

УДК 66. 015. 23

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ МАССООБМЕНА В ГАЗОЖИДКОСТНОМ АППАРАТЕ С МЕШАЛКОЙ

© 2024 г. Н. А. Войнов^а *, А. С. Фролов^а, А. В. Богаткова^а, О. П. Жукова^а

^а Сибирский государственный университет науки и технологий
им. академика М.Ф. Решетнёва, Красноярск, Россия

*e-mail: n. a.voinov@mail.ru

Поступила в редакцию 03.11.2023 г.

После доработки 14.04.2024 г.

Принята к публикации 20.04.2024 г.

Исследован новый способ диспергирования газа из открытой полости вихря в локальные зоны с пониженным давлением в жидкости за вращающимися лопатками мешалки. Установлено оптимальное расстояние между лопастными мешалками на валу, обеспечивающие интенсификацию массообмена при меньшей мощности на перемешивание. Показаны условия, позволившие увеличить значения коэффициента массоотдачи, которые подтверждены численным моделированием. Представлены экспериментальные значения мощности, газосодержания, диаметра пузырьков газа и величины коэффициента массоотдачи в аппарате с мешалкой, реализующем предложенный способ диспергирования.

Ключевые слова: мощность на перемешивание, диссипация энергии, лопастная мешалка, численное моделирование, газосодержание, межфазная поверхность, коэффициент массоотдачи

DOI: 10.31857/S0040357124020108, **EDN:** CTSVRU

ВВЕДЕНИЕ

Аппараты с перемешивающими устройствами широко используются в качестве химических реакторов, биореакторов, аэротенков, флотаторов, а также применяются в различных установках для насыщения жидкости газом. [1–9]. Подвод газа в жидкость в указанных аппаратах осуществляется различного типа барботерами [9], а также через поверхностные вихри, вызванные вращением среды [5, 10–13], инжестирующими устройствами, циркуляционными системами [5, 14–16] или самовсасывающими мешалками [5, 6, 13, 17–20].

Следующим шагом в процессе совершенствования путей подвода газа в жидкость в аппарате с мешалкой стал способ диспергирования газа [21], разработанный авторами представленной статьи. Способ заключается в обеспечении условий для подвода газа через открытую полость вихря в зоны с пониженным давлением, образующиеся в жидкости за вращающимися лопатками мешалки (рис. 1б).

Согласно ранее полученным данным [22], такое взаимодействие фаз позволило без принудительной подачи газа интенсифицировать процесс массообмена, упростить конструкцию мешалки, увеличить высоту столба жидкости в аппарате, в сравнении с самовсасывающей мешалкой. Ста-

бильная работа аппарата в этом случае не зависит от глубины погружения мешалки в жидкость, ее температуры.

Численное моделирование [21, 22] позволило установить величину разрежения в локальных зонах в жидкости за лопатками мешалки, которая при числе оборотов 600 об/мин составила 1000 Па и более, что оказалось достаточным для диспергирования газа в жидкость. Также установлено, что с увеличением высоты лопаток мешалки и числа ее оборотов, газосодержание в аппарате возрастает и составляет 0.15–0.35, тогда как величина газосодержания в аппарате при подводе газа через полый вихрь [6], циркуляционные трубы [5, 15] или самовсасывающую мешалку [6] не превышает 0.1.

Увеличение длины лопатки мешалки приводит к большему количеству локальных зон с пониженным давлением, способствует росту газосодержания и увеличению диссипации энергии.

Диспергирование газа в жидкость предложенным способом позволило развивать межфазную поверхность до 1000 м^{-1} и увеличить величину коэффициента массоотдачи в аппарате, в сравнении с перечисленными выше способами диспергирования [6, 14, 17, 23–25].

Согласно [22], коэффициент массоотдачи может быть представлен в виде:

$$\beta = 30[\varepsilon^{0.6} a^{0.8}]^{0.455}, \quad (1)$$

где β – коэффициент массоотдачи, ч^{-1} , a – межфазная поверхность, м^{-1} ; ε – диссипация энергии, Вт/кг .

Согласно (1), интенсивность массоотдачи в аппарате с мешалкой зависит как от диссипации энергии, так и от величины межфазной поверхности.

При установке на валу нескольких мешалок с короткими лопастями удалось добиться снижения мощности на перемешивание, в отличие от установки мешалки с длиной лопатки, соответствующей столбу жидкости в аппарате. Помимо этого, установка нескольких мешалок позволяет интенсифицировать процесс массопереноса.

Целью данной работы является определение оптимального расстояния между мешалками на валу, обеспечивающего снижение мощности на перемешивание и интенсификацию массообмена.

РЕЗУЛЬТАТЫ И ИХ ОБСУЖДЕНИЕ

Общий вид аппарата с лопастной мешалкой представлен на рис. 1а. Диаметр аппарата составил 280 мм и 540 мм, а его длина варьировалась от 300 до 1500 мм. На внутренней поверхности аппарата закреплялась отражательная перегородка шириной 30 мм, равная высоте аппарата. На валу устанавливались от одной до пяти лопастных мешалок с двумя лопатками высотой по $h = 50$ мм или одна мешалка при $h = 700$ мм. Ширина лопатки составила 30 мм, а диаметр мешалки – 78 мм. Расстояние между плоским днищем аппарата и нижней мешалкой составило 100 мм. Эксперименты проводились при числе оборотов мешалки 600–2400 об/мин. Высота жидкости в аппарате составляла $H_1 = 675$ мм.

