

УДК 66.015.23

## МАССООБМЕН В ПРОТОЧНОМ БИОРЕАКТОРЕ С РЕЦИРКУЛЯЦИЕЙ ЖИДКОСТИ

© *Н.А. Войнов\**, *О.П. Жукова*, *О.В. Курганский*, *Е.Е. Вырина*

*Сибирский государственный технологический университет, пр. Мира, 82,  
Красноярск, 660049 (Россия), e-mail: Voynov@Siberianet.ru*

Представлены результаты экспериментальных исследований закономерностей массоотдачи в проточном аппарате с мешалкой и рециклом жидкости при различных способах перемешивания жидкости в зависимости от величины диссипации энергии. Показано, что суммарная диссипация энергий, обусловленных разными факторами, не описывает процесс массопереноса.

Установлена зависимость между интенсивностью массообмена и диссипацией энергии, вводимой в рабочий объем аппарата, которая может быть использована при расчете проточных биореакторов.

*Ключевые слова:* проточный биореактор, рециркуляция жидкости, коэффициент массоотдачи, диссипация энергии, барботаж.

### *Введение*

В настоящее время разработано большое количество биореакторов, работающих на газожидкостных питательных средах, включая и гидролизаты древесины [1, 2]. Во многих из них подвод энергии осуществляется за счет перемешивания и рециркуляции жидкой фазы (рис. 1).

Однако влияние рециркуляции жидкости на массообмен с позиции вводимой диссипации энергии в таких аппаратах изучено недостаточно полно. Согласно [3–6], воздействие диссипации энергии в рабочем объеме на массоотдачу значительно разнится и составляет  $\beta \approx \varepsilon^{0,2-5,2}$ . В этой связи было продолжено изучение массоотдачи в проточном реакторе с рециркуляцией потока жидкости  $Q_p$ . Схема установки представлена на рисунке 2.

Массообмен изучался на примере абсорбции водой кислорода воздуха. Расход воды  $Q_{ж}$  составил до  $2,5 \text{ м}^3/\text{ч}$  и подавался в аппарат через патрубки диаметром  $d = 8, 17$  и  $27$  мм. Начальная концентрация кислорода в воде  $- 0,15 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$ . Использовалась турбинная шестилопастная мешалка диаметром  $d_m = 50$  мм. Расход воздуха  $Q_g$  изменялся до  $4 \text{ м}^3/\text{час}$  и измерялся нормальной диафрагмой. Барботер имел отверстия диаметром  $d_o = 1,5$  мм и был установлен на высоте  $50$  мм от днища аппарата рабочим объемом  $10$  л и диаметром  $D = 0,2$  м. Концентрация кислорода в воде определялась датчиком полярографического типа.

Величину коэффициента массоотдачи рассчитывали по зависимости, полученной на основе модели идеального перемешивания [7]:

*Жукова Ольга Петровна* – доцент кафедры машин и аппаратов промышленных технологий,  
e-mail: zhukovolg@yandex.ru

*Войнов Николай Александрович* – профессор кафедры машин и аппаратов промышленных технологий,  
e-mail: voynov@siberianet.ru

*Курганский Олег Владимирович* – магистрант кафедры машин и аппаратов промышленных технологий,  
e-mail: mc\_slons@mail.ru

*Вырина Екатерина Евгеньевна* – магистрант кафедры машин и аппаратов промышленных технологий,  
e-mail: yrina@mail.ru

$$\beta_v = \frac{Q_{ж}(c_n - c_k)}{-V(c^* - c_k)}, \quad (1)$$

где  $c_n$  – концентрация кислорода, растворенного в жидкости, поступающей в аппарат,  $\text{кг/м}^3$ ;  $c_k$  – концентрация кислорода в жидкости в аппарате,  $\text{кг/м}^3$ ;  $V$  – рабочий объем жидкости,  $\text{м}^3$ ;  $Q_{ж}$  – расход жидкости,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $c^*$  – равновесная концентрация кислорода в жидкости,  $\text{кг/м}^3$ .

\* Автор, с которым следует вести переписку.

