

УДК 66.015.23

НОВЫЙ СПОСОБ АЭРАЦИИ В ГАЗОЖИДКОСТНОМ БИОРЕАКТОРЕ*Н.А. Войнов, Д.А. Земцов, Н.Ю. Кожухова**Сибирский государственный университет науки и технологий имени академика**М. Ф. Решетнева**Российская Федерация, 660037, г. Красноярск, просп. им. газеты «Красноярский рабочий», 31*

Разработан новый способ диспергирования газа в жидкость, позволяющий совершенствовать известные конструкции газо-жидкостных биореакторов, так и конструировать новые. Представлены экспериментальные данные по газосодержанию, межфазной поверхности, величине коэффициента массоотдачи полученные в аппарате диаметром 0,28 м и 0,54 м. Исследования проводились на системе воздух-вода, водных растворов сахарозы, глицерина при разной их концентрации и поверхностно активных веществ. Установлены зависимости критерия мощности мешалки от газосодержания и числа Рейнольдса, а также коэффициента массоотдачи от межфазной поверхности и диссипации энергии. Установлено, что при расчете диссипации энергии затраченной на создание межфазной поверхности необходимо учитывать влияние сил вязкого трения в жидкости.

Ключевые слова: биореактор, лопастная мешалка, мощность, газосодержание, межфазная поверхность, коэффициент массоотдачи, способ диспергирования

Для насыщения культуральной жидкости газовым субстратом большее применение нашли аппараты с мешалками, снабженные барботерами различного типа. Поиск путей снижения затрат на подвод газового субстрата в жидкость привел к разработке биореакторов с самовсасывающими мешалками [1-4]. Которые обеспечивают подвод газа через полый вал в область с пониженным давлением, образованную в рабочем объеме устройства. Аппараты с самовсасывающей мешалкой имеют не высокую производительность из-за обеспечения низкой межфазной поверхности, сложное конструктивное исполнение, большой диаметр мешалки, приводящий к повышению мощности на перемешивание.

Для устранения перечисленных недостатков был исследован и запатентован новый способ диспергирования газа в жидкость [5] заключающийся в обеспечении зон с пониженным давлением за вращающимися лопатками мешалки. Создании, условий для подвода газа в жидкость из полости газового вихря, образованного вращением жидкости в рабочем объеме аппарата. В этом случае мешалка выполняется из одной или более прямоугольных пластин, закрепленных на валу, что упрощает ее конструктивное исполнение. А установка подвижных перегородок на стенке аппарата позволяет удерживать вращающуюся жидкость на поверхности лопаток мешалки и обеспечить развитую межфазную поверхность.

Схема диспергирования газа разработанным способом представлена на рис. 1а. Согласно которой газ из полости вихря 4 диспергирует в жидкость в зоны с пониженным давлением, равным 100-2000 Па, образованными за вращающимися лопатками [6]. Общий вид экспериментального образца биореактора представлен на рис. 1б, а размещение мешалок на валу, показаны на рис. 1с-е.

Корпус устройства выполнялся из прозрачного материала с внутренним диаметром 0,28 м и 0,54 м. Высота аппарата составила 0,3 м и 1,5 м. Исследования проводились на двухлопастной мешалке диаметром 0,06-0,115 м. Ширина перегородки, установленной на стенке царги составляла 0,025 м. При размещении на валу нескольких мешалок (рис. 1е), высота лопатки выполнялась равной $h = 0,05$ м.

Исследуемые модельные смеси представлены в табл. 1.

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

$$E = N/m, \quad (1)$$

где N – мощность на перемешивание, Вт; m – масса жидкости в биореакторе, кг.

Критерий мощности на перемешивание определялся:

$$K_N = N/\rho_{см} \cdot n^3 \cdot d_M^5 \quad (2)$$

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

Плотность газожидкостной смеси рассчитывалась:

$$\rho_{см} = \rho_ж \cdot (1 - \varphi) + \rho_г \cdot \varphi, \quad (3)$$

где $\rho_ж$ – плотность жидкости, кг/м³; $\rho_г$ – плотность воздуха, кг/м³.

