

УДК 532.546

# ОСОБЕННОСТИ МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ УДАЛЕНИЯ ОРГАНИЧЕСКИХ ЗАГРЯЗНЕНИЙ ИЗ СТОЧНЫХ ВОД НА УСТАНОВКАХ МАЛОЙ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ

А. Я. ОЛЕЙНИК\*, А. И. ТЕТЕРЯ\*\*

\*Институт гидромеханики НАН Украины, Киев

\*\*Национальный университет строительства и архитектуры, Киев

Получено 23.02.2001

Приводятся обоснование предпосылок и условий удаления биологическим путем органических загрязнений из сточных вод на малогабаритной установке, состоящей из нескольких реакторов-смесителей и отстойников. Сформулированы математические модели процесса с учетом особенностей кинетики и гидравлики очистки на каждом реакторе без и с рециркуляцией активного ила и при наличии и отсутствии регенератора. Отдельно рассмотрена сорбционная модель биоокисления на фоне взвешенных в воде частиц активного ила и показаны возможности ее реализации в данной системе, а также модель кислородного режима, необходимая для расчета технологических параметров системы аэрации. При составлении уравнений скоростей кинетических реакций биоокисления учтено ингибирующее (тормозящее) влияние различных факторов, в том числе протекающих при этом также процессов нитрификации и денитрификации. Приведенные математические модели реализованы численными и аналитическими методами.

Проведено обґрунтування передумов і умов вилучення біологічним шляхом органічних забруднень із стічних вод на малогабаритній установці, яка складається із декількох реакторів-змішувачів і відстійників. Сформульовані математичні моделі процесу з врахуванням особливостей кінетики і гидравліки очистки на кожному реакторі без і з рециркуляцією активного мулу і при наявності і відсутності регенератора. Окремо розглянуті сорбційна модель біоокислення на фоні завислих у воді часток активного мулу і показані можливості її реалізації в даній системі, а також модель кисневого режиму, яка потрібна для розрахунків технологічних параметрів системи аерації. При складанні рівнянь швидкостей кінетичних реакцій біоокислення враховано інгібіруючий (гальмуючий) вплив різних факторів, в тому числі процеси нітрифікації і денітрифікації, які при цьому також протікають. Наведені математичні моделі реалізовані чисельними і аналітичними методами.

Prerequisites and conditions of organic pollutant removal by biological way from sewage using a small-size purification plant, including several reactor-mixers and preapitation tanks. Mathematical models are proposed for purification process taking into account peculiarities of kinetics and hydraulic purifying in every reactor without and with active silt recirculation and in presence and absence of regenerator. A sorption model of biooxidation is separately considered against background of suspended particles of active silt. New advantages of its application for the given system and an oxygen regime model are shown, which are necessary for computation of aeration system technological parameters. When deriving oxygen reaction rate equations for biooxidation on inhibition effect of various factors in counted including processes such as nitrification, denitrification. Mathematical models assumed are solved by numerical and analytical methods.

## ВВЕДЕНИЕ

В работах [1 – 3] приведено описание конструкции и технологии комплексной биологической очистки сточных вод от загрязнений различного происхождения на малогабаритной установке БЮТАЛ. Путем создания эффективной технологии, позволяющей регулировать и управлять разными факторами и процессами в условиях малогабаритной установки очистки, обеспечены необходимые предпосылки для удаления органических соединений, азота, фосфора и других веществ и утилизации отходов очистки. Достаточно высокий уровень биологической очистки в установке БЮТАЛ достигается за счет устройства трех реакторов, причем последний может работать как в режиме аэротенка, так и вторичного отстойника, и третичного отстойника с камерой дегазации и обеспечения активной рециркуляции ак-

тивного ила в системе с учетом его состава и возраста [3]. При необходимости предусматривается устройство регенератора. Всем этим достигается поэтапная адаптация микроорганизмов активного ила с поэтапным разбавлением обрабатываемых сточных вод возвратным активным илом по ходу их движения от первого до третьего реактора. Наряду с обычным эксплуатационным режимом с непрерывным поступлением сточных вод установка может автоматически переходить на прерывистый режим, а также форсированный приток при залповом поступлении сточных вод в количествах больше проектных. При этом может существенно меняться специфика и характер работы отдельных реакторов и элементов. Например, в первом реакторе за счет регулирования подачи кислорода при необходимости может происходить или непосредственно биоокисление органических веществ, или денитрификация поступивших из третьего реак-