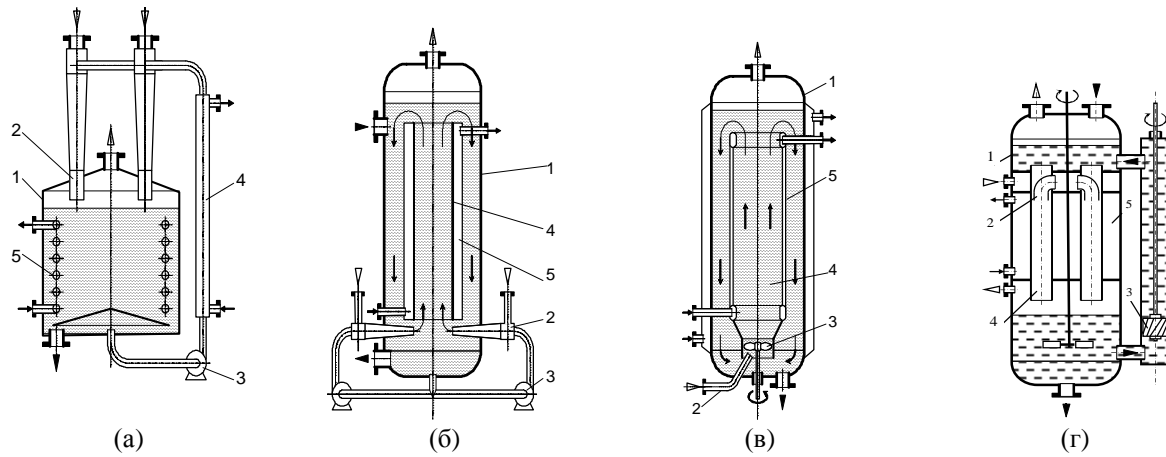


Рис. 1. Схемы биореакторов с рециркуляцией жидкости: а) струйный; б) эжекторный; в) с механическим перемешиванием, г) пленочный; 1 – корпус, 2 – газовый контур, 3 – перекачивающее устройство, 4 – газожидкостный контур, 5 – теплообменное устройство

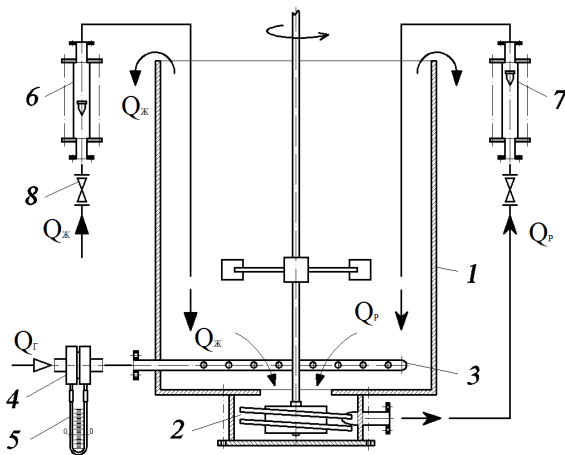


Рис. 2. Схема установки: 1 – корпус; 2 – насос; 3 – барботер; 4 – диафрагма; 5 – манометр; 6 и 7 – ротаметры; 8 – вентиль

Диссипация энергии потока воздуха  $\epsilon_r$  (Вт/кг), рассчитывалась по формуле [8]

$$\epsilon_r = E / M, \quad (2)$$

где  $M$  – масса жидкости в рабочем объеме аппарата, кг;  $E$  – поток энергии, Дж/с, рассчитывался согласно

$$E = E_{\text{вх}} - E_{\text{вых}}. \quad (3)$$

Энергия входного потока газа

$$E_{\text{вх}} = Q_2 \rho_2 \frac{u_2^2}{2} + Q_2 \rho_{\text{жс}} H_{\text{жс}} g, \quad (4)$$

где  $u_2$  – скорость истечения воздуха из отверстия барботера, м/с;  $Q_2$  – расход воздуха, м<sup>3</sup>/с;  $H_{\text{жс}}$  – высота столба жидкости, м;  $\rho_2$  и  $\rho_{\text{жс}}$  – плотность воздуха и жидкости соответственно, кг/м<sup>3</sup>.