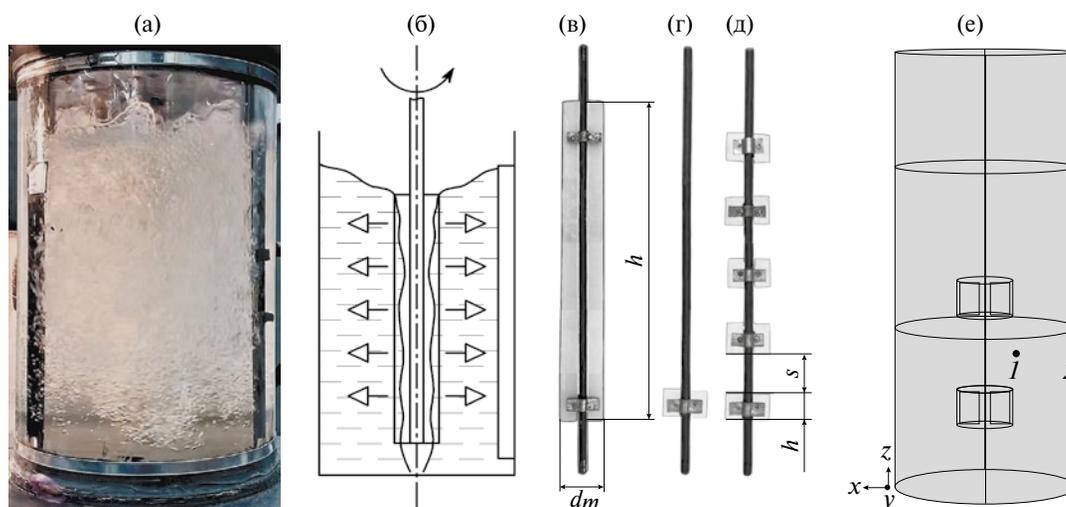


Рис. 1. Аппарат с лопастной мешалкой (а), схемы диспергирования газа в жидкость (б), размещения мешалок на валу (в, г, д), геометрия численной модели (е).

Величина газосодержания φ в жидкости определялась объемным методом согласно формуле:

$$\varphi = (H_{g-l} - H_l) / H_{g-l}, \quad (2)$$

где H_1 – высота столба жидкости в аппарате, м; H_{g-l} – высота газо-жидкостного столба, м.

Межфазная поверхность a определялась как:

$$a = 6\varphi / d_b, \quad (3)$$

где φ – газосодержание; d_b – среднеповерхностный диаметр пузыря, м.

Рабочими средами являлись вода и воздух при их температуре 14–50 °С.

Массообмен на ступени изучался на примере абсорбции водой кислорода из воздуха.

Интенсивность массоотдачи определялась по зависимостям, полученным на основе модели идеального перемешивания [26].

Диссипация энергии ε (Вт/кг) рассчитывалась по формуле:

$$\varepsilon = N / M, \quad (4)$$

где N – мощность на перемешивание, Вт ; M – масса жидкости в аппарате, кг .

Мощность на перемешивание определялась исходя из измеренных величин тока, напряжения и мощности холостого хода.

Для изучения гидродинамических параметров аппарата с мешалкой, расчета полей скоростей и давлений был применен метод численного моделирования в программе Comsol Multiphysics [28], которая является интерактивной средой, основанной на обобщенной версии уравнений Навье – Стокса [27].

Программное обеспечение пакета поддерживает конечно-элементную технологию вместе с адаптивным построением сетки и контролем ошибок в процессе расчета модели.

Первоначально для подготовки аппарата с мешалкой к гидродинамическому анализу была создана твердотельная модель его внутреннего пространства, то есть его рабочая полость с лопастями. Полученная таким образом геометрия импортировалась в программное обеспечение Comsol Multiphysics и была подвержена разбиению на элементы расчетной сетки.

Для повышения точности результатов расчета, улучшения сходимости и оптимизации времени расчета была сгенерирована сетка, состоящая из элементов различной формы. Построенная расчетная сетка имела значительное сгущение элементов в местах наибольшего градиента скорости, что значительно отличает ее от равномерно построенной сетки. Проведенный тест на сеточную сходимость выявил оптимальную расчетную сетку, состоящую из 1 000 000 элементов различной формы.

При моделировании в качестве рабочей среды задавалась среда с физико-химическими свойствами, соответствующими натурным испытаниям. В процессе расчета была выбрана турбулентная $k-\epsilon$ -модель, широко применяемая в вычислительной практике. Искомые величинами являются давление и скорость.

Как показали исследования, при размещении на валу четырех мешалок (на расстоянии друг от друга $s = 120$ мм) образование полого вихря в верхней части аппарата, а затем и диспергирование газа в жидкость за лопатками начиналось через 1–2 сек (рис. 2). Диспергирование газа по всему объему жидкости достигалось за 6–8 сек при числе оборотов 1200–1800 об/мин. Установка на валу одной мешалки с длиной лопаток равной высоте столба жидкости в аппарате приводило к диспергированию всего объема жидкости за 3–4 сек.

