



УДК 628.356

doi: 10.55287/22275398_2026_60_5

МАССОПЕРЕНОС В ИНЖЕКЦИОННЫХ СИСТЕМАХ АЭРАЦИИ С ОПУСКНЫМИ ТРУБАМИ

М. А. Яблокова**Н. С. Зайцев****Н. В. Смирнов**

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

Аннотация

Разработана и исследована инжекционно-струйная система аэрации жидкостей, отличающаяся от традиционных поверхностных струйных систем наличием опускаемых труб, позволяющих подавать газовую фазу (воздух, озono-воздушную смесь) на глубину до 4–5 метров. Инжекционно-струйная аэрационная система с опускаемыми трубами не уступает по производительности лучшим традиционным системам и превосходит их по удобству эксплуатации. Система рекомендуется к использованию в процессах очистки сточных вод как в аэротенках с активным илом, так и в биореакторах с иммобилизованной микрофлорой. Может также применяться в установках для озонирования воды и флотаторах для очистки сточных вод от нефтепродуктов. В результате проведения и обработки результатов лабораторных экспериментов получены уравнения, позволяющие рассчитать поверхностные и объемные коэффициенты массопереноса кислорода из воздуха в жидкость в активной и барботажной зоне аэрируемых сооружений. Полученные зависимости в дальнейшем могут быть использованы для расчета окислительной способности инжекционно-струйных систем аэрации сточных вод в очистных сооружениях.

Ключевые слова

Аэробная биологическая очистка сточных вод, системы аэрации, инжекционные аэраторы с опускаемыми трубами, массообменные характеристики.

Дата поступления в редакцию

30.06.2026

Дата принятия к печати

15.07.2026

Введение

Обострившиеся экологические проблемы поставили в ряд важнейших задач совершенствования оборудования для процессов аэрирования и озонирования сточных вод. Наибольший интерес в связи с этим представляют системы аэрации с самовсасыванием газовой фазы. Они не требуют дорогостоящих, трудоемких в обслуживании компрессорных станций, что особенно важно для небольших производств, а также очистных сооружений, расположенных в отдаленных районах.

Ранее [1] нами был разработан инжекционно-струйная система аэрации с опускаемыми трубами (рис. 1).

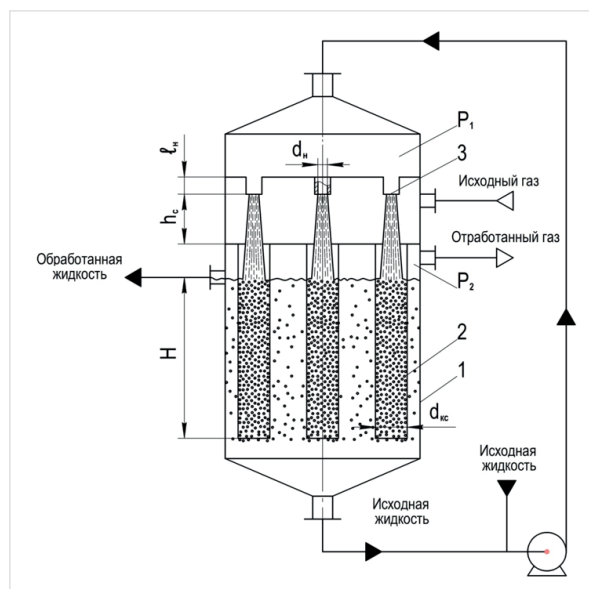


Рис. 1. Схема промышленного инжекционно-струйного аппарата с опускающимися трубами: 1 — аппарат; 2 — камера смешения (опускная труба); 3 — сопло.

Описанию механизма вовлечения газа в инжекционном аппарате и определению количества под-сасываемого газа посвящена работа [1]. В публикации [2] дано описание гидродинамических характе-ристик газожидкостной области в инжекционных аппаратах с опускающимися трубами.

Целью данной работы является теоретико-экспериментальное исследование массопереноса в ап-парате с инжекционной системой аэрации.

Важнейшей характеристикой массообменного аппарата является его производительность по рас-творяемому целевому компоненту. В процессах аэрации и дезинфекции сточных вод целевыми компо-нентами являются такие труднорастворимые газы, как кислород и озон.

Известно, что в процессах растворения труднорастворимых газов основное сопротивление массо-переносу сосредоточено в жидкой фазе. Диффузионным сопротивлением в газовой фазе можно пре-небречь и принять коэффициент массопередачи равным коэффициенту массоотдачи в жидкой фазе.

