

УДК 66.015.23

МАССООБМЕН В БИОРЕАКТОРЕ ПРИ ДИСПЕРГИРОВАНИИ ГАЗА ИЗ ПОЛОСТИ ВИХРЯ МЕШАЛКИ

© *Н.А. Войнов**, *А.С. Фролов*, *А.В. Богаткова*, *Д.А. Земцов*, *В.А. Чернов*

Сибирский государственный университет науки и технологий имени академика М.Ф. Решетнева, пр. Красноярский рабочий, 31, Красноярск, 660037, Россия, n.a.voinov@mail.ru

Рассмотрены газожидкостные биореакторы, в которых ввод газового субстрата в культуральную жидкость осуществляется из полости вихря, образованного при вращении мешалки. С целью упрощения конструкции и интенсификации массообмена предложен и исследован новый способ диспергирования газового субстрата из полости вихря, который заключается в поддержании локальных зон с пониженным давлением в жидкости за вращающимися лопатками и создании необходимых условий для ввода газового субстрата. На основании численного моделирования рассчитано давление и определены зоны с пониженным давлением в жидкости за лопатками мешалки. Проведена оценка величины перепада давления, необходимого для диспергирования газа. Представлена угловая скорость вращения жидкости в зависимости от количества перегородок на стенке аппарата и числа оборотов мешалки. Определено газосодержание в жидкости при реализации исследуемого способа. По экспериментальным данным рассчитаны среднеповерхностный диаметр пузырьков газа и межфазная поверхность газожидкостной среды. Установлена мощность, затраченная на перемешивание в аппарате, и определен критерий мощности с учетом газосодержания. Исследован массообмен при интенсивном диспергировании газа из газовой полости вихря в жидкость. Представлена критериальная зависимость для расчета коэффициента массоотдачи, учитывающая диссипацию энергии, затраченную на перемешивание и межфазную поверхность. Показаны области применения биореактора с новым способом диспергирования газа.

Ключевые слова: биореактор, массообмен, мощность, лопастная мешалка, газосодержание, численное моделирование.

Для цитирования: Войнов Н.А., Фролов А.С., Богаткова А.В., Земцов Д.А., Чернов В.А. Массообмен в биореакторе при диспергировании газа из полости вихря мешалки // Химия растительного сырья. 2024. №1. С. 362–371. DOI: 10.14258/jcprm.20240112574.

Введение

Продуктивность биореактора при осуществлении аэробных процессов биосинтеза во многом зависит от интенсивности насыщения культуральной жидкости газовым субстратом. В связи с этим наибольшее применение нашли аппараты с мешалками, снабженные барботером для подвода газа. Скорость переноса кислорода в них составляет [1] 4–7 кг/(м³·ч), объемный коэффициент массоотдачи – 450–800 ч⁻¹, удельный расход воздуха достигает 34 м³/кг, а расход электроэнергии – 2–3 кВт·ч/кг.

Поиск путей снижения затрат на подвод газового субстрата в жидкость привел к разработке аппаратов с самовсасывающим эффектом. К ним можно отнести устройства с самовсасывающей мешалкой [2–11], биореакторы с циркуляционными трубами [8, 12–14] и аппараты с мешалками, создающие поверхностные вихри с газовой полостью (воронкой) [5, 8, 15–17].

Внедрение [18] биореакторов с самовсасывающими мешалками показало, что, несмотря на отсутствие в установке устройств для компримирования газа, удельный расход энергии в которых выше, чем в аппаратах с барботером, и составил 3–4 кВт·ч/кг. Обусловлено это достижением низкой межфазной поверхности газожидкостной среды по причине неравномерного распределения газа в рабочем объеме и небольшого уровня жидкости в аппарате, который не превышает 1.5 м [19]. Кроме того, аппараты с самовсасывающей мешалкой имеют сложную конструкцию и большой диаметр, который приводит к повышению мощности на перемешивание.

Биореакторы с подводом газового субстрата в культуральную жидкость через поверхностные вихри [5, 8, 15–17], которые обеспечиваются вращением мешалки с небольшой скоростью 300–600 об./мин,

* Автор, с которым следует вести переписку.

имеют низкое газосодержание. Величина коэффициента массоотдачи не превышает 360 ч^{-1} . Такие аппараты в основном используются в качестве инокуляторов, а также для снижения травмирования клеток микроорганизмов при культивировании [20].

Применение биореакторов [8] с циркуляционными трубами, в которых установлены мешалки с целью захвата газового субстрата с поверхности жидкости, также не нашли широкого применения из-за сравнительно низких массообменных характеристик и высоких энергозатрат [13]. Такие устройства рекомендованы к использованию при культивировании микроорганизмов совместно с переносчиками кислорода [7], так как позволяют устранить забивание отверстий барботера.

Для интенсификации массообмена в биореакторе и упрощения конструкции перемешивающего устройства в представленной работе исследован новый способ диспергирования газа из полости вихря, образованного мешалкой, в жидкость. В этом случае лопастная мешалка выполнялась в виде двух или более прямоугольных пластин, закрепленных на валу и установленных на всю высоту жидкости в биореакторе. При вращении мешалки создавалась открытая газовая полость до днища аппарата, осуществлялось удержание жидкости на поверхности лопаток и устанавливалось определенное число оборотов, обеспечивающее пониженное давление в жидкости за вращающимися лопатками. Создание газовой полости и удержание жидкости на поверхности лопаток мешалки обеспечивалось установкой определенного количества перегородок на стенке корпуса биореактора. Новый способ диспергирования позволил увеличить межфазную поверхность и интенсифицировать процесс массообмена. Схема реализации указанного способа диспергирования представлена на рисунке 1а.

Цель работы – определение условий, при которых происходит интенсивное диспергирование газа в жидкость и определения гидродинамических и массообменных параметров газожидкостного потока.

Экспериментальная часть

Схема аппарата с мешалкой, на котором проведены исследования, представлена на рисунке 1в.

Диаметр корпуса аппарата изменялся от 0.28 до 0.6 м, высота – 0.3–1.5 м. Диаметр лопастной мешалки составил 0.03–0.12 м, ширина лопатки – 0.015–0.06 м, высота лопатки – 0.05–1.30 м, ширина съемной перегородки составила 0.02 м. Расстояние от днища аппарата до торца мешалки поддерживалось равным 20 мм.