тора с возвратным потоком образовавшихся там в результате нитрификации нитритов и нитратов. В последнем случае удаление органических веществ возможно за счет их сорбции на хлопьях активного ила и использования в процессах денитрификации. Анализ работы экспериментальных установок BIOTAL показал, что в зависимости от режимов работы процессы удаления органических веществ в реакторах на фоне влияния различных факторов могут быть описаны математическими моделями биологической очистки сточных вод. Хотя в целом установка работает в проточном гидродинамическом режиме, отдельные реакторы, в которых происходит удаление органических веществ, преимущественно работают по схеме аэротенка-смесителя и обеспечивают как грубую, так и глубокую очистку сточных вод. Таким образом, установка BIOTAL, по известной классификации [4], относится к системам промежуточного типа. Рассмотрим возможные математические модели работы таких реакторов применительно к установке BIOTAL.

### 1. МОДЕЛЬ АЭРОТЕНКА-СМЕСИТЕЛЯ БЕЗ И С РЕЦИРКУЛЯЦИЕЙ ПРИ ОТСУТСТВИИ И ПРИ НАЛИЧИИ РЕГЕНЕРАТОРА

В условиях, когда кислород не лимитирует процесс очистки, система уравнений для аэротенка-смесителя без рециркуляции имеет вид

$$\frac{V}{Q} \frac{dL}{dt} = L_a - L - \frac{V}{Q} (R_L - \varepsilon b X), \quad (1)$$

$$\frac{V}{Q} \frac{dX}{dt} = X_a - X + \frac{V}{Q} (R_X - b X). \quad (2)$$

Если принять, что  $T = \frac{V}{Q}$  – максимальное время пребывания сточной жидкости в реакторе, то для стационарных условий  $\frac{dL}{dt} = 0$  и  $\frac{dX}{dt} = 0$  имеем

$$L_a - L_e - T(R_L - \varepsilon b X_e) = 0, \quad (3)$$

$$X_a - X_e + T(R_X - b X_e) = 0, \quad (4)$$

$$T = \frac{L_a - L_e + \varepsilon b X_e}{R_L}, \quad (5)$$

т. е. прирост биомассы для аэротенка-смесителя будет определяться зависимостью

$$X_e - X_a + bT(1 - \varepsilon Y)X_e = Y(L_a - L_e). \quad (6)$$

При  $\varepsilon = 0$  получим известную формулу

$$X_e - X_a = Y(L_a - L_e) - bX_eT. \quad (7)$$

Максимальное количество биомассы при этом примерно составит

$$X_{max} \approx YL_a. \quad (8)$$

Здесь  $X_a$ ,  $L_a$  – концентрация активной части ила и органических загрязнений (субстрата) на входе в реактор  $X_a = X_0$ ;  $X_e$ ,  $L_e$  – средние концентрации активного ила и субстрата на выходе из реактора,  $L$ ,  $X$  – концентрации субстрата (органических загрязнений) и активной биомассы микроорганизмов (микроорганизмов активного ила)  $г \cdot БПК/л$  или  $мг \cdot БПК/л$ ;  $Y = \left| \frac{dX}{dL} \right|$  – экономический коэффициент трансформации субстрата в биомассу микроорганизмов;  $b$  – скорость самоокисления, характеризующая отмирание микроорганизмов;  $R_L$ ,  $R_X$  – соответственно скорости потребления загрязнений и роста активного ила,  $\frac{г \cdot БПК}{л \cdot ч}$ . Наиболее распространенная модель для указанных скоростей при полном отсутствии ингибирования процесса биоокисления описывается известным уравнением Моно