Энергия выходного потока газа

$$E_{\text{вых}} = Q_2 \rho_2 \frac{u_{\text{пуз}}^2}{2}, \quad (5)$$

где  $u_{\text{пуз}}$  – скорость всплытия пузырька воздуха, м/с.

Диссипация энергии потоков жидкости ( $Q_{ж}$  и  $Q_{р}$ , рис.2)  $\epsilon_{ж}$  и  $\epsilon_{р}$  рассчитывались аналогично зависимости (2).

В этом случае энергия входного потока струи жидкости рассчитывалась согласно

$$E_{вх} = Q_{ж,р} \rho_{ж} \frac{u_{ж,р}^2}{2} + Q_{ж,р} \rho_{ж} H_{ж,р} g, \quad (6)$$

где  $u_{ж,р}$  – скорость истечения воды из подающего патрубка или патрубка рециркуляции соответственно, м/с;  $g$  – ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>.

Энергия выходного потока жидкости

$$E_{вых} = Q_{ж,р} \rho_{ж} \frac{u_0^2}{2}, \quad (7)$$

$u_0$  – средняя скорость жидкости по сечению аппарата, м/с.

Диссипация энергии, обусловленная мешалкой  $\epsilon_m$  определялась согласно

$$\epsilon_m = N / M, \quad (8)$$

где мощность на перемешивание определялась по общеизвестной зависимости

$$N = k K_N \rho_{ж} n^3 d_m^5, \quad (9)$$

где  $K_N = 7$  – критерий мощности;  $d_m$  – диаметр мешалки, м;  $n$  – частота вращения, с<sup>-1</sup>;  $k=1,3$  – коэффициент, учитывающий наличие в объеме реактора подающего патрубка и патрубка рециркуляции.

### Обсуждение результатов

Согласно данным, представленным на рисунке 3, на интенсивность массоотдачи при барботаже оказывает влияние как расход подаваемой жидкости  $Q_{ж}$ , так и скорость ее истечения из патрубка диаметром  $d$ .

Влияние циркулирующего потока жидкости  $Q_{р}$  на массообмен показано на рисунке 4. Увеличение расхода циркулирующей жидкости в аппарате позволяет повысить величину коэффициента массоотдачи в аппарате в 3 раза и более, что вызвано вводом дополнительной энергии. Обобщение экспериментальных данных представленных на рисунках 3 и 4, на основе аналогии энергии и массообмена (рис. 5), показало их удовлетворительное совпадение.

Для расчета величины коэффициента массоотдачи при барботаже в проточном аппарате получена следующая зависимость:

$$\beta = 2,5 \times 10^3 \epsilon_2^{0,6} \epsilon_{ж}^{0,6} (D_{ж})^{0,5}, \quad (10)$$

где  $D_{ж}$  – коэффициент диффузии кислорода в воде, м<sup>2</sup>/с.

Как показали исследования (рис. 6), увеличение числа оборотов мешалки, расходов подаваемого воздуха и жидкости приводит к росту величины коэффициента массоотдачи, что не противоречит известным данным [9].

При этом, как и при барботаже (рис. 7), с увеличением расхода циркулирующей жидкости  $Q_{р}$  интенсивность массоотдачи возрастает.

Обработка экспериментальных данных, рисунок 8, позволила получить зависимость для расчета величины коэффициента массоотдачи в этом случае в виде

$$\beta = 3,5 \times 10^3 \epsilon_2^{0,6} (\epsilon_{ж} + \epsilon_{р})^{0,6} \epsilon_m^{0,64} (D_{ж})^{0,5}. \quad (11)$$

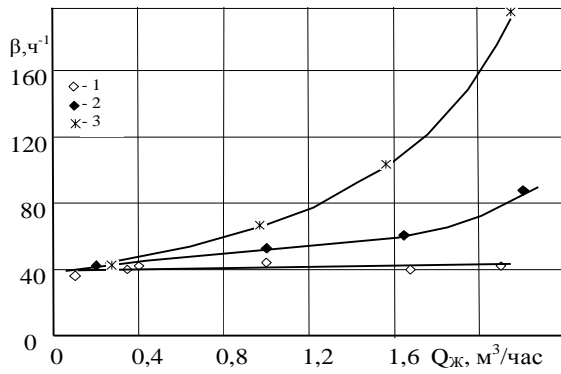


Рис. 3. Изменение коэффициента массоотдачи при барботаже от расхода жидкости. Экспериментальные точки: 1 –  $d = 27$  мм; 2 –  $d = 17$  мм; 3 –  $d = 8$  мм, количество отверстий в барботере 12 шт.,  $d_{от} = 1,5$  мм,  $u_0 = 0,013$  м/с