Величина газосодержания в жидкости определялась объемным методом [19]. Среднеповерхностный диаметр пузырьков газа определялся при помощи фотосъемки и дальнейшего расчета согласно [21]. Межфазная поверхность определялась по общеизвестной зависимости [22].

Исследования проводились на воде и смеси глицерин-вода. Температура исследуемых жидкостей изменялась от 14 до 60 °С.

Массообмен на ступени изучался на примере абсорбции водой кислорода из воздуха. Интенсивность массоотдачи определялась на основе модели идеального перемешивания.



Рис. 1. Схема диспергирования газа в жидкость (а), газожидкостного потока (б), аппарата (в).
 1 – корпус; 2 – съемная перегородка; 3 – лопастная мешалка; 4 – привод

Критерий мощности (Эйлера) на перемешивание определялся:

$$K_N = N / (\rho_{см} \cdot n^3 \cdot d_m^5), \quad (1)$$

где K_N – критерий мощности; N – мощность на перемешивание, Вт; $\rho_{см}$ – плотность газожидкостной смеси, кг/м³; n – частота вращения, с⁻¹; d_m – диаметр мешалки, м.

Плотность газожидкостной смеси рассчитывалась:

$$\rho_{см} = \rho_{ж} \cdot (1 - \varphi) + \rho_{г} \cdot \varphi, \quad (2)$$

где $\rho_{ж}$ – плотность жидкости, кг/м³; φ – газосодержание; $\rho_{г}$ – плотность воздуха, кг/м³.

Число Рейнольдса определялось:

$$Re = (n \cdot d_m^2 \cdot \rho_{см}) / \mu, \quad (3)$$

где μ – коэффициент динамической вязкости среды, Па·с.

Мощность на перемешивание определялась исходя из измеренных величин тока и напряжения.

Численное моделирование проводилось в программе Comsol Multiphysics, которая использует обобщенную версию уравнений Навье-Стокса. Принимались следующие параметры аппарата $D=0.3$ м, $H/D=1$, $d_m=0.064$ м, $b=0.25$ м.

В программе OpenFOAM методом численного моделирования был произведен расчет полей скоростей и давления, также рассмотрены гидродинамические явления в мешалке [23, 24].

При моделировании в качестве рабочей среды задавалась среда с физико-химическими свойствами, соответствующими натурным испытаниям. В процессе расчета была выбрана турбулентная $k-\epsilon$ модель, которая широко применяется в вычислительной практике.

Для проведения гидродинамического анализа была создана твердотельная модель, состоящая из 600000 элементов различной формы с детальной прорисовкой геометрических особенностей аппарата.

Для моделирования потоков в нескольких движущихся системах отсчета был применен подход со скользящей сеткой, а для изучения изменяющихся величин скоростей и давлений использовался нестационарный решатель TransientSimpleDyMFoam.

Обсуждение результатов

Характерные результаты расчета распределения давления в жидкости, в аппарате с мешалкой при моделировании представлены на рисунке 2а. Как установлено, за лопатками мешалки наблюдается пониженное давление ($P_{мин}$), а перед лопаткой – повышенное давление ($P_{макс}$) относительно атмосферного давления. Изменение давления в жидкости за лопаткой, в зависимости от числа оборотов мешалки, представлено на рисунке 2б. При числе оборотов мешалки более 600 об./мин давление в жидкости за лопаткой становится меньше атмосферного, и оно снижается с увеличением скорости вращения мешалки.

Расчетные значения давления в жидкости за вращающейся мешалкой, считанные в трех точках по высоте аппарата L от его днища, представлены на рисунке 3а. Согласно данным, давление за лопаткой мешалки составило меньше атмосферного. Давление несколько изменяется по высоте слоя жидкости (линии 1–3, рис. 3), что обусловлено влиянием столба жидкости.

Численное моделирование перепада давления при вязкости жидкости $5 \cdot 10^{-6}$ м²/с и $1 \cdot 10^{-6}$ м²/с не выявило существенного влияния вязкости на этот параметр (рис. 3б).

Как показали расчеты, наличие перегородок на корпусе аппарата также не оказывает существенного влияния на изменение давления в жидкости за лопатками мешалки.

Таким образом, численное моделирование выявило наличие зон с пониженным давлением в жидкости за лопатками мешалки, что обеспечивает перепад давления между газовой полостью и жидкостью и, следовательно, интенсивное диспергирование газа в жидкость.

Фотографии газожидкостной среды в аппарате в зависимости от числа оборотов мешалки представлены на рисунке 4.

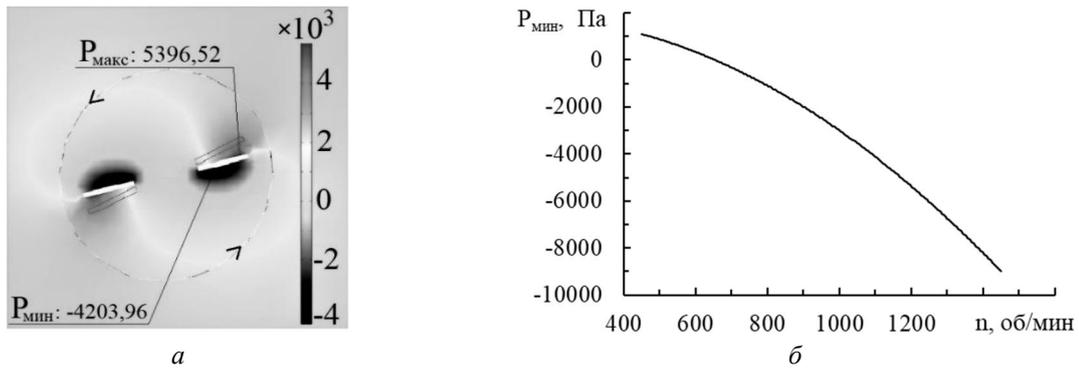


Рис. 2. Профиль давления в жидкости в месте установки мешалки (а) и изменение минимального давления в жидкости за лопаткой от числа оборотов (б)