Как уже отмечалось ранее [2], гидродинамическая структура реакционного объема в инжекцион-ном аппарате с опускающимися трубами существенно неоднородна. Поэтому следует выделять зону камеры смешения, как область с наибольшей удельной поверхностью контакта фаз, и окружающую ее барбо-тажную зону.

Количество (массу) G целевого компонента, переносимого в единицу времени из газа в жидкость во всем объеме аппарата, можно найти как сумму количеств целевого компонента, переносимых в ка-мере смешения и в барботажной зоне.

$$G = G_{\text{КС}} + G_6 = \beta_{\text{F-КС}} \cdot a_{\text{КС}} \cdot v_{\text{КС}} \cdot (C_{\text{КС}}^* - \bar{C}_{\text{КС}}) + \beta_{\text{F-6}} \cdot a_6 \cdot v_6 \cdot (C_6^* - \bar{C}_6), \quad (1)$$

где $\beta_{\text{F-КС}}, \beta_{\text{F-6}}$ — поверхностные коэффициенты массопереноса вещества соответственно в камере сме-шения и в барботажной зоне, м/с;

$C_{\text{КС}}^*, C_6^*, \bar{C}_{\text{КС}}, \bar{C}_6$ — равновесные и рабочие концентрации целевого компонента в жидкости в соответ-ствующих зонах, кг/м³;

$a_{\text{КС}}, a_6$ — удельная поверхность контакта фаз, соответственно в камере смешения и в барботажной зоне, м²/м³;

V_{KC}, V_6 — объем камеры смешения и барботажной зоны, м³.

Средние значения равновесных концентраций C_{KC}^* и C_6^* можно оценить по известному закону Генри [3]

$$C_{KC}^* = \frac{P_{KC}}{m_{pc}} \cdot \left(\frac{Y_H + Y_{K,KC}}{2} \right); \quad (2)$$

$$C_6^* = \frac{P_6}{m_{pc}} \cdot \left(\frac{Y_{K,KC} + Y_K}{2} \right), \quad (3)$$

где $Y_H, Y_{K,KC}, Y_K$ — объемные доли целевого компонента в контактирующем с жидкостью газе, соответственно на входе в аппарат, на выходе из камеры смешения и на выходе из аппарата, м³/м³;

P_{KC}, P_6 — давление в среднем по высоте сечении соответствующей зоны, Па;

m_{pc} — константа фазового равновесия (константа Генри), Па·м³/кг.

Концентрация Y_H целевого компонента в исходном газе, как правило, бывает известна. Конечные концентрации ($Y_{K,KC}, Y_K$) можно оценить, исходя из приближенных соотношений материального баланса для газового пузыря среднего размера в предположении, что его диаметр незначительно изменится в результате растворения газа в жидкости

$$\beta_{F,KC} \cdot \pi \cdot d_{п.к.}^2 \cdot (C_{KC}^* - \bar{C}_{KC}) \cdot \tau_{KC} = \frac{\pi \cdot d_{п.к.}^3}{6} (Y_H - Y_{K,KC}) \cdot \rho_{Г.К}; \quad (4)$$

$$\beta_{F,6} \cdot \pi \cdot d_{п.б.}^2 \cdot (C_6^* - \bar{C}_6) \cdot \tau_{KC} = \frac{\pi \cdot d_{п.б.}^3}{6} (Y_{K,KC} - Y_K) \cdot \rho_{Г.К}; \quad (5)$$

где $d_{п.к.}, d_{п.б.}$ — средний диаметр газовых пузырей соответственно в камере смешения и в барботажной зоне, м;

$\rho_{Г.К}$ — плотность газообразного целевого компонента, кг/м³;

τ_{KC}, τ_6 — время пребывания газового пузыря соответственно в камере смешения и в барботажной зоне, с.

