Lemaître J., Hofmann H., Gerlings J.H. Calcium carbonate precipitation using new segmented flow tubular reactor// *AIChE J.* 2000. V. 46. P. 1241.
7. Zhao C.-X., He L., Qiao S.Z., Middelberg A.P.J. Nanoparticle synthesis in microreactors // *Chem. Eng. Sci.* 2011. Vol. 66. P. 1463. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2010.08.039>
8. Nightingale A.M., deMello J.C. Segmented Flow Reactors for Nanocrystal Synthesis // *Advanced Materials*. 2013. V. 25. № 13. P. 1813. <http://dx.doi.org/10.1002/adma.201203252>
9. 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. V. 11. Paper 49. <https://doi.org/10.3390/inorganics11020049>
10. Paseta L., Seoane B., Julve D. et al. Accelerating the Controlled Synthesis of Metal–Organic Frameworks by a Microfluidic Approach: A Nanoliter Continuous Reactor. *ACS Applied Materials & Interfaces*. 2013. V. 5 (19). P. 9405.
11. Mu Z., Zhu Y., Li B. et al. Covalent Organic Frameworks with Record Pore Apertures // *Journal of the American Chemical Society*. 2022. V. 144 (11). P. 5145.
12. Stock N., Biswas S. Synthesis of Metal–Organic Frameworks (MOFs): Routes to Various MOF Topologies, Morphologies, and Composites. *Chemical Reviews*. 2012. V. 112 (2). P. 933.
13. Klapötke Th.M., Sabaté C.M., Stierstorfer J. Neutral 5-nitrotetrazoles: easy initiation with low pollution // *New J. Chem.* 2009. V. 33. P. 136. <https://doi.org/10.1039/b812529e>
14. 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. <https://doi.org/10.1134/S0040579522020014>
15. Abiev R.Sh., Makusheva I.V., Mironova A.I. Comparison of hydrodynamics and micromixing quality in a two-stage microreactor with intensely swirled flows and in a T-mixer // *Chem. Eng. & Proc.: Proc. Intens.* 2024. CEP 109829 <https://doi.org/10.1016/j.cep.2024.109829>
16. Ottino J.M., Ranz W.E., Macosko C.W. A lamellar model for analysis of liquid-liquid mixing// *Chem. Eng. Sci.* 1979. V. 34. P. 877.
17. Bałdyga J., Rozen A., Mostert F. A model of laminar micromixing with application to parallel chemical reactions// *Chem. Eng. J.* 1998. V. 69. P. 7.
18. Falk L., Commenge J.-M. Performance comparison of micromixers // *Chem. Eng. Sci.* 2010. V. 65. P. 405. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2009.05.045>
19. Fournier M.-C., Falk L., Villiermaux J. A new parallel competing reaction system for assessing micromixing efficiency – Determination of micromixing time by a simple mixing model // *Chem. Eng. Sci.* 1996. V. 51. № 23. P. 5187. [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(96\)00340-5](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(96)00340-5)
20. Commenge J.-M., Falk L. Villiermaux–Dushman protocol for experimental characterization of micromixers // *Chem. Eng. and Proc.: Proc. Intens.* 2011. V. 50. № 10. P. 979. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2011.06.006>
21. Jasińska M. Test reactions to study efficiency of mixing // *Chem. Process Eng.* 2015. № 36 (2). P. 171.
22. 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. DOI: 10.1016/S0009-2509(00)00068-3
23. Abiev R. Sh., Sirotkin A.A. Influence of Hydrodynamic Conditions on Micromixing in Microreactors with Free Impinging Jets// *Fluids*. 2020. V. 5. Iss. 4. P. 179 [doi:10.3390/fluids5040179](https://doi.org/10.3390/fluids5040179);
24. Abiev R. Sh., Nikolaev A.M., Kovalenko A.S., Gorshkova Yu.E., Tsvigun N.V., Baranchikov A.E., Kopitsa G.P., Shilova O.A. One step synthesis of FeOx magnetic nanoparticles in the microreactor with intensively swirling flows// *Chem. Eng. Res. and Des.* 2024. V. 205 P. 335. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2024.03.031>

25. *Abiev R.S., Kudryashova A.K.* Study of micromixing in a microreactor with countering intensively swirled flows. *Theor. Found. Chem. Eng.* 2024. 59 (2). [*Абиев Р.Ш., Кудряшова А.К.* Исследование микросмешения в микрореакторе с встречными интенсивно закрученными потоками// Теор. осн. хим. технол. 2024. Т. 59. № 2. С. 141].