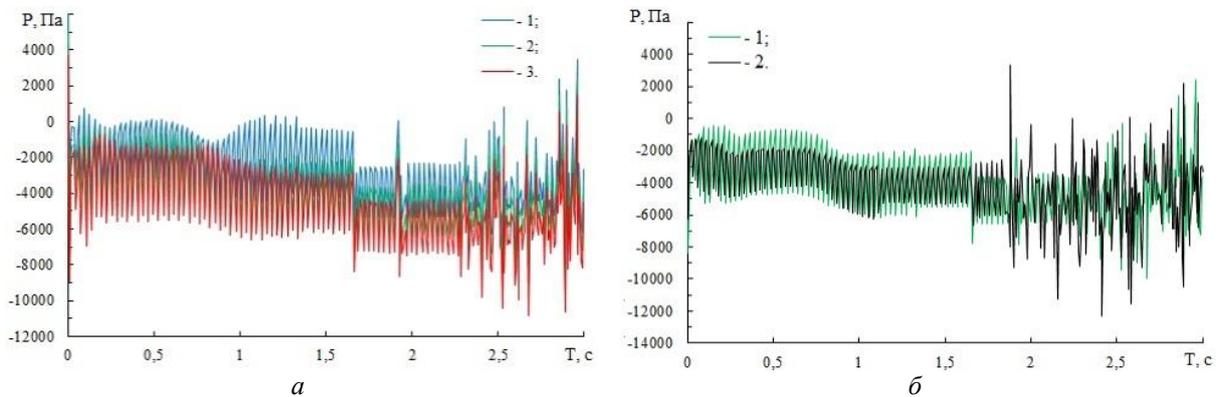


Рис. 3. Зависимость давления при разной высоте слоя жидкости в аппарате (а) и разной вязкости жидкости (б) от времени расчета при $n=1000$ об/мин, $h=0.3$ м: а) 1 – $L=0.5$ м, 2 – $L=0.15$ м, 3 – $L=0.25$ м; б) при кинематическом коэффициенте вязкости 1 – $1 \cdot 10^{-6}$ м²/с; 2 – $5 \cdot 10^{-6}$ м²/с

Согласно проведенным исследованиям, при отсутствии перегородок на стенке аппарата газовая полость вихря выходит за пределы лопатки, что не позволяет обеспечить интенсивное диспергирование газа в жидкость (рис. 4а–в). Установка перегородки на стенке корпуса аппарата приводит к снижению угловой скорости вращения жидкости, уменьшению размеров газовой полости и удержанию жидкости на поверхности лопаток мешалки, что приводит к интенсивному диспергированию газа (рис. 4г–е). Процесс перехода к интенсивному диспергированию сопровождается характерным звуком, который возникал при достижении числа оборотов мешалки 600–1100 об./мин, в зависимости от количества перегородок на стенке аппарата.

Величина угловой скорости вращения жидкости в аппарате без перегородок при 600–2500 об./мин составила 7–11 рад/с. При установке двух перегородок на стенке аппарата величина угловой скорости составила 3–5 рад/с.

Как установлено экспериментально, доля газа в жидкости при интенсивном диспергировании достигает величины 0.2–0.3, что существенно выше в сравнении с биореакторами с самовсасывающей мешалкой или аппаратами с циркуляционными трубами [8, 9, 13]. Газосодержание возрастает с увеличением числа оборотов мешалки (рис. 5а), уменьшения поверхностного натяжения жидкости и незначительно зависит от числа перегородок, установленных на стенке аппарата (рис. 5, точки 1–3).

Значения межфазной поверхности при исследовании нового способа диспергирования газа представлены на рисунке 5б, точки 1–3. В сравнении с величиной межфазной поверхности для биореактора с мешалкой и барботером (рис. 5б, точки 4) составила большую величину [25]. Увеличение межфазной поверхности обусловлено изменившимися условиями формирования пузырьков газа в жидкости и достижением высокой диссипации энергии.

Характерные значения потребляемой мощности мешалки на перемешивание при варьировании числом оборотов и температурой воды в зависимости от числа Рейнольдса представлена на рисунке 6а. С увеличением скорости вращения мешалки происходит повышение газосодержания, что приводит к снижению мощности на перемешивание, это согласуется с известными данными [26–29].