Среднее время пребывания газового пузыря в камере смешения можно рассчитать следующим образом

$$\tau_{KC} = \frac{H}{\frac{w_{Г}}{\varphi_{KC}} - U_{вспл}}; \quad (6)$$

в барботажной зоне аппарата

$$\tau_6 = \frac{H_{пр}}{\frac{w_{Г}}{2\varphi_{KC}} - U_{вспл}} + \frac{H + H_{пр}}{U_{вспл}}, \quad (7)$$

где H — высота части камеры смешения, погруженной в жидкость, м; $H_{пр}$ — глубина проникновения газовых пузырей в жидкость под опускной трубой, м; $w_{Г}$ — приведенная скорость газа в камере смешения, м/с; φ_{KC} — газосодержание в камере смешения; $U_{вспл}$ — скорость всплывания газовых пузырей при массовом барботаже, м/с; находится по формуле

$$U_{вспл} = 1,5 \cdot \left[\frac{\sigma \cdot g \cdot (\rho_{ж} - \rho_{Г})}{\rho_{ж}^2} \right]^{0,25}. \quad (8)$$

Для пузырей с размерами 2...4 мм в системе «вода – воздух» $U_{вспл} \approx 0,245$ м/с [3].

В процессах хемосорбции труднорастворимых газов средние рабочие концентрации целевого компонента в жидкости C_{KC} и C_6 близки к нулю, поскольку медленно растворимый газ практически мгновенно

венно связывается в результате химической реакции. При проведении других реакций значениями средних рабочих концентраций задаются по соответствующим рекомендациям или используют их экспериментальные значения.

Для определения поверхностных коэффициентов массоотдачи в камере смешения и в барботажной зоне была предложена следующая модель.

Согласно известной теории проникания [3, 4],

$$\beta_F = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \cdot \sqrt{\frac{D_{\text{ж}}}{\tau}}, \quad (9)$$

где $D_{\text{ж}}$ — коэффициент молекулярной диффузии вещества, переносимого в жидкость, м/с; τ — время обновления элементов жидкости вблизи границы раздела фаз, с.

При анализе массопереноса вещества из одиночного всплывающего пузыря Хигби и другими исследователями [3, 4] было принято, что время обновления поверхности определяется диаметром пузыря $d_{\text{п}}$ и скоростью его движения $U_{\text{п}}$

$$\tau = d_{\text{п}} / U_{\text{п}}. \quad (10)$$

Однако эта зависимость не пригодна в случае массового барботажа, когда пузыри движутся в среде с развитой турбулентностью. В этом случае обновление элементов поверхности происходит за счет турбулентных пульсаций, проникающих в пограничный слой газового пузыря из ядра потока жидкости.

Примем, что элемент обновления поверхности имеет масштаб λ , равный минимальному масштабу турбулентности (размеру наиболее мелких турбулентных пульсаций), и что скорость турбулентной пульсации изменяется в этом масштабе от U_{λ} до нуля. Изменение этой скорости обусловлено вязкостным трением и характеризуется критерием Рейнольдса

$Re = U_{\lambda} \cdot \lambda / \nu_{\text{ж}}$. Для минимального масштаба турбулентности $Re \approx 1$. В этом случае время обновления элементов жидкости из поверхности газового пузыря будет пропорционально отношению λ / U_{λ} .

$$\tau = k \cdot (\lambda / U_{\lambda}), \quad (11)$$

где k — коэффициент пропорциональности; $k > 1$.

Минимальный масштаб турбулентных пульсаций λ определяется из условия, что вся вводимая в жидкость энергия диссипируется при вязкостном взаимодействии минимальных турбулентных вихрей [4, 5].

$$\lambda = \left(\frac{\mu_{\text{ж}}^3}{\rho_{\text{ж}}^2 \cdot \varepsilon} \right)^{0,25}, \quad (12)$$

где $\mu_{\text{ж}}$ — динамическая вязкость жидкости, Па·с; $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости, кг/м³; ε — скорость диссипации энергии, Вт/м³.

Пульсационная скорость турбулентного вихря с минимальным масштабом λ по закону Колмогорова-Обухова [5, 6].

$$U_{\lambda} = \left(\frac{\varepsilon \cdot \lambda}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{1/3}. \quad (13)$$

Подставляя уравнения (12) – (13) в уравнение (11), получаем

$$\tau = k \cdot \sqrt{\frac{\mu_{\text{ж}}}{\varepsilon}}. \quad (14)$$

Исходя из уравнений (9) – (14) можем записать

$$\beta_F = \frac{2}{\sqrt{\pi k}} \cdot \sqrt{\frac{D_{\text{ж}} \cdot \varepsilon^{0,5}}{\mu_{\text{ж}}^{0,5}}}. \quad (15)$$