26. *Соколов В.Н., Доманский И.В.* Газожидкостные реакторы. Л.: Машиностроение, 1976.
27. *Barabash V.M., Abiev R.S., Kulov N.N.* Theory and Practice of Mixing: A Review. *Theor. Found. Chem. Eng.* 2018. V. 52 № 4. P. 473. <https://doi.org/10.1134/S004057951804036X> [*Барабаш В.М., Абиев Р.Ш., Кулов Н.Н.* Обзор работ по теории и практике перемешивания// Теор. основы хим. технол., 2018. Т. 52. № 4. С. 367. DOI: 10.1134/S0040357118040024]
28. *Alopaev V., Koskinen J., Keskinen K.I.* Simulation of the Population Balances for Liquid-Liquid Systems in a Nonideal Stirred Tank, Part 1. Description and Qualitative Validation of the Model// *Chem. Eng. Sci.* 1999. № 54. P. 5887.
29. *Albadi Y., Abiev R.S., Sirotkin A.A., Martinson K.D., Chebanenko M.I., Nevedomskiy V.N., Buryanenko I.V., Semenov V.G., Popkov V.I.* Physicochemical and hydrodynamic aspects of $GdFeO_3$ production using a free impinging-jets methods// *Chem. Eng. and Proc.- Proc. Intens.* 2021. №166. P. 108473. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2021.108473>
30. *Левеншпиль О.* Инженерное оформление химических процессов М.: Химия, 1969. [*Levenspiel O.* Chemical Reaction Engineering, Third Edition. Wiley. 1999]
31. *Вуестур У.Э., Кузнецов А.М., Савенков В.В.* Системы ферментации. Рига: Зинатне, 1986. [*Viesturs U.E., Kuznetsov A.M., Savenkov V.V.* Fermentation Systems, Riga: Zinatne Press, 1986.].
32. *Александров И.А.* Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. Л.: Химия, 1975. [*Aleksandrov I.A.* Mass transfer at distillation and absorption of multicomponent mixtures. Leningrad, Khimia. 1975.].
33. *Heyouni A., Roustan M., Do-Quang Z.* Hydrodynamics and mass transfer in gas-liquid flow through static mixers // *Chem. Eng. Sci.* 2002. № 57. P. 3325.
34. *Abiev R.Sh., Galushko A.S.* Hydrodynamics of pulsating flow type apparatus: simulation and experiments// *Chem. Eng. J.* 2013. V. 229. P. 285. DOI: 10.1016/j.cej.2013.05.105
35. *Abiev R.Sh., Galushko A.S.* Bubbles size and mass transfer in a pulsating flow type apparatus with gas-liquid mixture// *Journal of Flow Chemistry.* 2021. № 11. P. 369. <https://doi.org/10.1007/s41981-021-00177-y>
36. *Vasilev M.P., Abiev R.Sh.* Intensification of Droplet Disintegration for Liquid-Liquid Systems in a Pulsating Flow Type Apparatus by Adding an Inert Gas // *Fluids.* 2023. № 8. P. 38. <https://doi.org/10.3390/fluids8020038>.
37. *Laakkonen M., Moilanen P., Alopaev V., Aittamaa J.* Modelling local bubble size distributions in agitated vessels // *Chem. Eng. Sci.* 2007. № 62. P. 721. DOI: 10.1016/j.ces.2006.10.006m
38. *Alves S.S., Maia C.I., Vasconcelos J.M.T., Serralheiro A.J.* Bubble size in aerated stirred tanks// *Chem. Eng. J.* 2002. № 89. P. 109.