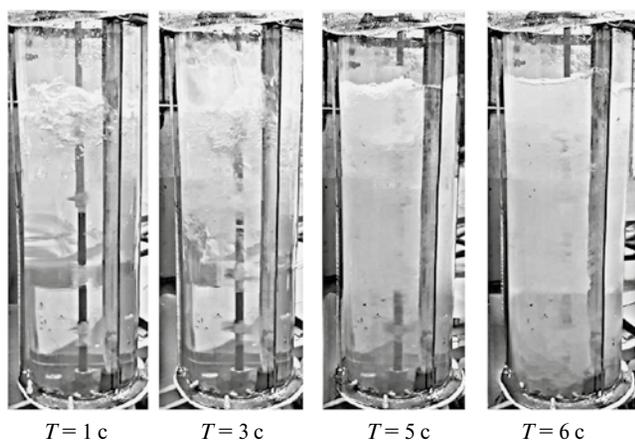


Рис. 2. Формирование газо-жидкостного слоя в аппарате с четырьмя мешалками $h = 50$ мм от времени T , $n = 1200$ об/мин, $\mu = 0.001005$ Па \cdot с.

Согласно результатам численного моделирования (рис. 3), стабилизация скорости жидкости в аппарате достигается за 3–4 сек. Причем скорость жидкости между двумя мешалками (рис. 3а) оказалась примерно в 1.7 раза выше, чем при размещении одной мешалки на валу (рис. 3б) при прочих равных условиях.

Экспериментальные значения мощности на перемешивание при изменении расстояния между мешалками представлены на рис. 4. Наибольшая мощность достигалась при установке одной мешалки с длиной лопатки $h = 700$ мм (рис. 4, точки б), а наименьшая – при установке одной мешалки $h = 50$ мм в нижней части вала.

Согласно данным (рис. 4б), при расстоянии между мешалками $s = 120$ мм достигнуто максимальное снижение мощности, по сравнению с другими вариантами размещения устройств на валу. Это обусловлено повышением газосодержания в жидкости, значения представлены на рис. 5. Согласно данным, наибольшее газосодержание достигнуто при $s = 110–120$ мм.

Фотофиксация газо-жидкостной среды и анализ размеров пузырьков газа показали, что при установке одной мешалки с лопатками высотой $h = 700$ мм наибольшая доля пузырьков в жидкости имеет диаметр 1.7–2.2 мм (рис. 6а). Для мешалок с лопатками высотой 50 мм, установленных с шагом $s = 125$ мм, наибольшая доля пузырьков (рис. 6б) приходится на диаметр 1–2 мм, что, по-видимому, обусловлено достижением большей скорости жидкости между двумя мешалками.

Величина коэффициента массоотдачи в жидкости, в зависимости от диссипации энергии и расстояния между мешалками, представлены на рис. 7. Согласно полученным данным, при размещении мешалок $s = 110–125$ мм достигается наибольший коэффициент массоотдачи как в аппарате диаметром 280 мм (рис. 7а, точки 1–3), так и в аппарате диаметром 540 мм (точка 4).

Выявлены как минимум три причины, способствующие интенсификации массообмена при размещении мешалок на расстоянии $s = 100–125$ мм от друга: накопление пузырьков газа в циркуляционных контурах, увеличение скорости жидкости между мешалками и уменьшение локальных зон в жидкости с низкой скоростью.

Результаты численного моделирования движения жидкости в аппарате с двумя мешалками, размещенными на валу на расстоянии друг от друга $s = 120$ мм, представлены на рис. 8. Наличие циркуляционных контуров в объеме жидкости (линии на рис. 8), скорость которых составила 2–4 м/с, оказывает влияние на распределение газовых пузырьков в жидкости между мешалками