Совместная обработка многочисленных экспериментальных данных различных авторов [7–12] по массопереносу в барботажных колоннах позволила получить значение коэффициента $2/(\sqrt{\pi k}) = 0,37$. Погрешность при этом не превышала $\pm 30\%$. Поэтому поверхностный коэффициент массопереноса в барботажной зоне аппарата в дальнейшем мы рассчитывали по формуле

$$\beta_{F6} = 0,37 \cdot \sqrt{\frac{D_{ж} \cdot \varepsilon_6^{0,5}}{\mu_{ж}^{0,5}}}. \quad (16)$$

где ε_6 — скорость диссипации энергии в барботажной зоне;

$$\varepsilon_6 = w_{г.б} \cdot \rho_{ж} \cdot g. \quad (17)$$

При эксперименте по определению поверхностного коэффициента массопереноса в камере смешения можно воспользоваться уравнением (1), переписав его в виде

$$\beta_{F.кc} = \frac{G_{ап} - \beta_{F6} \cdot a_6 \cdot v_6 (C_6^* - C_6)}{a_{кc} v_{кc} (C_{кc}^* - C_{кc})}, \quad (18)$$

где

$$G_{ап} = \beta_{вап} \cdot v_{ап} \cdot (C_{ап}^* - C_{ап}); \quad (19)$$

$\beta_{вап}$ — объемный коэффициент массопереноса, отнесенный ко всему объему аппарата, c^{-1} ; $v_{ап}$ — объем всего аппарата, m^3 ; $C_{ап}^*$ — равновесная концентрация целевого компонента в аппарате, $кг/м^3$; $C_{ап}$ — средняя рабочая концентрация целевого компонента в аппарате, $кг/м^3$.

Чтобы определить неизвестные величины $\beta_{вап}$, $C_{ап}^*$, C_6^* , $C_{кc}^*$ нами была проведена серия экспериментов на лабораторной установке, схема которой представлена на **рис. 2**.

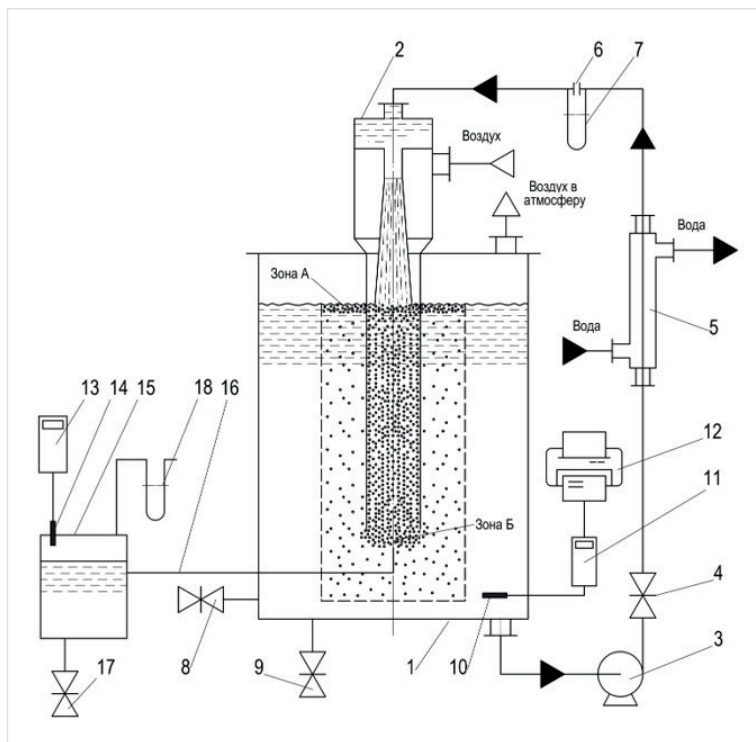


Рис. 2. Схема экспериментальной установки. 1 — емкость; 2 — инжектор; 3 — насос; 4 — задвижка; 5 — теплообменник; 6 — диафрагма; 7, 18 — дифманометр; 8, 9 — штуцеры; 10, 14 — электроды; 11 — кислородомер; 12 — самописец; 13 — PO_2 -метр; 15 — разделительная емкость; 16 — пробоотборная трубка; 17 — вентиль

Установка состояла из прямоугольной емкости 1 с размерами поперечного сечения $0,6 \times 0,34$ м и высотой 0,95 м, инжектора 2, циркуляционного насоса 3, задвижки 4, теплообменника 4, теплообменника 5, диафрагмы 6, дифманометра 7. Имелись штуцеры 8 и 9 с вентилями для заливки и слива жидкости. В нижней части обечайки в стенку был вмонтирован электрод 10 кислородомера 11 (КЛ-115), подсоединённый к самопишущему прибору 12.