Число Рейнольдса определялось

$$Re = (n \cdot d_M^2 \cdot \rho_{см}) / \mu, \quad (4)$$

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

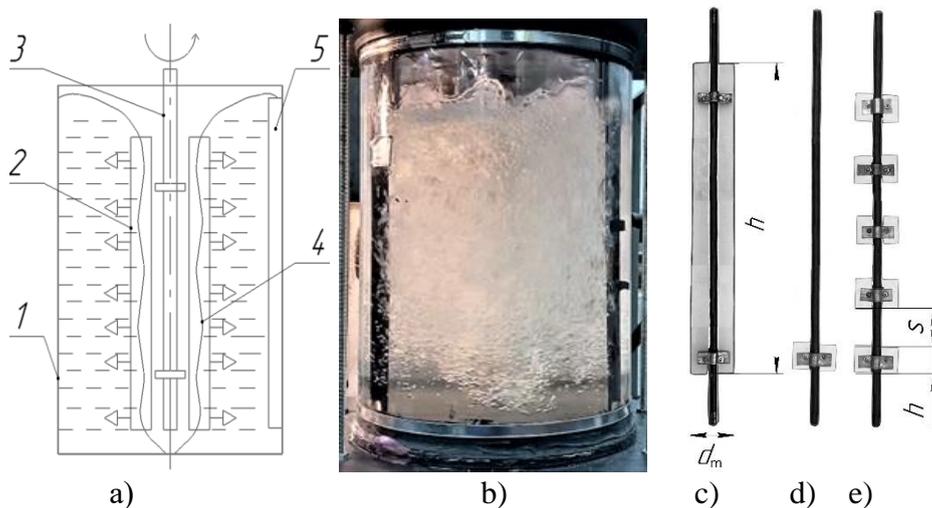


Рис. 1. Схема диспергирования газа в жидкость (а), общий вид экспериментального биореактора (б) и размещение лопаток на валу мешалки (с-е): (а) 1 – царга биореактора; 2 – лопатки; 3 – вал мешалка; 4 – полость вихря; 5 – перегородка.

Таблица 1

Параметры исследуемых смесей

среда	t, °C	$\rho_{см}$, кг/м ³	$\mu \cdot 10^3$, Па·с	σ , кг/с ²
Вода	10-60	1000-983	1,31-0,47	0,076-0,066
Сахароза-вода (20%)	23	955,0	1,7	0,073
Сахароза-вода (25%)	23	977,5	2,0	0,071
Сахароза-вода (35%)	23	1039,5	3,1	0,070
Глицерин-вода (5%)	20	1140	1,0	0,074
Глицерин-вода (15%)	20	1034	1,52	0,073
Глицерин-вода (20 %)	20	1047	1,76	0,072
ПАВ* (0.1%)	24	997	0,9	0,069
ПАВ* (0.0025%)	24	998	0,9	0,058
ПАВ* (0.0005%)	24	999	0,9	0,047

*ПАВ - динатрий лаурол сульфосукцинат натрия

Величина газосодержания в жидкости определялась объемным методом.

Поверхностное натяжение жидкости определялась методом максимального давления пузырька.

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

Согласно проведенным исследованиям, величина газосодержания в биореакторе, рис. 2а составила 0,1-0,8, что является большой величиной в сравнении известными способами диспергирования [1-4]. С увеличением числа оборотов мешалки, вязкости жидкости и концентрации поверхностно активных веществ газосодержание возрастает. Также установлено, что величина критерия мощности, которая необходима для расчета мощности мешалки на перемешивание, зависит от как числа Рейнольдса газожидкостной смеси, так и от газосодержания (рис. 2б) и подчиняется зависимости:

$$K_N \approx Re^{-0.13} \cdot \varphi^{-0.9}.$$

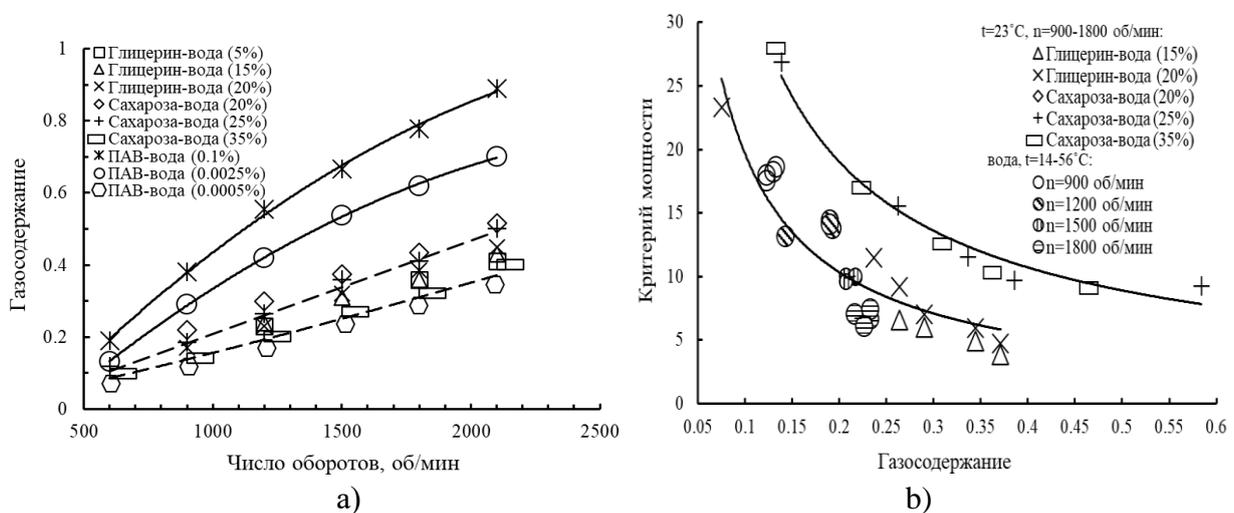


Рис. 2. Зависимость газосодержания от числа оборотов (а) и критерия мощности мешалки от газосодержания (б) при $D = 0,28$ м и $h = 0,3$ м

Фотофиксация газо-жидкостной среды и анализ размеров пузырьков газа позволили установить размер пузырьков, который составил от 0,05 мм до 2,5 мм. С увеличением коэффициента динамической вязкости жидкости диаметр пузырьков уменьшается. Например, для воды максимальное количество пузырьков имеет диаметр 2 мм, тогда как на водном растворе сахарозы диаметр пузырька существенно снизился и максимальное их количество наблюдается при диаметре 0,05 мм. Что позволило достигнуть величину межфазной поверхности более 1200 м^{-1} и диссипации энергии до 25 Вт/кг.

Результаты исследования интенсивности массоотдачи в экспериментальном аппарате представлены на рис.3

Обработка данных позволила обобщить их зависимостью [6]:

$$\beta = A \cdot [\varepsilon^{0.6} \cdot a^{0.8}]^{0.455}, \quad (5)$$

где коэффициент A входящий в уравнение (5) в интервале величины коэффициента динамической вязкости $(1,2-1,8) \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$, коэффициент следует принимать равным $A = 19$ (линия 2 на рис. 3). При $\mu = 1,9-3,1 \text{ Па} \cdot \text{с}$, $A = 16$ (линия 3, рис. 3).

Для снижения мощности на перемешивание проведены исследования в аппарате при размещении лопастей мешалки по высоте вала, по схеме, представленной на рис. 1е.

Величина коэффициента массоотдачи в жидкости в зависимости от диссипации энергии и расстояния между мешалками представлены на рис.4. Согласно полученным данным, при расстоянии между мешалками $s=100-125$ мм достигается наибольший коэффициент массоотдачи, как в аппарате диаметром 280 мм (рис. 4а, точки 1–3), так и в аппарате диаметром 540 мм (точки 4).

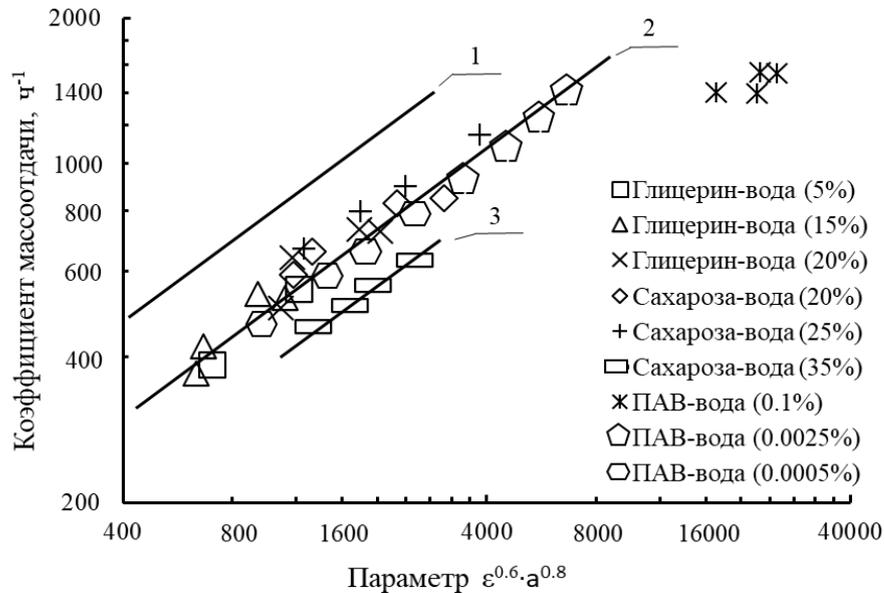


Рис. 3. Зависимость коэффициента массоотдачи от параметра $\varepsilon^{0.6} \cdot a^{0.8}$.