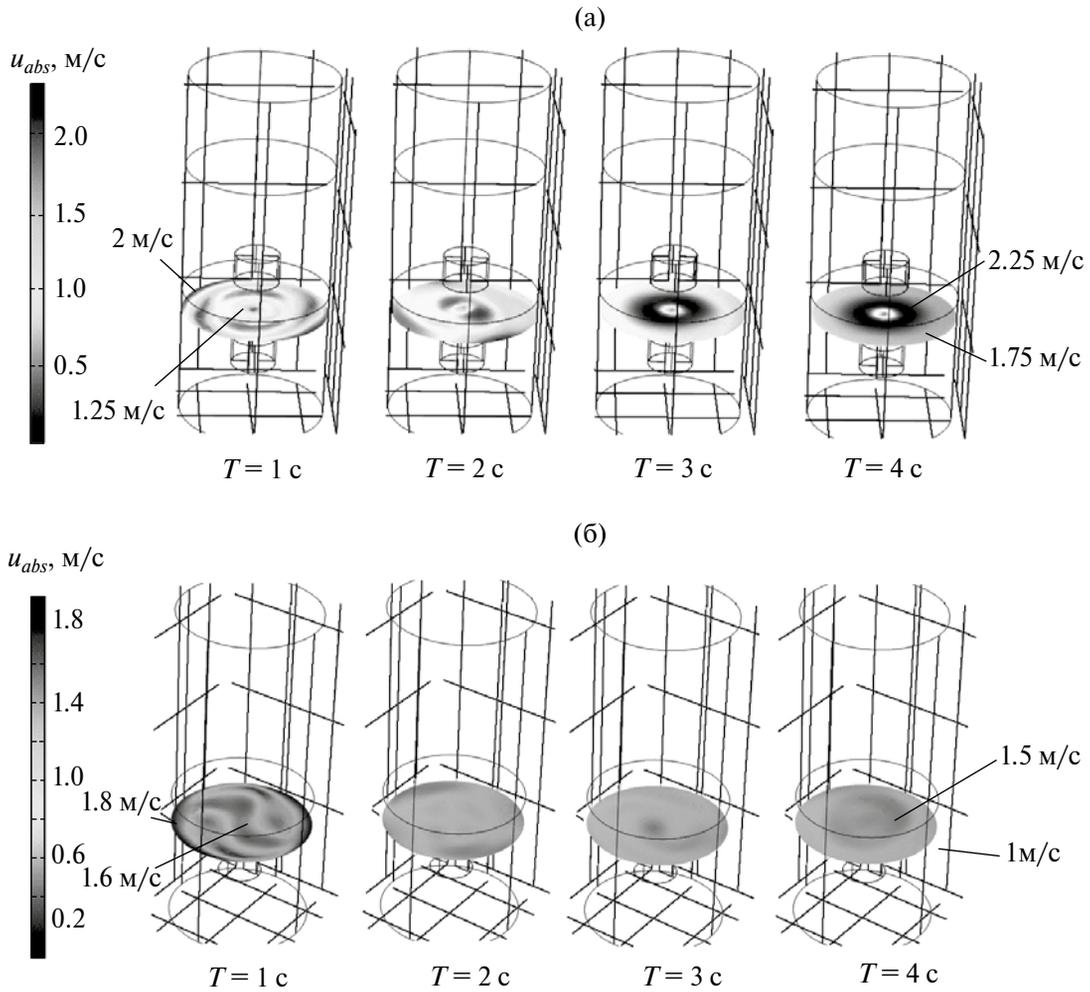


Рис. 3. Изменение абсолютной скорости жидкости в аппарате в зависимости от расчетного времени с двумя мешалками на валу при $s = 125$ мм (а) и одной мешалки (б) при $h = 50$ мм, $n = 1500$ об/мин.

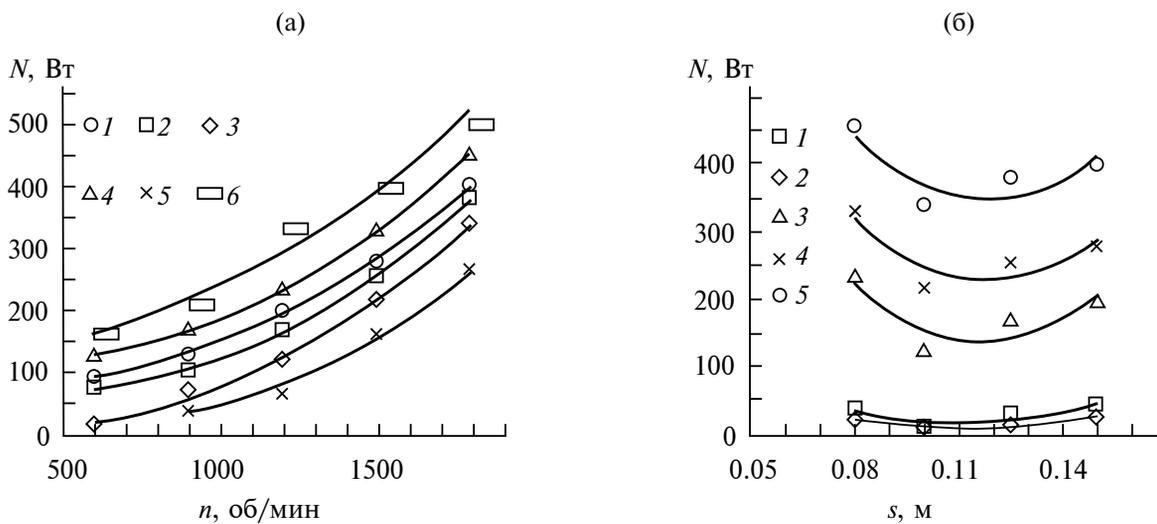


Рис. 4. Зависимость мощности на перемешивание от числа оборотов (а) и расстояния между мешалками (б): (а) экспериментальные точки (1–4) расстояние между четырьмя мешалками: 1 – $s = 150$ мм; 2 – $s = 125$ мм; 3 – $s = 100$ мм; 4 – $s = 80$ мм; экспериментальные точки (5–6) одна мешалка: 5 – $h = 50$ мм, 6 – $h = 700$ мм; (б) экспериментальные точки (1–5): 1 – 600 об/мин; 2 – 900 об/мин; 3 – 1200 об/мин; 4 – 1500 об/мин; 5 – 1800 об/мин.