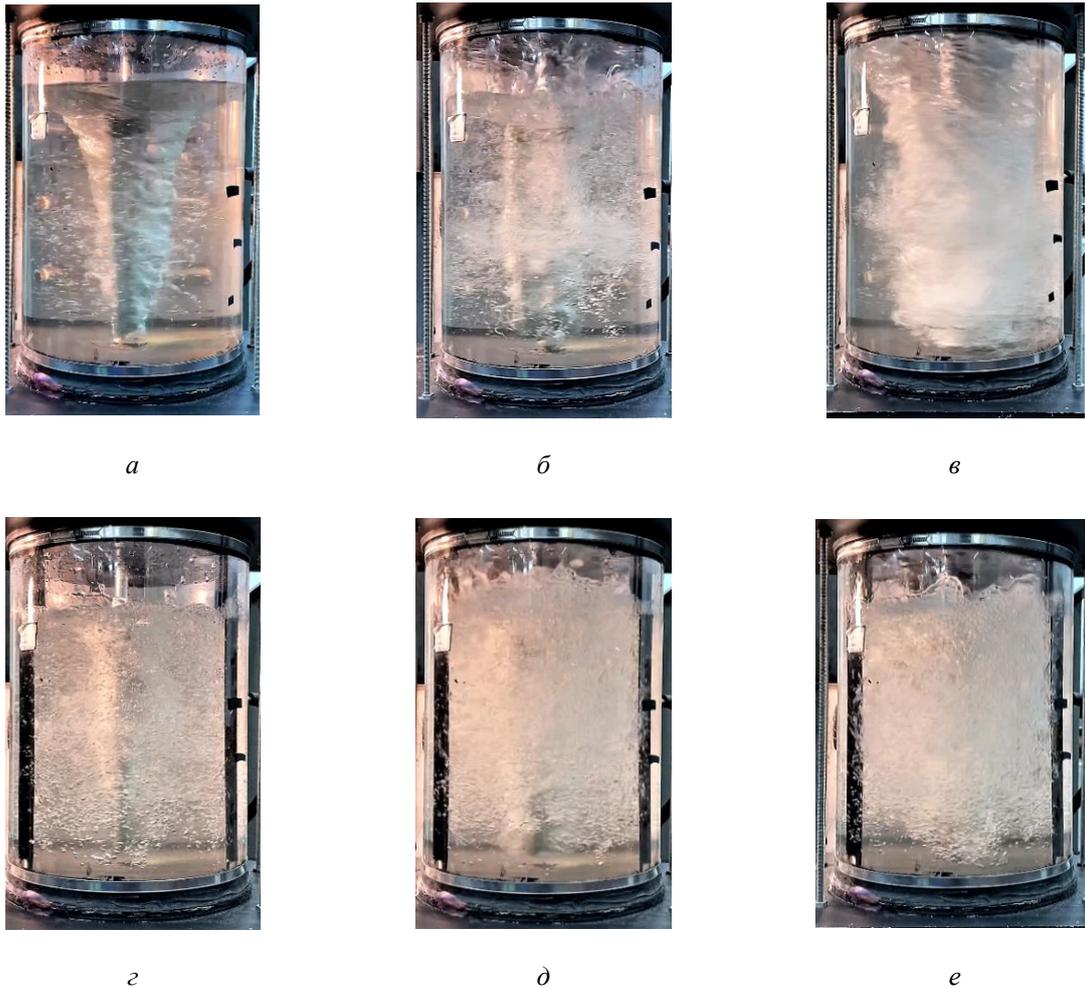


Рис. 4. Фотографии газожидкостной среды в аппарате с мешалкой $h=0.3$ м без перегородок (а–в) и с двумя перегородками (г–е): а, г) 900 об./мин; б, д) 1200 об./мин; в, е) 1500 об./мин

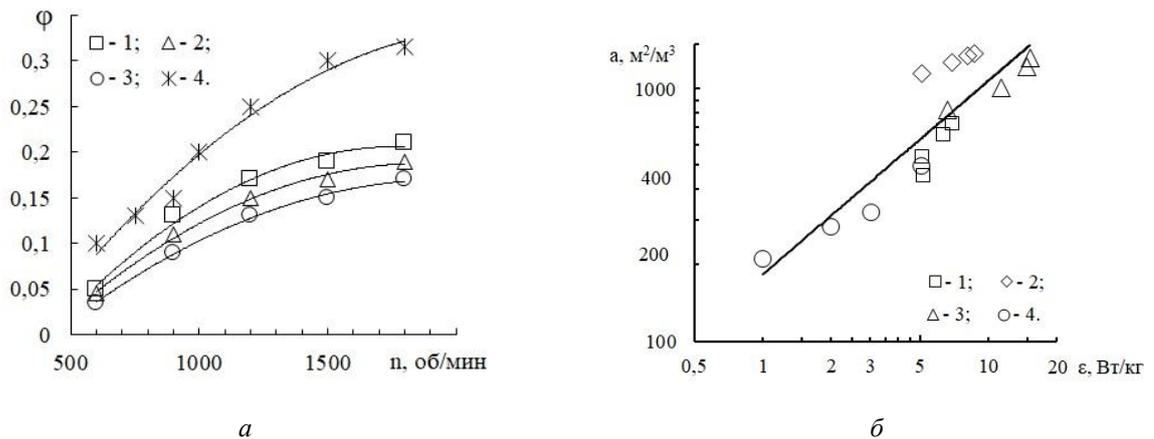


Рис. 5. Зависимость газосодержания от числа оборотов мешалки (а) и межфазной поверхности от диссипации энергии (б) при температуре воды 23 °С, $D=0.28$ м, $d_m=0.064$ м, высота слоя жидкости $H=0.34$ м: а) Экспериментальные точки (1–4): 1 – количество перегородок две; 2 – одна перегородка; 3 – три перегородки; 4 – одна перегородка на смеси 10% глицерин-вода; б) Экспериментальные точки при исследовании нового способа диспергирования (1–3): 1 – $h=0.05$ м, одна перегородка; 2 – $h=0.3$ м, одна перегородка; 3 – $h=0.3$ м, три перегородки; 4 – данные при наличии барботера в аппарате с турбинной мешалкой [25]

Величина критерия мощности, входящая в расчетное уравнение мощности на перемешивание, снижается с увеличением числа Рейнольдса и газосодержания. Как установлено, при газосодержании смеси более 0.25 и числе оборотов мешалки 1200–2500 величина $K_N=4-5$.

Результаты исследования массоотдачи в аппарате при осуществлении нового способа диспергирования представлены на рисунке 7. Достигнуто существенное увеличение интенсивности массоотдачи с ростом числа оборотов мешалки, тогда как в известных работах [4, 9, 30], где исследовался массообмен в аппаратах подобного типа, величина коэффициента массоотдачи не превысила 360 ч^{-1} .

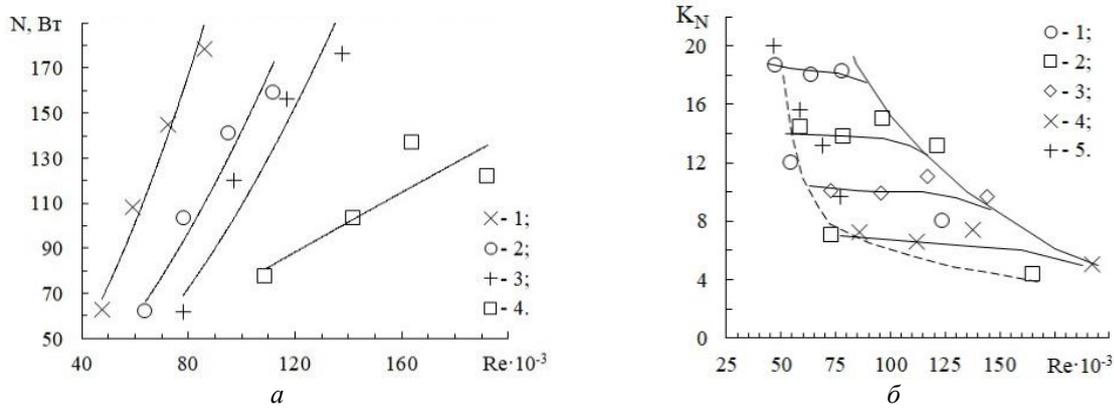


Рис. 6. Зависимость мощности на перемешивание (а) и критерия мощности (б) от числа Рейнольдса при $h=0.3 \text{ м}$, одна перегородка, $H/D=1.2$, $d_M=0.064 \text{ м}$, $D=0.28 \text{ м}$: а) экспериментальные точки при $n=600-2400 \text{ об./мин}$ (1–4): 1 – температура воды $15 \text{ }^\circ\text{C}$; 2 – $27 \text{ }^\circ\text{C}$; 3 – $36 \text{ }^\circ\text{C}$; 4 – $56 \text{ }^\circ\text{C}$; б) экспериментальные точки полученные при перемешивании воды при двух перегородках (1–4): 1 – 900 об./мин ; 2 – 1200 ; 3 – 1500 ; 4 – 1800 ; 5 – глицерин–вода. Пунктирная линия – в аппарате без перегородки