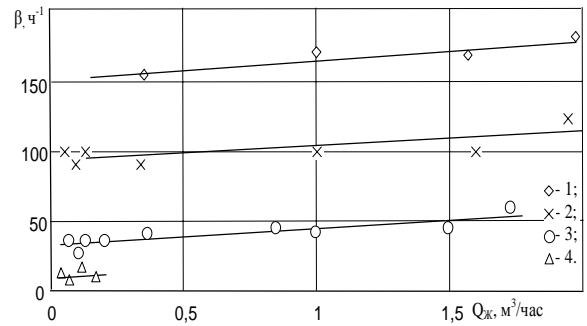


Рис. 4. Зависимость коэффициента массоотдачи от расхода жидкости  $Q_{ж}$  при барботаже при  $Q_p = 3,9$  м<sup>3</sup>/ч и  $d = 27$  мм. Экспериментальные точки (1–4): 1 –  $Q_c = 4,6$  м<sup>3</sup>/ч; 2 –  $Q_c = 1,65$  м<sup>3</sup>/ч; 3 –  $Q_c = 1,65$  м<sup>3</sup>/ч,  $Q_p = 0$ ; 4 –  $Q_c = 0$

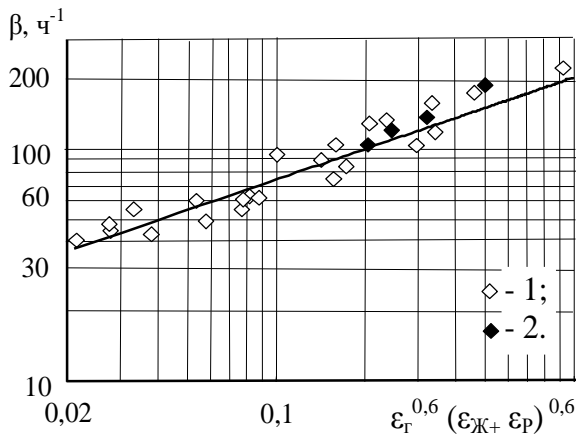
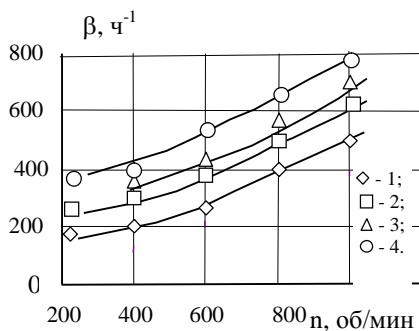
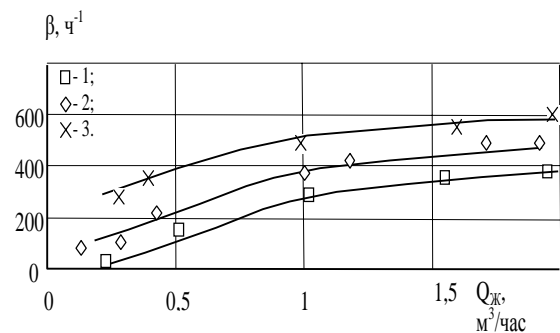


Рис. 5. Изменение коэффициента массоотдачи при барботаже от параметра диссипации энергии. Совокупность экспериментальных точек взята из рисунках 3 и 4. 1 – без рециркуляции ( $Q_p = 0$ ); 2 – с рециркуляцией



а)



б)