Во время проведения экспериментов температуру жидкости поддерживали постоянной $(20 \pm 1)^\circ\text{C}$. В качестве жидкой фазы использовали водопроводную воду, а в качестве газовой — воздух.

Объёмный коэффициент массопереноса, отнесённый ко всему объёму аппарата, определяли по методике восстановления характеристик, подробно описанной в работе [13].

Для определения концентрации кислорода в газовых пузырях использовали PO_2 -метр 13, электрод 14 которого был вмонтирован в газовое пространство разделительной ёмкости 15, куда поступала газожидкостная смесь по пробоотборной трубке 16. При этом часть жидкости из ёмкости сливалась, её расход регулировали вентилем 17 так, чтобы давление воздуха в ёмкости было равно атмосферному, контроль этого давления осуществляли с помощью дифманометра 18.

При определении $Y_{\text{к.кк}}$ конец пробоотборной трубки помещали в точку «В», а при определении $Y_{\text{к}}$ — в точку «А».

Во время испытаний концентрация кислорода в жидкости равнялась нулю, что обеспечивалось добавлением небольшого количества сульфида натрия.

Обработка экспериментальных данных, полученных при различных режимах работы установки, позволила получить значение коэффициента $2\sqrt{\pi k_{\text{кк}}} = 0,21$.

Поверхностный коэффициент массопереноса в камере смешения может быть рассчитан по уравнению

$$\beta_{\text{Е.кк}} = 0,21 \cdot \sqrt{\frac{D_{\text{ж}} \cdot \varepsilon_{\text{кк}}^{0,5}}{\mu_{\text{ж}}}}, \quad (20)$$

где $\varepsilon_{\text{кк}}$ — скорость диссипации энергии в камере смешения, рассчитываемая согласно методике, опубликованной в работе [2].

Погрешность определения поверхностного коэффициента массопереноса, рассчитанного по уравнению (20), не превышает $\pm 14\%$ (рис. 3).

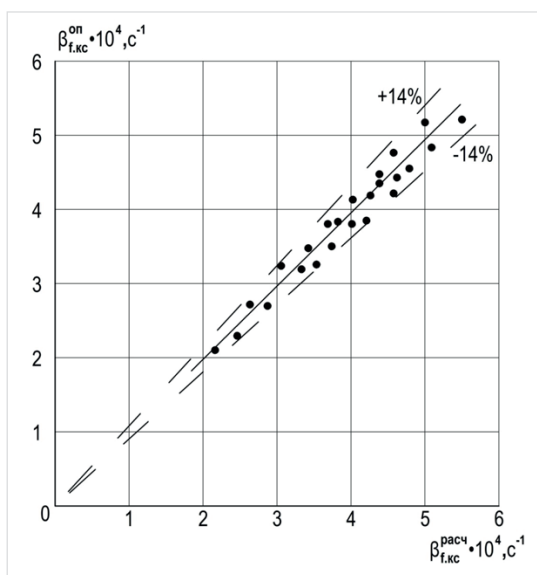


Рис. 3. Корреляция опытных и расчетных значений $\beta_{\text{Е.кк}}$

Следует отметить, что удельная поверхность контакта фаз в камере смешения инжектора имеет значения почти на порядок больше чем в барботажной зоне аппарата. Однако несмотря на это количество целевого компонента, переносимого в единицу времени в барботажной зоне превышает количество целевого компонента, переносимого в единицу времени в камере смешения. Это связано с тем, что объем опускной трубы значительно меньше, чем объем барботажной зоны.

Заключение

Инжекционно-струйная аэрационная система рекомендуется к использованию в процессах очистки сточных вод в аэротенках с активным илом, биореакторах с иммобилизованной микрофлорой, флотаторах и установках для озонирования воды. Образующаяся в инжекционно-струйной системе с опускными трубами удельная площадь поверхности контакта фаз газ-жидкость не уступает по величине аналогичного параметра механическим и пневмомеханическим системам аэрации и существенно превосходит пневматические системы. Удобство эксплуатации инжекционно-струйных систем при этом гораздо выше.

В результате проведения и обработки результатов лабораторных экспериментов получены уравнения, позволяющие рассчитать поверхностные и объемные коэффициенты массопереноса кислорода из воздуха в жидкость в активной и барботажной зоне аэрируемых сооружений. Полученные зависимости в дальнейшем могут быть использованы для расчета окислительной способности инжекционно-струйных систем аэрации.