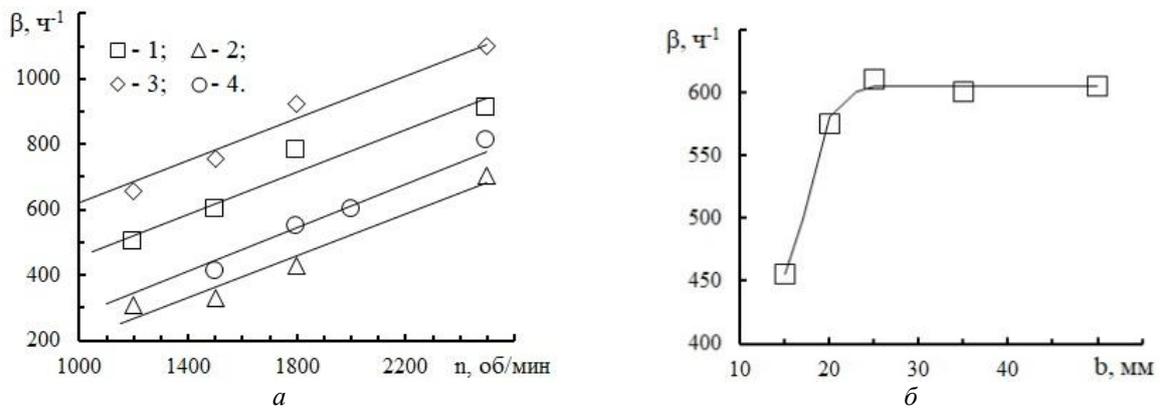


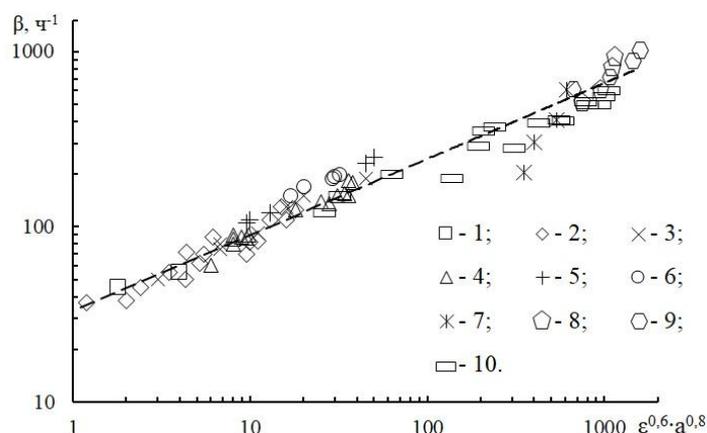
Рис. 7. Зависимость коэффициента массоотдачи от числа оборотов мешалки (а) и от ширины лопатки мешалки (б): а) Экспериментальные точки (1–4): 1 – $H/D=1$, $D=0.29 \text{ м}$; 2 – $H/D=1$, $D=0.52 \text{ м}$; 3 – $H/D=3$, $D=0.23 \text{ м}$; 4 – $H/D=0.8$, $D=0.40 \text{ м}$; б) $H/D=1$, $n=1400 \text{ об./мин}$, $D=0.29 \text{ м}$

Обработка данных по массообмену, представленная на рисунке 8, позволила получить зависимость для расчета величины коэффициента массоотдачи в виде:

$$\beta = 181.8 \cdot [\varepsilon^{0.6} \cdot a^{0.8}]^{0.45} \cdot D_1^{0.5}, \tag{4}$$

где β – коэффициент массоотдачи, с^{-1} ; ε – диссипация энергии, Вт/кг ; a – межфазная поверхность, м^{-1} , D_1 – коэффициент диффузии газа, $\text{м}^2/\text{с}$.

Рис. 8. Изменение коэффициента массоотдачи от параметра $\varepsilon^{0.6} \cdot a^{0.8}$.
 Экспериментальные данные (1–6) – [31]; данные исследуемого способа (7–9): 7 – $h=0.05$ м, одна перегородка; 8 – $h=0.3$ м, одна перегородка; 9 – $h=0.3$ м, три перегородки; 10 – [25]



Заключение

Как установлено экспериментально и подтверждено численным моделированием, предложенный способ интенсивного диспергирования газа в жидкость реализуется в биореакторе с мешалкой при условии обеспечения величины перепада давления между газовой полостью и локальной зоной в жидкости за лопаткой более 1000 Па.

Исследованный способ диспергирования газа в жидкость позволил достигнуть газосодержания до 0.3, уменьшить среднеповерхностный диаметр пузырьков газа и обеспечить развитую межфазную поверхность до 1200 м^{-1} , что привело к интенсификации процесса массоотдачи по сравнению с известными биореакторами подобного типа.

Сравнительно небольшой диаметр мешалки, а также установка минимального количества перегородок (1–2 шт.) позволяет разрабатывать установки со сравнительно низкими энергозатратами на перемешивание, упростить конструкцию мешалки, ее изготовление и эксплуатацию, а также снизить потребление электроэнергии до $1.5 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг}$.

Биореакторы предлагаемого типа востребованы при культивировании карбоксидоводородоокисляющих бактерий [32], а также при выращивании дрожжей на гидролизатах древесины [33].

Финансирование

Работа выполнена в рамках государственного задания Минобрнауки России на выполнение коллективом научной лаборатории «Глубокой переработки растительного сырья» проекта «Технология и оборудование химической переработки биомассы растительного сырья» (Номер темы FEFE-2020-0016).

Конфликт интересов

Авторы данной работы заявляют, что у них нет конфликта интересов.