Рис. 6. Зависимость коэффициента массоотдачи при перемешивании от числа оборотов (а) при  $D = 0,375$  м,  $d_m = 0,110$  м,  $n_{от} = 22$  шт,  $d_0 = 2$  мм и расхода подаваемой жидкости (б) при  $D = 0,2$  м,  $n_{от} = 12$ ,  $d_0 = 1,5$  мм. а) Экспериментальные точки (1–4): 1 –  $u_c = 0,018$  м/с,  $H/D = 1$ ; 2 – 0,03, 1; 3 – 0,04, 1; 4 – 0,04, 0,5; б) Экспериментальные данные (1–3) при  $d = 17$  мм,  $n = 1500$  об/мин: 1 –  $u_0 = 0,007$  м/с; 2 –  $u_0 = 0,013$  м/с; 3 –  $u_0 = 0,036$  м/с

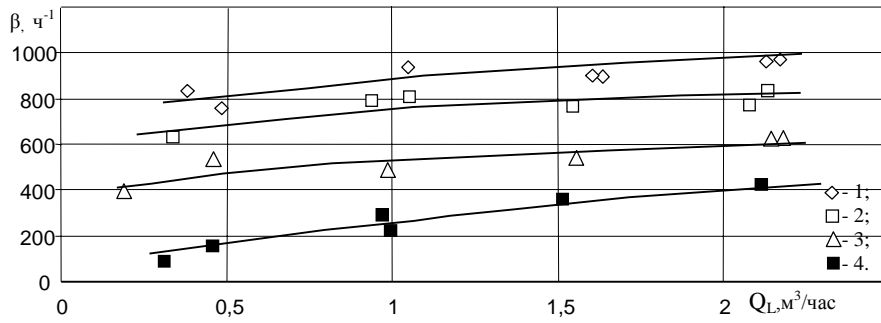


Рис. 7. Зависимость коэффициента массоотдачи от расхода жидкости  $Q_L$  и  $Q_P$  при  $Q_c = 2,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Экспериментальные точки (1–4): 1 –  $R = 4,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; 2 –  $R = 2,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; 3 –  $R = 1,4 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; 4 –  $R = 0$

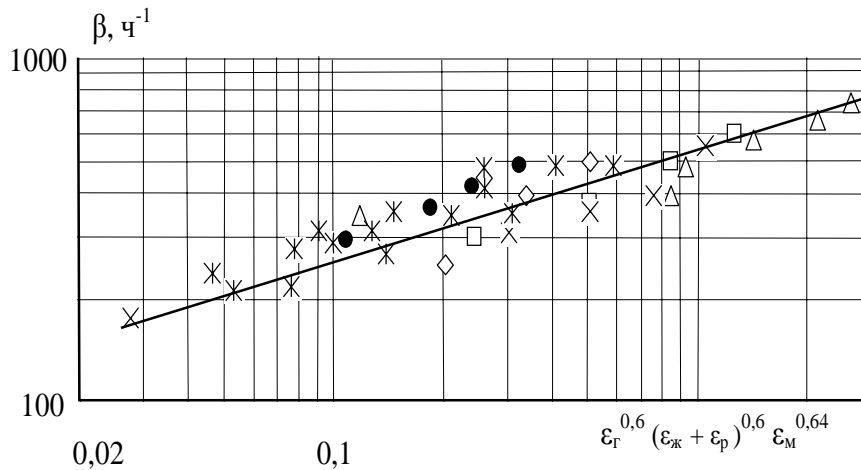


Рис. 8. Изменение коэффициента массоотдачи в аппарате с мешалкой от параметра диссипации энергии. Совокупность экспериментальных точек взята из рисунков 6 и 7

**Выводы**

Таким образом, обработка экспериментальных данных показала, что суммарная диссипация не описывает процесс массопереноса, необходимо отдельно учитывать диссипации энергии, вызванные разными факторами.

Полученные зависимости могут быть использованы для расчета проточных биореакторов, в том числе, и для сред на основе гидролизата древесины.