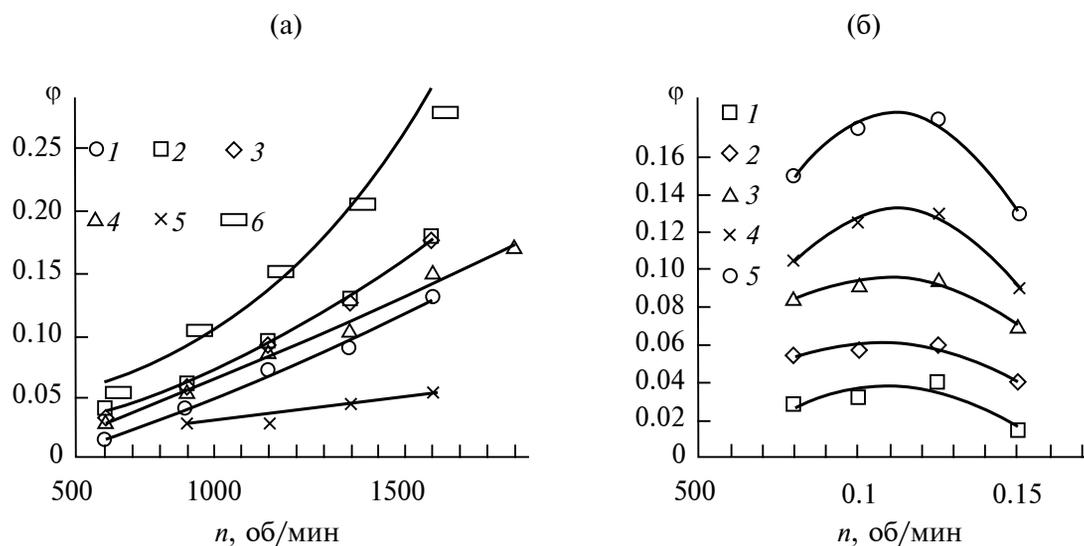


Рис. 5. Изменение газосодержания от расстояния между мешалками (а) и от числа оборотов (б): экспериментальные точки, согласно данным рис. 4.

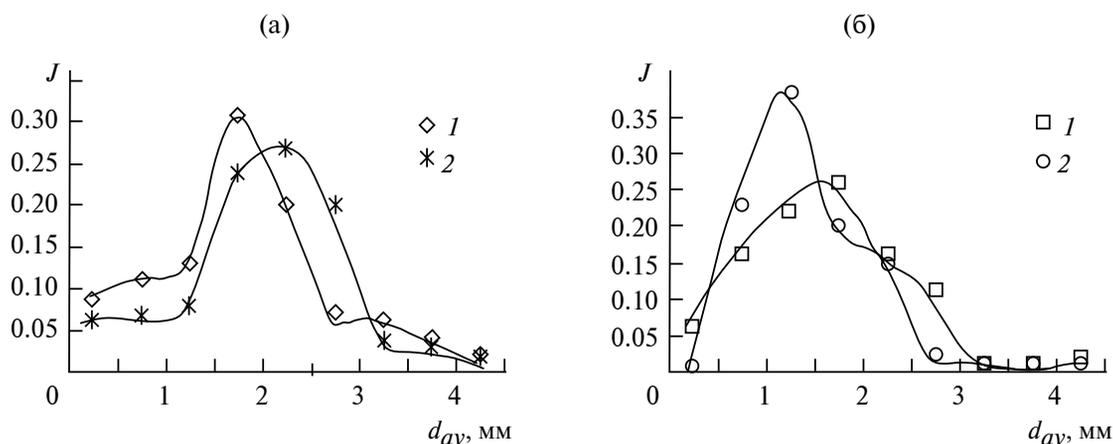


Рис. 6. Распределение пузырьков в жидкости при установке одной мешалки $h = 700$ мм (а) и двух мешалок $h = 50$ мм, $s = 125$ мм (б) при $n = 1200$ об/м: (а) экспериментальные точки (1–2): 1 – температура воды $t = 50$ °С, 2 – $t = 14$ °С; (б) экспериментальные точки при $t = 25$ °С (1–2): 1 – в верхней части аппарата, 2 – нижней.

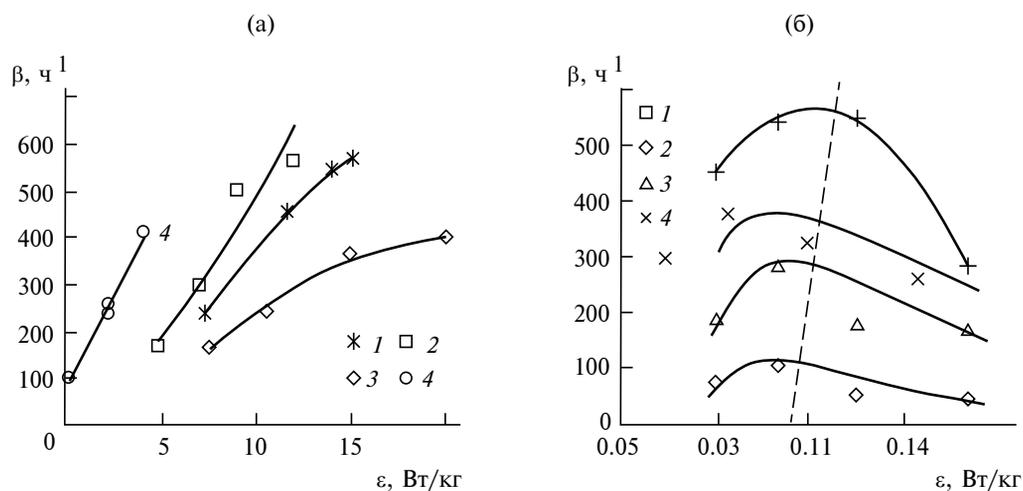


Рис. 7. Зависимость коэффициента массоотдачи от диссипации энергии (а) и от расстояния между мешалками (б): (а) экспериментальные точки (1–4): 1 – одна мешалка при $h = 700$ мм; 2 – расстояние между мешалками $s = 125$ мм, количество мешалок 4 шт.; 3 – $s = 80$ мм, 5 шт.; 4 – $s = 120$ мм, 4 шт, $d_m = 84$ мм.; (б) экспериментальные точки (1–4): 1 – число оборотов 900 об/мин; 2 – 1200 об/мин; 3 – 1500 об/мин; 4 – 2100 об/мин.