$$R_X = \mu X, \quad (9)$$

$$R_L = \frac{\mu}{Y} X, \quad (10)$$

$$\mu = \frac{\mu_m L}{K_L + L}, \quad (11)$$

где  $\mu$ ,  $\mu_m$  – удельная и максимальная удельная скорости роста микроорганизмов,  $ч^{-1}$ ;  $K_L$  – константа полунасыщения по субстрату,  $г \cdot БПК/л$ . В рамках этой модели из уравнений (3), (4) и (11), положив в них  $L = L_e$ ,  $X = X_e$ ,  $X_a = 0$ ,  $b = 0$ , можно получить для стационарного процесса следующие выражения для определения  $L_e$  и  $X_e$ :

$$L_e = \frac{K_L}{\mu_m T - 1}, \quad (12)$$

$$X_e = Y \left[ L_a - \frac{K_L}{\mu_m T - 1} \right]. \quad (13)$$

В работах [4, 5] вместо скорости  $R_L$  принимают удельную скорость окисления (очистки)  $\rho_L$ , которая в соответствии с уравнением (3) при  $\varepsilon = 0$  будет

$$\rho_L = \frac{R_L}{X} = \frac{\rho_m L}{K_L + L} = \frac{L_a - L_e}{XT}, \quad (14)$$

где

$$\rho_m = \frac{\mu_m}{Y}. \quad (15)$$

. В нормативной литературе [6] размерность скорости  $\rho_L$  принимается мг · БПК<sub>п</sub> на 1 г беззольного вещества или  $X_e = a_i(1-s)$  в 1 л и определяется в зависимости от типа сточных вод.

Анализ формулы (14) показывает, что при общей концентрации  $L \gg K_L$ , что может иметь место на начальном этапе очистки, реакция окисления имеет порядок, близкий к нулевому, т. е.  $\rho_L \approx \rho_m$ . При  $L \ll K_L$ , т. е. при низких и умеренных значениях суммарной концентрации, с достаточным приближением реакция может приниматься первого порядка, где  $k$  – константа скорости, которая в соответствии с принятыми условиями очистки, определяется как

$$k = \frac{L_a - L_e}{L_e X T} \quad (16)$$

Проведенный анализ с привлечением экспериментов показал [5], что модели нулевого порядка и частично Моно, а также модели типа  $\rho_L = k\sqrt{L_e}$ , могут быть использованы для грубой очистки, модели первого и преимущественно более высоких порядков, типа  $\rho_L = k \frac{L_e^2}{L_0}$  или  $\rho_L = k \frac{L_e^3}{L_0^2}$ , могут быть использованы для глубокой очистки многокомпонентного субстрата.

Известно, что при наличии в сточных водах токсичных и других веществ скорость реакций может существенно уменьшаться за счет ингибирующего (тормозящего) влияния, которое может быть конкурентным, неконкурентным и промежуточного типа. Так, согласно [4], в присутствии конкурентного ингибитора скорость реакции может быть выражена как

$$\rho_L = \frac{\rho_{max} L}{L + K_L \left(1 + \frac{I}{K_L}\right)}, \quad (17)$$

а при неконкурентном торможении

$$\rho_L = \rho_m \frac{K_i}{K_i + I} \cdot \frac{L}{K_L + L}. \quad (18)$$

В последнем случае, который часто применяется при биологической очистке, степень торможения не зависит от концентрации субстрата  $L$  и константы  $K_L$ , а определяется концентрацией ингибитора  $I$  и его константой  $K_i$ . При торможении процесса очистки самим субстратом, что чаще всего наблюдается при очистке концентрированных сточных вод, значение реакции окисления определяется по известному уравнению Халдейна [4, 5]

$$\rho_L = \frac{\rho_m L}{K_L + L + \frac{L^2}{K_L}} \quad (19)$$

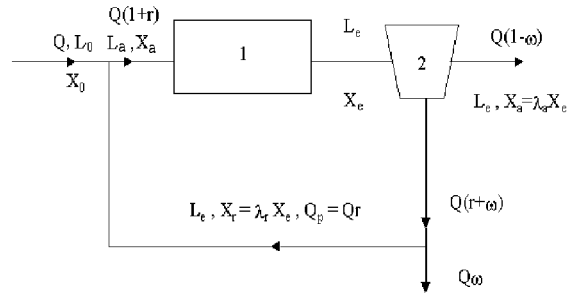


Рис. 1. Схема системы аэротенк-отстойник с рециркуляцией:  
1 – аэротенк; 2 – вторичный отстойник