Открытый доступ

Эта статья распространяется на условиях международной лицензии Creative Commons Attribution 4.0 (<https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>), которая разрешает неограниченное использование, распространение и воспроизведение на любом носителе при условии, что вы дадите соответствующие ссылки на автора(ов) и источник и предоставите ссылку на Лицензию Creative Commons и укажете, были ли внесены изменения.

Список литературы

1. Войнов Н.А., Сугак Е.В., Николаев Н.А., Воронин С.М. Пленочные биореакторы. Красноярск, 2001. 252 с.
2. Виестур У.Э., Кристопсонс М.Ж., Былинкина Е.С. Культивирование микроорганизмов. М., 1980. 232 с.
3. Филин В.Я. Аэраторы для процессов очистки сточных вод. М., 1977. 61 с.
4. Joshi J.B., Sharma M.M. Mass transfer and hydrodynamic characteristics of gas inducing type of agitated contactors // The Canadian Journal of Chemical Engineering. 1977. Vol. 55, no. 6. Pp. 683–695. DOI: 10.1002/cjce.5450550609.
5. Rielly C.D., Evans G.M., Davidson J.F., Carpenter K.J. Effect of vessel scaleup on the hydrodynamics of a self-aerating concave blade impeller // Chemical Engineering Science. 1992. Vol. 47, no. 13–14. Pp. 3395–3402. DOI: 10.1016/0009-2509(92)85050-L.
6. Forrester S.E., Rielly C.D. Modelling the increased gas capacity of self-inducing impellers // Chemical Engineering Science. 1994. Vol. 49, no. 24. Pp. 5709–5718. DOI: 10.1016/0009-2509(94)00322-X.

7. Heim A., Krasawski A., Rzyski E., Stelmach J. Aeration of bioreactors by self-aspirating impellers // The Chemical Engineering Journal and the Biochemical Engineering Journal. 1995. Vol. 58, no. 1. Pp. 59–63. DOI: 10.1016/0923-0467(94)06093-2.
8. Scargiali F., Busciglio A., Grisafi F., Brucato A. Gas–liquid–solid operation of a high aspect ratio self-ingesting reactor // International Journal of Chemical Reactor Engineering. 2012. Vol. 10, no. 1. Pp. 839–845. DOI: 10.1515/1542-6580.3011.
9. Poncin S., Nguyen C., Midoux N., Breyse J. Hydrodynamics and volumetric gas–liquid mass transfer coefficient of a stirred vessel equipped with a gas-inducing impeller // Chemical Engineering Science. 2002. Vol. 57, no. 16. Pp. 3299–3306. DOI: 10.1016/S0009-2509(02)00200-2.
10. Patwardhan A W., Joshi J.B. Hydrodynamics of a Stirred Vessel Equipped with a Gas-Inducing Impeller // Industrial & Engineering Chemistry Research. 1997. Vol. 36, no. 9. Pp. 3904–3914. DOI: 10.1021/ie9700122.
11. Leguay C., Ozcan-Taskin G., Rielly C.D. Gas-liquid mass transfer in a vortex-ingesting, agitated draft tube reactor // 10th European Conference on Mixing. Delft, 2000. Pp. 189–196. DOI: 10.1016/B978-044450476-0/50025-X.
12. Hsu Y.C., Chen T.Y., Chen J.H., Lay C.W. Ozone Transfer into Water in a Gas-Inducing Reactor // Industrial & Engineering Chemistry Research. 2002. Vol. 41, no. 1. Pp. 120–127. DOI: 10.1021/ie0101341.
13. Conway K., Kyle A., Rielly C. Gas–liquid–solid operation of a vortex-ingesting stirred tank reactor // Chemical Engineering Research and Design. 2002. Vol. 80, no. 8. Pp. 839–845. DOI: 10.1205/026387602321143372.
14. Hsu Y.C., Huang C.J. Characteristics of a new gas-induced reactor // AIChE Journal. 1996. Vol. 42, no. 11. Pp. 3146–3152. DOI: 10.1002/aic.690421114.
15. Busciglio A., Caputo G., Scargiali F. Free-surface shape in unbaffled stirred vessels: Experimental study via digital image analysis // Chemical Engineering Science. 2013. Vol. 104. Pp. 868–880. DOI: 10.1016/j.ces.2013.10.019.
16. Deshpande S.S., Kar K.K., Walker J., Pressler J., Su W. An experimental and computational investigation of vortex formation in an unbaffled stirred tank // Chemical Engineering Science. 2017. Vol. 168. Pp. 495–506. DOI: 10.1016/j.ces.2017.04.002.
17. Ciofalo M., Brucato A., Grisafi F., Torracca N. Turbulent flow in closed and free-surface unbaffled tanks stirred by radial impellers // Chemical Engineering Science. 1996. Vol. 51, no. 14. Pp. 3557–3573. DOI: 10.1016/0009-2509(96)00004-8.
18. Бортников И.И., Босенко А.М. Машины и аппараты микробиологических производств. Минск, 1982. 288 с.
19. Соколов В.Н., Яблокова М.А. Аппаратура микробиологической промышленности. Л., 1988. 278 с.
20. Scargiali F., Busciglio A., Grisafi F., Brucato A. Oxygen transfer performance of unbaffled stirred vessels in view of their use as biochemical reactors for animal cell growth // Chemical Engineering Transaction. 2012. Vol. 27. Pp. 205–210.
21. Shahbazi B., Rezai B., Chehreh Chelgani S., Koleini S.M.J., Noaparast M. Estimation of diameter and surface area flux of bubbles based on operational gas dispersion parameters by using regression and ANFIS // Mining Science and Technology (China). 2013. Vol. 23, no. 3. Pp. 343–348. DOI: 10.1016/j.ijmst.2013.05.007.
22. Соколов В.Н., Доманский И.В. Газожидкостные реакторы. Л., 1976. 216 с.
23. Greenshields C.J. OpenFOAM The Open Source CFD Toolbox: User guide. London, 2023. 241 p.
24. Chen G., Xiong Q., Morris P.J., Paterson E.G., Sergeev A., Wang Y.-C. OpenFOAM for Computational Fluid Dynamics // Notices of the AMS. 2014. Vol. 61, no. 4. Pp. 354–363.
25. Войнов Н.А., Гурулев К.В., Волова Т.Г. Массообмен в биореакторе с мешалкой при культивировании водородокисляющих бактерий *Ralstonia eutropha* в режиме синтеза полигидроксиканоатов // Биотехнология. 2005. №3. С. 65–70.
26. Hassan I.T.M., Robinson C.W. Stirred-Tank Mechanical Power Requirement and Gas Holdup in Aerated Aqueous Phases // AIChE Journal. 1977. Vol. 23, no. 1. Pp. 48–56. DOI: 10.1002/aic.690230109.
27. Cudak M. Hydrodynamic Characteristics of Mechanically Agitated Air–Aqueous Sucrose Solutions // Chemical and Process Engineering. 2014. Vol. 35, no. 1. Pp. 97–107. DOI: 10.2478/cpe-2014-0007.
28. Furukawa H., Kato Y., Inoue Y., Kato T., Tada Y., Hashimoto S. Correlation of Power Consumption for Several Kinds of Mixing Impellers // International Journal of Chemical Engineering. 2012. Vol. 2012. 6 p. DOI: 10.1155/2012/106496.
29. Хабибрахманов Р.Б., Мухачев С.Г. Особенности мощностных и массообменных характеристик биореактора с дисковыми перфорированными мешалками // Известия вузов. Прикладная химия и биотехнология. 2019. Т. 9, №4. С. 737–749. DOI: 10.21285/2227-2925-2019-9-4-737-749.
30. Scargiali F., Russo R., Grisafi F., Brucato A. Mass transfer and hydrodynamic characteristics of a high aspect ratio self-ingesting reactor for gas-liquid operations // Chemical Engineering Science. 2007. Vol. 62, no. 5. Pp. 1376–1387. DOI: 10.1016/j.ces.2006.11.040.
31. Войнов Н.А., Фролов А.С., Богаткова А.В., Земцов Д.А., Жукова О.П. Гидродинамика и массообмен на вихревой ступени при барботаже // Теоретические основы химической технологии. 2019. №6. С. 622–633.
32. Волова Т.Г., Войнов Н.А., Муратов В.С., Бубнов Н.В., Гурулев К.В., Калачева Г.С., Горбунова Н.В., Плотников В.Ф., Жила Н.О., Шишацкая Е.И., Беляева О.Г., Кожевников И.В. Опытное производство биоразрушаемых полимеров // Биотехнология. 2006. №6. С. 28–34.
33. Холькин Ю.И. Технология гидролизных производств. М., 1989. 496 с.