**Список литературы**

1. Холькин Ю.И. Технология гидролизных производств. М., 1989. 496 с.
2. Войнов Н.А., Сугак Е.В., Николаев Н.А., Воронин С.М. Пленочные биореакторы. Красноярск, 2001. 251 с.
3. Доманский И.В., Исаков В.П., Островский Г.М. и др. Машины и аппараты химических производств. Примеры и задачи / под общей ред. В.Н. Соколова. Л., 1982. 272 с.
4. Литманс Б.А., Кукуреченко И.С., Туманов Ю.В. Исследование массоотдачи в жидкой фазе в барботажном аппарате с механическим перемешиванием при высоких вводах энергии // Теоретические основы химических технологии. 1974. Т. 8, №3. С. 344–350.
5. Ферментаторы для производств микробиологического синтеза. Методика расчета основных конструктивных элементов и режимов работы. РД РТМ 26-01-127-80. Иркутск, 1980. 66 с
6. Иванов К.А., Иванов Д.А., Руденко А.П. К вопросу разработки роторов геликоидального типа для биохимических реакторов // Химия растительного сырья. 2012. №2. С. 173–178.
7. Войнов Н.А., Жукова О.П., Ледник С.А., Николаев Н.А. Массоотдача в газожидкостном слое на вихревых ступенях // Теоретические основы химической технологии. 2013. Т. 47, №1. С. 1–6.
8. Островский Г.М. Прикладная механика неоднородных сред. СПб., 2000. 359 с.
9. Войнов Н.А., Гурулев К.В., Волова Т.Г. Массообмен в биореакторе с мешалкой при культивировании водородоокисляющих бактерий *Ralstonia eutropha* в режиме синтеза полигидроксиалкананоатов // Биотехнология. 2005. №3. С. 65–70.

Поступило в редакцию 23 сентября 2013 г.

Voinov N.A.\* , Zhukova O.P., Kurgansky O.V., Vyrina E.E. MASS TRANSFER IN THE FLOWING FLUID RECIRCULATION BIOREACTOR

Siberian State Technological University, Mira ave., 82, Krasnoyarsk, 660049 (Russia), e-mail:

The results of the study gas-liquid mass transfer in a flow bioreactor with mixer and liquid recirculation were represented. The dependence of the intensity of mass transfer and dissipation of energy introduced into the working volume of the bioreactor were installed

*Keywords:* the flowing bioreactor, fluid recirculation, mass transfer coefficient, the dissipation of energy, bubbling.

**References**

1. Khol'kin Iu.I. *Tekhnologiya gidroliznykh proizvodstv*. [Hydrolysis technology industries]. Moscow, 1989, 496 p. (in Russ.).
2. Voinov N.A., Sugak E.V., Nikolaev N.A., Voronin S.M. *Plenochnye bioreaktory*. [Film bioreactors]. Krasnoyarsk, 2001. 251 p. (in Russ.).
3. Domanskii I.V., Isakov V.P., Ostrovskii G.M. et al. *Mashiny i apparaty khimicheskikh proizvodstv. Primery i zadachi*. [Machinery and equipment of chemical plants. Examples and problems]. Ed. V.N. Sokolov. Leningrad, 1982, 272 c. (in Russ.).
4. Litmans B.A., Kukurechenko I.S., Tumanov Iu.V. *Teoreticheskie osnovy khimicheskikh tekhnologii*, 1974, vol. 8, no. 3, pp. 344–350. (in Russ.).
5. *Fermentory dlia proizvodstv mikrobiologicheskogo sinteza. Metodika rascheta osnovnykh konstruktivnykh elementov i rezhimov raboty. RD RTM 26-01-127-80*. [Fermentors for production of microbiological synthesis. Method of calculating the basic design elements and modes of operation. RD RTM 26-01-127-80]. Irkutsk, 1980, 66 p. (in Russ.).
6. Ivanov K.A., Ivanov D.A., Rudenko A.P. *Khimiia rastitel'nogo syr'ia*, 2012, no. 2, pp. 173–178. (in Russ.).
7. Voinov N.A., Zhukova O.P., Lednik S.A., Nikolaev N.A. *Teoreticheskie osnovy khimicheskoi tekhnologii*, 2013, vol. 47, no. 1, pp. 1–6. (in Russ.).
8. Ostrovskii G.M. *Prikladnaia mekhanika neodnorodnykh sred*. [Applied mechanics of inhomogeneous media]. St. Petersburg, 2000, 359 p. (in Russ.).
9. Voinov N.A., Gurulev K.V., Volova T.G. *Biotekhnologiya*, 2005, no. 3, pp. 65–70. (in Russ.).

Received September 23, 2013

---

\* Corresponding author.