В работе [7] для описания скорости роста микроорганизмов, ингибирующее влияние при очистке сточных вод различного состава учитывается на основе модели

$$\frac{dX}{dt} = \varepsilon X - \beta X^2, \quad (20)$$

$$\frac{dL}{dt} = -\frac{dX}{dt} \cdot \frac{1}{Y},$$

в которой влияние различных ингибирующих факторов учитывается коэффициентом  $\beta$ , а коэффициент  $\varepsilon$  определяет максимальную удельную скорость роста микроорганизмов при отсутствии ингибирующих факторов в начальной фазе роста.

Решение уравнения (20) имеет вид

$$X = \frac{\varepsilon X_a}{\varepsilon \exp(-\varepsilon t) + \beta X_a (1 - \exp(-\varepsilon t))}, \quad (21)$$

$$L = L_a - (X - X_a) Y. \quad (22)$$

Модель апробирована на различных системах биологической очистки.

Ряд авторов [4 – 6] рекомендуют также учесть ингибирующее влияние, вызванное возрастом ила и продуктами его распада.

Для аэротенка-смесителя с рециркуляцией без регенератора (рис. 1) используются приведенные выше уравнения, в которых принимается

$$X_a = \frac{r X_r}{1 + r}, \quad X_0 = 0,$$

$$L_a = \frac{L_0}{1 + r} + \frac{r L_e}{1 + r} \approx \frac{L_0}{1 + r},$$

где  $X_r = \lambda_r X_e$  – уплотненная концентрация ила после вторичного отстойника, увеличенная по сравнению с концентрацией в аэротенке  $X_e$  в  $\lambda_r$

раз;  $L_0, L_a$  – соответственно концентрации субстрата на входе в систему и в аэротенк;  $\omega$  – коэффициент избыточного ила;  $r = Q_p/Q$  – коэффициент рециркуляции;  $Q_p$  – расход возвратного потока;  $X_b = \lambda_b X_e$  – остаточная концентрация дисперсной биомассы в осветленном потоке  $Q(1-\omega)$ ;  $Q\omega$  – поток, с которым удаляется избыточный ил. За счет разбавления на входе в аэротенк имеем  $L_a < L_0$ .

Таким образом, в стационарных условиях система уравнений, в которой кинетика потребления загрязнений следует модели Моно, примет вид

$$X_a - X_e + T_0 \left( \frac{\mu_m L_e}{K_L + L_e} - b \right) X_e = 0, \quad (23)$$

$$L_0 - L_e - T \frac{\mu_m L_e X_e}{Y(K_L + L_e)} = 0. \quad (24)$$

Решение уравнений (23) и (24) получено для двух возможных вариантов реализации этой задачи на практике, а именно, когда в качестве исходной предпосылки принимается  $\lambda_r = \frac{X_r}{X_e} = \text{const}$  или  $X_r = \text{const}$ . В первом варианте при  $X_r = \text{const}$  имеем

$$L_e = \frac{K_L}{\frac{\mu_m T}{1+r-\lambda_r r+b} - 1}, \quad (25)$$

$$X_e = \frac{Y(L_0 - L_e)}{1+r-\lambda_r r+b}, \quad (26)$$

где  $X_a = \frac{\lambda_r r X_e}{1+r}$ ,  $T = \frac{V}{Q}$ ,  $T_0 = \frac{T}{1+r}$ . Во втором варианте при  $X_e = \text{const}$  имеем

$$L_e = \frac{-B + \sqrt{B^2 - 4AC}}{2A}, \quad (27)$$

$$X_e = \frac{(L_0 - L_e)(K_L + L_e)}{L_e} \cdot \frac{Y}{\mu_m T}, \quad (28)$$

где

$$A = 1 - \mu_m T_0 + b T_0,$$

$$B = X_a \frac{\mu_m T}{Y} + L_0 \mu_m T_0 + (1 + b T_0) K_L - (1 + b T_0) L_0,$$

$$C = -(1 + b T_0) K_L L_0, \quad X_a = \frac{r X_r}{1+r}.$$

Остальные обозначения прежние. Анализ показал [8], что результаты расчетов по второму варианту хорошо согласуются с экспериментом, и что фактор самоокисления активного ила может оказывать существенное влияние на баланс массы ила, но не на концентрацию субстрата  $L_e$ . Если воспользоваться рекомендациями [6], то необходимо учесть, что  $L_0 = L_{mix}$ ,  $r = R =$