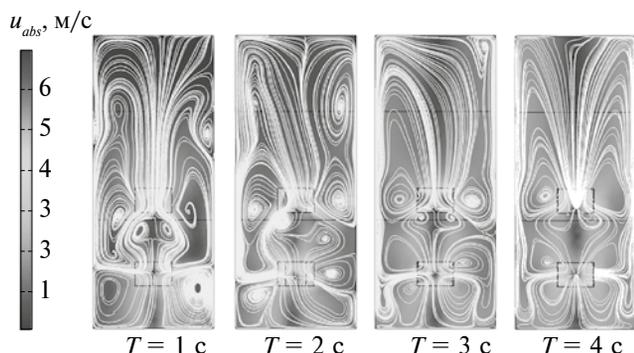


Рис. 8. Результаты численного расчета распределения абсолютной скорости жидкости от времени расчета при установке двух мешалок при $s = 120$ мм, $n = 1500$ об/мин.

и способствуют их накоплению, что интенсифицирует массоотдачу.

Расчетное распределение скоростей жидкости в аппарате в фиксированных точках 1 и 2 (согласно рис. 1е) при разном расстоянии между мешалками показаны на рис. 9. Согласно полученным данным, абсолютная скорость около стенки аппарата возрастает с увеличени-

ем расстояния между мешалками и составляет 1.7–2.3 м/с, что приводит к оттоку пузырьков из жидкости, размещенной между мешалками. При расстоянии $s = 125$ мм наблюдалась одинаковая скорость как около стенки, так и около мешалки.

Согласно рис. 9б, с увеличением расстояния между мешалками осевая скорость жидкости уменьшается, что также приводит к оттоку пузырьков газа из циркуляционного контура и снижению межфазной поверхности.

На рис. 10 представлены результаты расчета абсолютной скорости жидкости при расстоянии между мешалками 80 и 120 мм. Большая часть объема между мешалками, где жидкость имеет высокую скорость (позиция 1, рис. 10), наблюдается при $s = 120$ мм, что обеспечивает снижение зон с низкой скоростью и способствует интенсификации процесса массоотдачи.

Согласно экспериментальным данным, показанным на рис. 11, размещение мешалок на расстоянии $s = 125$ мм позволило при одинаковой диссипации энергии увеличить коэффициент массоотдачи в 1.25 раза.

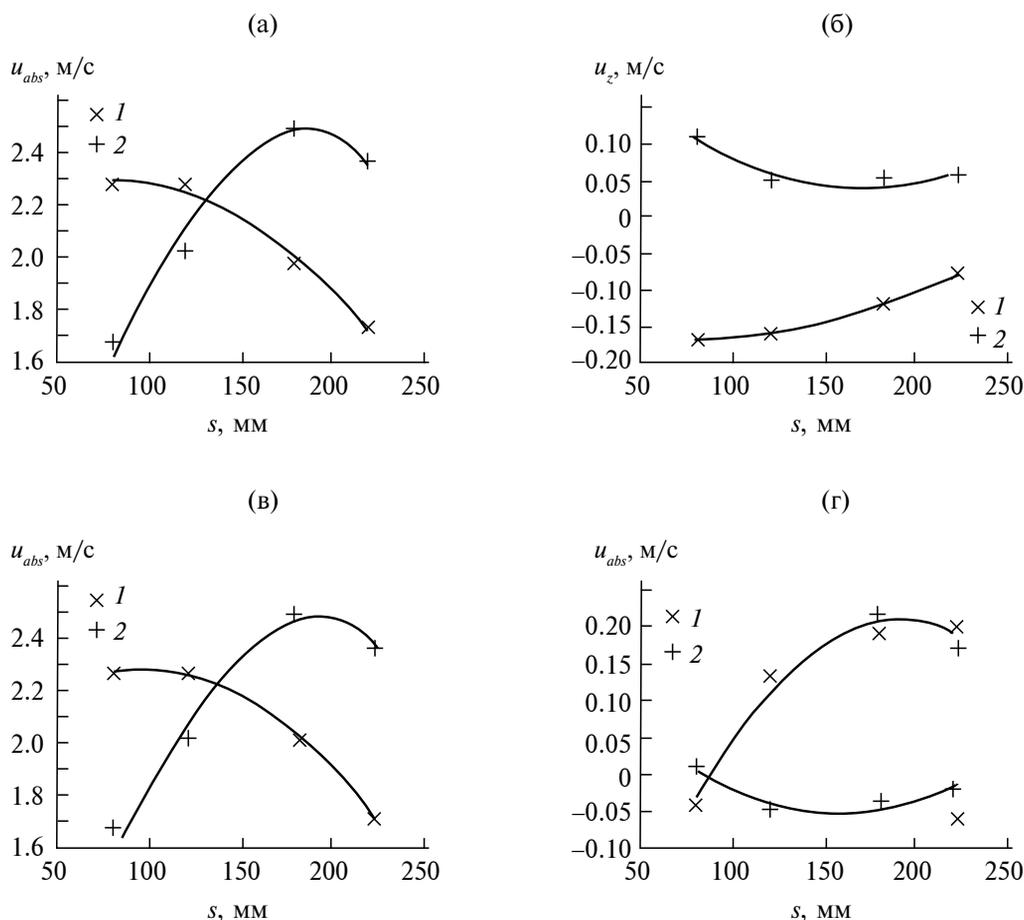


Рис. 9. Скорости жидкости в расчетных точках 1 и 2 (рис. 1е), в зависимости от расстояния между двумя мешалками: абсолютная скорость (а), осевая скорость (б), тангенциальная скорость (в) и радиальная скорость (г) при $n = 1500$ об/мин.