Поступила в редакцию 21 февраля 2023 г.

После переработки 17 ноября 2023 г.

Принята к публикации 20 ноября 2023 г.

Voynov N.A.*, Frolov A.S., Bogatkova A.V., Zemtsov D.A., Chernov V.A. MASS TRANSFER IN THE BIOREACTOR DURING GAS DISPERSION FROM THE STIRRER VORTEX CAVITY

Reshetnev Siberian State University of Science and Technology, Krasnoyarsky Rabochy st., 31, Krasnoyarsk, 660037 Russia, e-mail: n.a.voynov@mail.ru

Gas-liquid bioreactors in which the introduction of the gas substrate in the culture liquid is carried out from the vortex cavity formed by the rotation of the stirrer. In order to simplify the design and intensify mass transfer a new method of dispersing the gas substrate from the vortex cavity is proposed and studied. It consists in maintaining local zones with reduced pressure in the liquid behind the rotating paddles and creating the necessary conditions for the introduction of the gas substrate. On the basis of numerical simulation the pressure is calculated and the zones of low pressure in liquid behind the stirrer paddles are determined. The value of differential pressure necessary for gas dispersion has been estimated. The angular velocity of liquid rotation depending on the number of partitions on the apparatus wall and the number of mixer revolutions is presented. The gas content in the liquid during the implementation of the investigated method has been determined. The average surface diameter of gas bubbles and interfacial surface of gas-liquid medium were calculated from experimental data. The power spent on stirring in the apparatus has been established and the power criterion with regard to gas content has been determined. Mass transfer at intensive gas dispersion from gas vortex cavity into liquid has been investigated. Criterion dependence for calculation of mass transfer coefficient is presented, taking into account energy dissipation spent on mixing and interfacial surface. The fields of application of bioreactor with new method of gas dispersion are shown.

Keywords: bioreactor, mass transfer, power, paddle stirrer, gas content, numerical modeling.

For citing: Voynov N.A., Frolov A.S., Bogatkova A.V., Zemtsov D.A., Chernov V.A. *Khimiya Rasititel'nogo Syr'ya*, 2024, no. 1, pp. 362–371. (in Russ.). DOI: 10.14258/jcprm.20240112574.