$= a_i / \left( \frac{1000}{I} - a_i \right)$ ,  $a_i = \frac{X_e}{1-s}$  – общая доза ила в аэротенке;  $s$  – зольность ила;  $I$  – иловый индекс.

На практике для повышения окислительной мощности аэротенка дополнительно предусматривается устройство регенератора, функции которого заключаются главным образом в окислении продуктов автолиза активного ила [9]. Обоснование необходимости устройства регенератора и особенности его работы совместно с аэротенком приведены в специальной литературе, в частности [9]. Приближенная методика расчета аэротенка с регенератором приведена в СНИП [6]. В данной статье приведем только количественную оценку влияния наличия и объема регенератора, который будет учитываться через величину эффективной нагрузки на ил  $n$ :

$$n = \frac{1}{\frac{1}{n_a} + \frac{1}{n_p}}. \quad (29)$$

Здесь  $n_a$  и  $n_p$  – соответственно эффективные нагрузки на активный ил в аэротенке и регенераторе, определяются по формулам

$$n_a = \frac{Q L_0 \left( 1 - \frac{L_e}{L_0} \right)}{X_e V_a}, \quad (30)$$

$$n_p = \frac{Q L_0 \left( 1 - \frac{L_e}{L_0} \right) r}{X_p V_p (1+r)}, \quad (31)$$

где  $X_e, X_p$  – концентрации активного ила в аэротенке и регенераторе;  $V_a, V_p$  – объем аэротенка и регенератора. Применительно к системе аэротенк-регенератор выражение для определения окислительной мощности будет иметь вид

$$N = n X_e A, \quad (32)$$

где  $A$  – коэффициент, характеризующий повышение окислительной мощности за счет регенерации

$$A = 1 + \frac{V_p}{V_a + V_p} \left( \frac{1+r}{r} \cdot \frac{X_p}{X_e} - 1 \right). \quad (33)$$

Из уравнений (31) и (32) следует, что введение отдельной регенерации активного ила (рис. 2) позволяет в 4–7 раз повысить окислительную мощность аэротенка при сохранении оптимальных значений нагрузки на активный ил. Однако, при этом хотя и уменьшается в целом объем сооружений, наличие отдельной регенерации активного ила сопровождается повышенным потреблением кислорода на очистку, о чем более подробно будет сказано ниже.

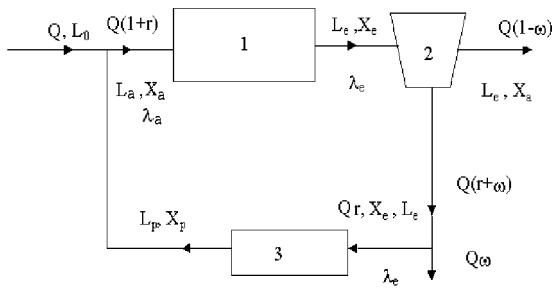


Рис. 2. Схема системы аэротенк-отстойник с рециркуляцией и регенератором:  
1 – аэротенк; 2 – вторичный отстойник;  
3 – регенератор