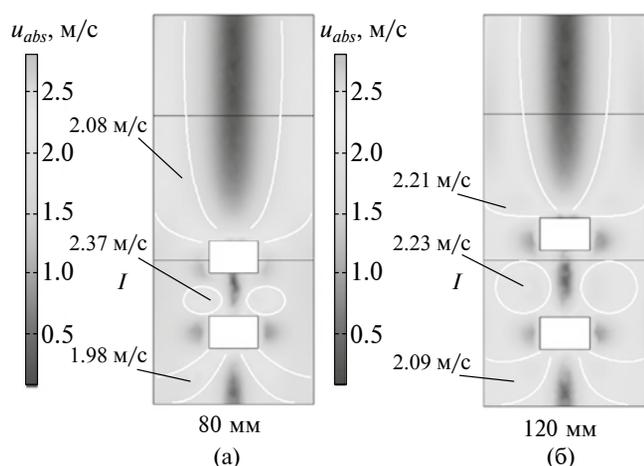


Рис. 10. Результаты численного расчета распределения абсолютной скорости жидкости в аппарате при $s = 80$ мм (а) и $s = 120$ мм (б) $n = 1500$ об/мин.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Экспериментальное исследование и численное моделирование нового способа диспергирования газа из открытой полости вихря в локальные зоны с пониженным давлением в жидкости за вращающимися лопатками мешалки позволило определить оптимальное расстояние между лопастьными мешалками на валу, обеспечивающее интенсификацию массообмена при меньшей мощности на перемешивание. Размещение мешалок на валу с высотой лопатки 50 мм на расстоянии 125 мм друг от друга обеспечило при одинаковой диссипации энергии увеличение величины коэффициента массоотдачи в 1.25 раза. Представлены экспериментальные значения мощности, газосодержания, диаметра пузырьков газа и величины коэффициента массоотдачи в аппарате с мешалкой, реализующем предложенный способ диспергирования. Увеличение диаметра аппарата в два раза при таком конструктивном исполнении не привело к снижению объемного коэффициента массоотдачи.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

a	межфазная поверхность, m^{-1}
b	ширина лопатки, м
D	диаметр аппарата, м
d	диаметр, м
H	высота, м
h	высота мешалки, м
J	доля пузырьков
M	масса жидкости в аппарате, кг
N	мощность на перемешивание, Вт
n	число оборотов, об/мин
s	расстояние между мешалками, м

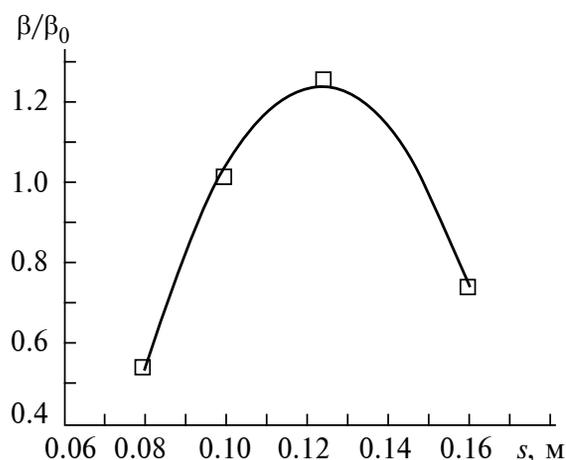


Рис. 11. Зависимость соотношения β/β_0 от расстояния между мешалками при $\varepsilon = 10$ Вт/кг. я численной модели (е).

T	время моделирования, с
t	температура жидкости, $^{\circ}C$
u	скорость жидкости, м/с
β	коэффициент массоотдачи, $ч^{-1}$
ε	диссипация энергии, Вт/кг
φ	газосодержание
μ	динамический коэффициент вязкости, $Па \times с$

ИНДЕКСЫ

abs	абсолютный
av	средний
b	пузырь
g-l	газожидкостный слой
l	жидкость
m	мешалка
x, y, z	плоскости
0	мешалка $h = 700$ мм

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. 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 // Chem. Eng. Trans. 2012. V. 27. P. 205. <https://doi.org/10.3303/CET1227035>
2. Tsao G.T.N. Vortex behavior in the waldhof fermentor // Biotechnol. Bioeng. 1968. V. 10. № 2. P. 177. <https://doi.org/10.1002/bit.260100206>
3. Соколов В.Н., Яблокова М.А. Аппаратура микробиологической промышленности. Л.: Машиностроение, 1988.
4. Rao A., Kumar B., Patel A. Vortex behavior in an unbaffled surface aerator // Sci. Asia. 2009. V. 35. P. 183. <https://doi.org/10.2306/scienceasia1513-1874.2009.35.183>
5. Scargiali F., Busciglio A., Grisafi F., Brucato A. Gas-liquid-solid operation of a high aspect ratio self-in-