References

1. Voynov N.A., Sugak Ye.V., Nikolayev N.A., Voronin S.M. *Plenochnyye bioreaktory*. [Film bioreactors]. Krasnoyarsk, 2001, 252 p. (in Russ.).
2. Viyestur U.E., Kristapsons M.Zh., Bylinkina Ye.S. *Kul'tivirovaniye mikroorganizmov*. [Cultivation of microorganisms]. Moscow, 1980, 232 p. (in Russ.).
3. Filin V.Ya. *Aeratory dlya protsessov ochistki stochnykh vod*. [Aerators for wastewater treatment processes]. Moscow, 1977, 61 p. (in Russ.).
4. Joshi J.B., Sharma M.M. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 1977, vol. 55, no. 6, pp. 683–695. DOI: 10.1002/cjce.5450550609.
5. Rielly C.D., Evans G.M., Davidson J.F., Carpenter K.J. *Chemical Engineering Science*, 1992, vol. 47, no. 13–14, pp. 3395–3402. DOI: 10.1016/0009-2509(92)85050-L.
6. Forrester S.E., Rielly C.D. *Chemical Engineering Science*, 1994, vol. 49, no. 24, pp. 5709–5718. DOI: 10.1016/0009-2509(94)00322-X.
7. Heim A., Krasawski A., Ryzski E., Stelmach J. *The Chemical Engineering Journal and the Biochemical Engineering Journal*, 1995, vol. 58, no. 1, pp. 59–63. DOI: 10.1016/0923-0467(94)06093-2.
8. Scargiali F., Busciglio A., Grisafi F., Brucato A. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 2012, vol. 10, no. 1, pp. 839–845. DOI: 10.1515/1542-6580.3011.
9. Poncin S., Nguyen C., Midoux N., Breyse J. *Chemical Engineering Science*, 2002, vol. 57, no. 16, pp. 3299–3306. DOI: 10.1016/S0009-2509(02)00200-2.
10. Patwardhan A.W., Joshi J.B. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 1997, vol. 36, no. 9, pp. 3904–3914. DOI: 10.1021/ie9700122.
11. Leguay C., Ozcan-Taskin G., Rielly C.D. *10th European Conference on Mixing*. Delft, 2000, pp. 189–196. DOI: 10.1016/B978-044450476-0/50025-X.
12. Hsu Y.C., Chen T.Y., Chen J.H., Lay C.W. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2002, vol. 41, no. 1, pp. 120–127. DOI: 10.1021/ie0101341
13. Conway K., Kyle A., Rielly C. *Chemical Engineering Research and Design*, 2002, vol. 80, no. 8, pp. 839–845. DOI: 10.1205/026387602321143372.
14. Hsu Y.C., Huang C.J. *AIChE Journal*, 1996, vol. 42, no. 11, pp. 3146–3152. DOI: 10.1002/aic.690421114.
15. Busciglio A., Caputo G., Scargiali F. *Chemical Engineering Science*, 2013, vol. 104, pp. 868–880. DOI: 10.1016/j.ces.2013.10.019.
16. Deshpande S.S., Kar K.K., Walker J., Pressler J., Su W. *Chemical Engineering Science*, 2017, vol. 168, pp. 495–506. DOI: 10.1016/j.ces.2017.04.002.
17. Ciofalo M., Brucato A., Grisafi F., Torracca N. *Chemical Engineering Science*, 1996, vol. 51, no. 14, pp. 3557–3573. DOI: 10.1016/0009-2509(96)00004-8.
18. Bortnikov I.I., Bosenko A.M. *Mashiny i apparaty mikrobiologicheskikh proizvodstv*. [Machines and devices for microbiological production]. Minsk, 1982, 288 p. (in Russ.).
19. Sokolov V.N., Yablokova M.A. *Apparatura mikrobiologicheskoy promyshlennosti*. [Microbiological industry equipment]. Leningrad, 1988, 278 p. (in Russ.).
20. Scargiali F., Busciglio A., Grisafi F., Brucato A. *Chemical Engineering Transaction*, 2012, vol. 27, pp. 205–210.

* Corresponding author.

21. Shahbazi B., Rezaei B., Chehreh Chelgani S., Koleini S.M.J., Noaparast M. *Mining Science and Technology (China)*, 2013, vol. 23, no. 3, pp. 343–348. DOI: 10.1016/j.ijmst.2013.05.007.
22. Sokolov V.N., Domanskiy I.V. *Gazozhidkostnyye reaktory*. [Gas-liquid reactors]. Leningrad, 1976, 216 p. (in Russ.).
23. Greenshields C.J. *OpenFOAM The Open Source CFD Toolbox: User guide*. London, 2023. 241 p.
24. Chen G., Xiong Q., Morris P.J., Paterson E.G., Sergeev A., Wang Y.-C. *Notices of the AMS*, 2014, vol. 61, no. 4, pp. 354–363.
25. Voynov N.A., Gurulev K.V., Volova T.G. *Biotehnologiya*, 2005, no. 3, pp. 65–70. (in Russ.).
26. Hassan I.T.M., Robinson C.W. *AIChE Journal*, 1977, vol. 23, no. 1, pp. 48–56. DOI: 10.1002/aic.690230109.
27. Cudak M. *Chemical and Process Engineering*, 2014, vol. 35, no. 1, pp. 97–107. DOI: 10.2478/cpe-2014-0007.
28. Furukawa H., Kato Y., Inoue Y., Kato T., Tada Y., Hashimoto S. *International Journal of Chemical Engineering*, 2012, vol. 2012, 6 p. DOI: 10.1155/2012/106496.
29. Khabibrakhmanov R.B., Mukhachev S.G. *Izvestiya vuzov. Prikladnaya khimiya i biotehnologiya*, 2019, vol. 9, no. 4, pp. 737–749. DOI: 10.21285/2227-2925-2019-9-4-737-749. (in Russ.).
30. Scargiali F., Russo R., Grisafi F., Brucato A. *Chemical Engineering Science*, 2007, vol. 62, no. 5, pp. 1376–1387. DOI: 10.1016/j.ces.2006.11.040.
31. Voynov N.A., Frolov A.S., Bogatkova A.V., Zemtsov D.A., Zhukova O.P. *Teoreticheskiye osnovy khimicheskoy tekhnologii*, 2019, no. 6, pp. 622–633. (in Russ.).
32. Volova T.G., Voynov N.A., Muratov V.S., Bubnov N.V., Gurulev K.V., Kalacheva G.S., Gorbunova N.V., Plotnikov V.F., Zhila N.O., Shishatskaya Ye.I., Belyayeva O.G., Kozhevnikov I.V. *Biotehnologiya*, 2006, no. 6, pp. 28–34. (in Russ.).
33. Khol'kin Yu.I. *Tekhnologiya gidroliznykh proizvodstv*. [Hydrolysis production technology]. Moscow, 1989, 496 p. (in Russ.).

Received February 21, 2023

Revised November 17, 2023

Accepted November 20, 2023

Сведения об авторах

Войнов Николай Александрович – доктор технических наук, профессор, n.a.voynov@mail.ru

Фролов Александр Сергеевич – кандидат технических наук, доцент, frolov-a84@mail.ru

Богаткова Анастасия Викторовна – кандидат технических наук, Sonchic-Sveta@yandex.ru

Земцов Денис Андреевич – кандидат технических наук, denis_zemtsov.92@mail.ru

Чернов Вячеслав Андреевич – студент, 76895jk@bk.ru

Information about authors

Voynov Nikolay Aleksandrovich – Doctor of Technical Sciences, Professor, n.a.voynov@mail.ru

Frolov Alexander Sergeevich – Candidate of Technical Sciences, Associate Professor, frolov-a84@mail.ru

Bogatkova Anastasia Viktorovna – Candidate of Technical Sciences, Sonchic-Sveta@yandex.ru

Zemtsov Denis Andreevich – Candidate of Technical Sciences, denis_zemtsov.92@mail.ru

Chernov Vyacheslav Andreevich – student, 76895jk@bk.ru