## 2. СОРБЦИОННАЯ МОДЕЛЬ В СООРУЖЕНИЯХ БИОЛОГИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ

В сооружениях биологической очистки наряду с процессами биоокисления протекают процессы сорбции, причем на начальных этапах изъятие загрязнений за счет сорбции, учитывая большую сорбционную способность активного ила, может намного превышать скорость биоокисления. Со временем скорости сорбции и окисления выравниваются, достигая максимальных величин, наконец, скорость биоокисления начинает преобладать над скоростью сорбции, и на этой стадии обычно происходит регенерация ила. Механизмы сорбции могут быть различны и зависят от ряда факторов [5, 9]. В результате сорбции на хлопьях активного ила образуется некоторый избыток пищи – резервный субстрат, который может располагаться как на поверхности хлопьев (адсорбция), так и внутри их (абсорбция). Как известно, сорбционная способность активного ила используется в очистных системах с реактором-аэротенком и рециркуляцией активного ила и имеет свои особенности при отсутствии и наличии регенератора, в котором поданный с возвратным потоком неокисленный адсорбированный ил доокисляется (рис. 2), что непосредственно имеет место в условиях биологической очистки на установках BIOTAL.

В общем виде математическая модель сорбционно-биоокислительного процесса на фоне активного ила может быть сформулирована следующим образом:

$$\frac{dL}{dt} = -k_c L(S_* - S) + \beta X + \varepsilon b X, \quad (34)$$

$$\frac{dS}{dt} = k_c L(S_* - S) - R_L(S) - \beta X - \alpha X, \quad (35)$$

$$\frac{dX}{dt} = R_x(S) - bX. \quad (36)$$

Система (34)–(36) описывает последовательную сорбцию загрязнений частицами активного ила и дальнейшее превращение их в биомассу. В модели [4] для описания сорбционных процессов вместо уравнения (34) принимается уравнение

$$\frac{dL}{dt} = \varepsilon b X - k_1 \frac{L}{\frac{1}{A_1} + L}, \quad (37)$$

т. е. сорбция загрязнений активным илом описывается известным уравнением Ленгмюра, кроме того, к системе (34)–(36) добавляется уравнение, описывающее баланс инертной биомассы:

$$\frac{dX_u}{dt} = bX - \varepsilon b X - dX. \quad (38)$$

В приведенных уравнениях:  $L$  и  $S$  – соответственно концентрации органических загрязнений (субстрата) в растворе сточной жидкости и сорбированного активного илом;  $S_*$  – равновесная концентрация сорбированных загрязнений;  $k_c$  – константа скорости сорбции;  $X, X_u$  – соответственно, концентрация активной и инертной биомассы;  $\beta$  – константа скорости возможного возврата продуктов обратно в раствор;  $\alpha$  – коэффициент, характеризующий потребление субстрата на поддержание жизнедеятельности ила;  $d$  – константа образования инертной биомассы.

Проведем анализ этой задачи для схем биологической очистки: аэротенк-смеситель с рециркуляцией. Если ограничиться рассмотрением несколько упрощенной модели, полагая в исходных уравнениях (34)–(36)  $\beta = \alpha = \varepsilon = 0$ , то в условиях стационарного процесса, что представляет наибольший интерес для практики, для схемы аэротенка-смесителя система будет иметь вид (рис. 1)

$$L_0 - L_e - k_c L_e T(S_* - S_e) = 0, \quad (39)$$

$$k_c L_e (S_* - S_e) - \frac{\mu}{Y} X_e = 0, \quad (40)$$

$$X_a - X_e + T_0(\mu - b)X_e = 0. \quad (41)$$

Здесь

$$T = \frac{V}{Q}; \quad T_0 = \frac{T}{1+r};$$

$$X_a = \frac{rX_r}{(1+r)(1+\lambda_e)}; \quad \lambda_e = \frac{S_e}{X_e};$$

$X_r$  – суммарная концентрация сорбированного и "чистого" активного ила, поступающего в систему из вторичного отстойника.

Решение системы уравнений (39)–(41) получено при различных удельных скоростях роста микроорганизмов  $\mu$  и  $X_a = \text{const}$ .