- gesting reactor // *Int. J. Chem. Reactor Eng.* 2012. V. 10. № 1. P. 839–845. <https://doi.org/10.1515/1542-6580.3011>
6. *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 // *Chem. Eng. Sci.* 2002. V. 57. № 16. P. 3299. [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(02\)00200-2](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(02)00200-2)
 7. *Saravanan K., Mundale V.D., Joshi J.B.* Gas Inducing Type Mechanically Agitated Contactors // *Ind. Eng. Chem. Res.* 1994. V. 33. № 9. P. 2226. DOI: <https://doi.org/10.1021/ie00033a029>
 8. *Newell R., Grano S.* Hydrodynamics and scale up in Rushton turbine flotation cells: Part 2. Flotation scale-up for laboratory and pilot cells // *Int. J. Min. Process.* 2006. V. 81. № 2. P. 65. <https://doi.org/10.1016/j.minpro.2006.07.002>
 9. *Соколов В.Н., Доманский И.В.* Газожидкостные реакторы. Л.: Машиностроение, 1976.
 10. *Busciglio A., Caputo G., Scargiali F.* Free-surface shape in unbaffled stirred vessels: Experimental study via digital image analysis // *Chem. Eng. Sci.* 2013. V. 104. P. 868. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2013.10.019>
 11. *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 // *Chem. Eng. Sci.* 2017. V. 168. P. 495. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2017.04.002>
 12. *Ciofalo M., Brucato A., Grisafi F., Torracca N.* Turbulent flow in closed and free-surface unbaffled tanks stirred by radial impellers // *Chem. Eng. Sci.* 1996. V. 51. № 14. P. 3557. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(96\)00004-8](https://doi.org/10.1016/0009-2509(96)00004-8)
 13. *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 // *Chem. Eng. Sci.* 1992. V. 47. № 13–14. P. 3395. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(92\)85050-L](https://doi.org/10.1016/0009-2509(92)85050-L)
 14. *Hsu Y.C., Chen T.Y., Chen J.H., Lay C.W.* Ozone Transfer into Water in a Gas-Inducing Reactor // *Ind. Eng. Chem. Res.* 2002. V. 41. № 1. P. 120. <https://doi.org/10.1021/ie0101341>
 15. *Conway K., Kyle A., Rielly C.* Gas–liquid–solid operation of a vortex-ingesting stirred tank reactor // *Chem. Eng. Res. Des.* 2002. V. 80. № 8. P. 839. <https://doi.org/10.1205/026387602321143372>
 16. *Hsu Y.C., Huang C.J.* Characteristics of a new gas-induced reactor // *AIChE J.* 1994. V. 42. № 11. P. 3146.
 17. *Joshi J.B., Sharma M.M.* Mass transfer and hydrodynamic characteristics of gas inducing type of agitated contactors // *Can. J. Chem. Eng.* 1977. V. 55. № 6. P. 683. <https://doi.org/10.1002/cjce.5450550609>
 18. *Forrester S.E., Rielly C.D.* Modelling the increased gas capacity of self-inducing impellers // *Chem. Eng. Sci.* 1994. V. 49. № 24. P. 5709. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(94\)00322-X](https://doi.org/10.1016/0009-2509(94)00322-X)
 19. *Heim A., Krasawski A., Rzycki E., Stelmach J.* Aeration of bioreactors by self-aspirating impellers // *The Chem. Eng. J. Biochem. Eng. J.* 1995. V. 58. № 1. P. 59. [https://doi.org/10.1016/0923-0467\(94\)06093-2](https://doi.org/10.1016/0923-0467(94)06093-2)
 20. *Хультохольм С-Э., Юсела М., Лилья Л., Нюман Б.* Перемешивающий аппарат и способ перемешивания газа в закрытом реакторе. Пат. ЕА003815В1. 2003.
 21. *Войнов Н.А., Земцов Д.А., Фролов А.С.* Способ насыщения жидкости газом в аппарате с мешалкой. Пат. 2790167 РФ. 2023
 22. *Voinov N.A., Frolov A.S., Bogatkova A.V., Zemtsov D.A., Zhukova O.P.* Method for Intensive Gas–Liquid Dispersion in a Stirred Tank // *Chem. Eng.* 2023. V. 7. № 2. P. 30. <https://doi.org/10.3390/chemengineering7020030>
 23. *Хабибрахманов П.Б., Мухачев С.Г.* Особенности мощностных и массообменных характеристик биореактора с дисковыми перфорированными мешалками // *Изв. вузов. Прикл. химия и биотехнол.* 2019. Т. 9. № 4. <https://doi.org/10.21285/2227-2925-2019-9-4-737-749> [*Khabibrakhmanov R.B., Mukhachev S.G.* Features of the powerful and mass exchange characteristics of a bioreactor with disk perforated mixers // *Izv. universities. Graff. Chemistry and biotechnology.* 2019. Т. 9. № 4. <https://doi.org/10.21285/2227-2925-2019-9-4-737-749>]
 24. *Scargiali F., Busciglio A., Grisafi F., Brucato A.* Simplified dynamic pressure method for measurement in aerated bioreactors // *Biochem. Eng. J.* 2010. V. 49. № 2. P. 165. <https://doi.org/10.1016/j.bej.2009.12.008>
 25. *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 // *Chem. Eng. Sci.* 2007. V. 62. № 5. P. 1376. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2006.11.040>
 26. *Рамм В.М.* Абсорбция газов. М.: Химия, 1976.
 27. *Вознесенский А.С.* Компьютерные методы в научных исследованиях. Часть 2. М.: МГГУ, 2010.
 28. *El-Behery S.M., Hamed M.H.* A comparative study of turbulence models performance for separating flow in a planar asymmetric diffuser // *Comput. Fluids.* 2011. V. 44. № 1. P. 248. <https://doi.org/10.1016/j.compfluid.2011.01.009>