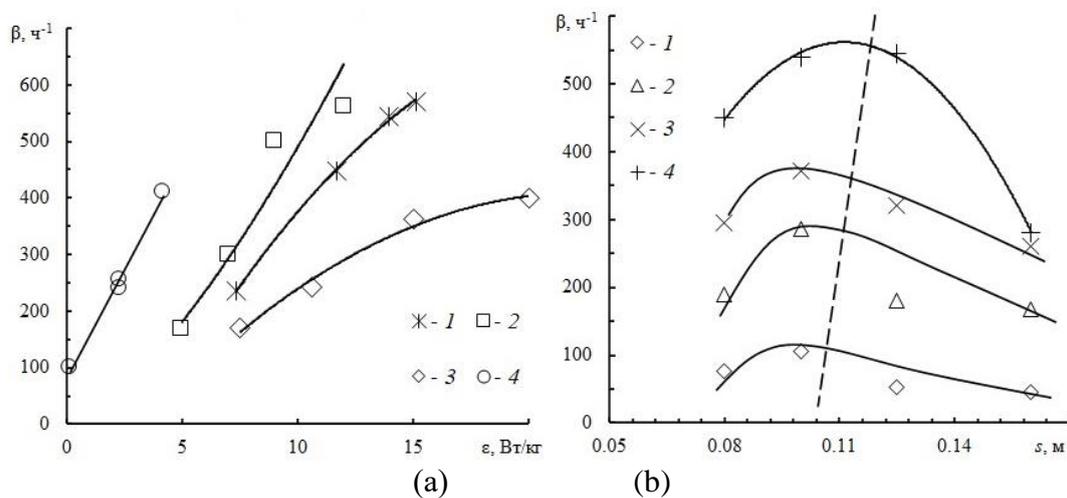


Рис. 4. Зависимость коэффициента массоотдачи от диссипации энергии (а) и от расстояния между мешалками (б): (а) экспериментальные точки (1–4): 1 – одна мешалка при $h=700$ мм; 2 – расстояние между мешалками $s = 125$ мм, количество мешалок 4 шт.; 3 – $s = 80$ мм, 5 шт.; 4 – $s = 120$ мм, 4 шт., $d_m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

Размещение мешалок на валу с высотой лопатки 50 мм на расстоянии 100–125 мм друг от друга позволило при одинаковой диссипации энергии увеличить величину коэффициента массоотдачи в 1,25 раза вследствие накопления пузырьков в циркуляционных зонах аппарата. Увеличение диаметра аппарата в два раза не привело к снижению объемного коэффициента массоотдачи при таком конструктивном исполнении. Разработанный способ диспергирования

газа в жидкость позволил интенсифицировать процесс массоотдачи в аппарате с перемешивающимися устройствами. Рекомендуется к использованию как при конструировании биореакторов, так и при совершенствовании работающих биореакторов.

Библиографический список

1. Виестур У.Э., Кристасонс М.Ж., Былинкина Е.С. Культивирование микроорганизмов. -М.: Пищевая Промышленность, 1980, 232.
Viestur U.E., Kristapsons M.Zh., Bylinkina E.S. Kul'tivirovanie mikroorganizshchmov. -M.: Pishchevaya Promyshlennost', 1980, 232.
2. 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, 55(6), 683–695. [doi 10.1002/cjce.5450550609](https://doi.org/10.1002/cjce.5450550609)
3. Forrester S.E., Rielly C.D. Modelling the increased gas capacity of self-inducing impellers. Chemical Engineering Science. 1994, 49(24), 5709–5718. [doi 10.1016/0009-2509\(94\)00322-X](https://doi.org/10.1016/0009-2509(94)00322-X)
4. Poncin S., Nguyen C., Midoux N., Breysse J. Hydrodynamics and volumetric gas-liquid mass transfer coefficient of a stirred vessel equipped with a gas-inducing impeller. Chemical Engineering Science. 2002, 57(16), 3299–3306. [doi 10.1016/S0009-2509\(02\)00200-2](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(02)00200-2)
5. Войнов Н.А., Земцов Д.А., Фролов А.С. Способ насыщения жидкости газом в аппарате с мешалкой. Патент RU 2 790 167 С1, бюллетень № 5, опубл. 14.02.2023.
6. 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. ChemEngineering 2023, 7(2), 30. [doi 10.3390/chemengineering7020030](https://doi.org/10.3390/chemengineering7020030)