Библиографический список

1. Производительность по воздуху инжекционных систем с опускными трубами для аэрации сточных вод / Яблокова М. А., Зайцев Н. С., Пономаренко Е. А., Смирнов Н. В. // Системные технологии. — 2026. — № 2 (59) — С. 68–79.
2. Яблокова М. А., Зайцев Н. С., Смирнов Н. В. Гидродинамические характеристики газожидкостной области в инжекционных системах аэрации с опускными трубами // Системные технологии. — 2026. — № 2 (59) — С. 87–96.
3. Астарита Д. Массопередача с химической реакцией. — М.: Химия. — 1972. — 223 с.
4. Соколов В. Н., Доманский И. В. Газожидкостные реакторы. — Л.: Машиностроение. — 1976. — 178 с.
5. Соколов В. Н., Яблокова М. А. Аппаратура микробиологической промышленности. — Л.: Машиностроение, 1988. — 278 с.
6. Колмогоров А. Н. Локальная структура турбулентности в несжимаемой жидкости при очень больших числах Рейнольдса // ДАН СССР. — 1941. — Т. 30. — № 4. — С. 224–229.
7. Akita K., Yoshida F. Bubble Size, Interfacial Area, and Liquid-Phase Mass Transfer Coefficient in Bubble Columns // Ind. Eng. Chem. — 1974. — V. 13. — N 1. — P. 84–91.
8. Calderbank P. H. Physical rate processes in industrial fermentation. Part I. The Interfacial Area in Gas-Liquid Contacting with Mechanical Agitation // Trans. Inst. Chem. Engrs. — 1998. — V. 36. — N 6. — P. 443–463.
9. Calderbank P. H. Physical rate processes in industrial fermentation. Part II. Mass transfer coefficients in gas-liquid contacting without mechanical agitation // Trans. Inst. Chem. Engrs. — 1999. — V. 37. — N 3. — P. 173–185.

10. *Calderbank P. H., Moo-Young M. B.* The continuous phase heat and mass-transfer properties of dispersions // *Chem. Eng. Sci.* — 1992. — V. 16. — P. 39–51.
11. *Mangartz K.-H., Pilhofer T. H.* Interpretation of mass transfer measurements in bubble columns considering dispersion of both phases // *Chem. Eng. Sci.* — 1991. — V. 16. — P. 1069–1077.
12. *Miller D. N.* Scale-up of agitated vessels Gas-Liquid mass transfer // *AIChE Journal*. — 1994. — V. 30. — N 3. — P. 445–453.
13. Экспериментальное определение коэффициентов массопередачи для систем газ-жидкость методом восстановления характеристик / *Харитонов Э. В., Николаев П. И., Кантере В. М. и др.* // *Микробиологическая промышленность*. — 1994. — № 1. — С. 12–14.

MASS TRANSFER IN INJECTION AERATION SYSTEMS WITH DOWNPIPES

M. A. Yablokova

N. S. Zaitsev

N. V. Smirnov

St. Petersburg State Technological Institute (Technical University), St. Petersburg

Abstract

An injection-jet system for aeration of liquids has been developed and studied, which differs from traditional surface jet systems by the presence of downpipes that allow the gas phase (air, ozone-air mixture) to be supplied to a depth of 4–5 meters. The injection-jet ventilation system with downpipes is not inferior in performance to the best traditional systems and surpasses them in terms of ease of use. The system is recommended for use in wastewater treatment processes both in aerotanks with activated sludge and in bioreactors with immobilized microflora. It can also be used in installations for ozonation of water and flotation devices for wastewater treatment from petroleum products. As a result of conducting and processing the results of laboratory experiments, equations were obtained that allow calculating the surface and volume coefficients of oxygen mass transfer from air to liquid in the active and bubbling zones of aerated facilities. The obtained dependences can later be used to calculate the oxidizing capacity of injection-jet wastewater aeration systems in wastewater treatment plants.

The Keywords

Aerobic biological wastewater treatment, aeration systems, injection aerators with downpipes, mass transfer characteristics.

Date of receipt in edition

30.06.2026

Date of acceptance for printing

15.07.2026

Ссылка для цитирования:

М. А. Яблокова, Н. С. Зайцев, Н. В. Смирнов. Массоперенос в инжекционных системах аэрации с опускаемыми трубами. — *Системные технологии*. — 2026. — № 3 (60). — С. 5–12.