1. Процесс биоокисления идет с максимальной возможной скоростью  $\mu/Y$ , т. е.  $\mu = \mu_m = \text{const}$ . В этом случае считается, что на хлопьях активного ила имеется достаточное количество сорбированного субстрата. Тогда имеем

$$L_e = L_0 - \frac{\mu_m X_a T}{Y(1 - T_0(\mu_m - b))}, \quad (42)$$

$$S_e = S_* - \frac{\mu_m X_a}{((1 - \mu_m T_0 + b T_0) L_0 Y - \mu_m X_a T) k_c}, \quad (43)$$

$$X_e = \frac{X_a}{1 - T_0(\mu_m - b)}. \quad (44)$$

2. Процесс идет со скоростью  $\mu = k S_e$ . В этом случае считается, что на хлопьях активного ила имеется ограниченное количество сорбированного субстрата. Тогда имеем

$$S_e = \frac{B}{2A} \pm \sqrt{\frac{B^2}{4A^2} - \frac{C}{A}}, \quad (45)$$

$$L_e = \frac{L_0}{1 + S_* T k_c - T_0 k_c S_e}, \quad (46)$$

$$X_e = \frac{X_a}{1 + b T_0 - k T_0 S_e}, \quad (47)$$

где

$$A = k(T X_0 + T_0 Y L_0);$$

$$B = b Y L_0 T_0 + T_0 Y k L_0 S_* + Y L_0 + \frac{k}{k_c} X_a + T k X_a S_*;$$

$$C = (1 + b T_0) Y L_0 S_*;$$

$k$  – константа скорости реакции первого порядка.

3. Процесс идет со скоростью, описываемой известным уравнением Моно. В этом случае значение концентраций  $L_e$  и  $S_e$  определяются по формулам (45) и (46), в которых параметры  $A$ ,  $B$  и  $C$  принимаются

$$A = Y L_0 (1 + b T_0 - \mu_m T_0) - \mu_m X_a T,$$

$$B = Y L_0 (1 + b T_0) (k_s - S_*) + \frac{\mu_m X_a}{k_c} +$$

$$+ \mu_m X_a S_* T + \mu_m T Y L_0 S_*,$$

$$C = k_s S_* Y L_0 (1 + b T_0),$$

а значение концентрации  $X_e$  – по формуле

$$X_e = \frac{X_a}{1 - \frac{\mu_m T_0 S_e}{K_S + S_e} + b T_0}. \quad (48)$$

Некоторые положения и замечания к расчетам по сорбционной модели.

1. Предложенные расчетные зависимости по определению концентраций  $L_e$ ,  $S_e$  и  $X_e$  могут быть использованы в случае, когда процесс очистки не лимитируется кислородом.

2. Безразмерный параметр  $\lambda_e$  является переменной величиной. Поэтому в конкретных расчетах в первом приближении принимается некоторое фиксированное значение  $\lambda_e$  из области  $0 < \lambda_e < \lambda_*$ , а затем по найденным концентрациям  $S_e$  и  $X_e$  уточняется параметр  $\lambda_e$  и выполняется расчет во втором приближении.

3. В модели аэротенка с рециркуляцией, если концентрация загрязнений в растворе мала, то процесс биоокисления целиком лимитируется скоростью сорбции (диффузией загрязнений к поверхности хлопьев активного ила), что происходит при  $L_e \leq L_e^* = \rho_x / Y k_c \lambda_*$ . В этом случае из уравнений (32), (33) при  $\lambda_e = 0$  и  $b = 0$  получим

$$L_0 - L_e - T k_c \lambda_* X_e L_e = 0, \quad (49)$$

$$\frac{r X_r}{1 + r} - X_e + T_0 Y k_c X_e L_e = 0. \quad (50)$$

4. В общем случае  $\lambda_* = \frac{S_*}{X_e}$  также не является постоянной величиной и зависит от ряда факторов, однако в первом приближении можно положить  $\lambda_* = \text{const}$  и принимать  $\lambda_* < \lambda_{*max} \approx 0.8$ . Иногда концентрация  $S_*$  принимается в зависимости от концентрации  $L_0$  согласно  $S_* \approx a L_0$ , где  $a < 1$ .

5. Рассмотренная сорбционная модель биологической очистки позволяет рассчитать оптимальные параметры аэротенка при заданных входных и выходных значениях концентраций загрязнений, коэффициентов рециркуляции  $r$  и концентрации возвратного ила  $X_r$ , а также оценить стабильность очистной системы от изменения величины исходной информации и расхода установки.

### 3. ОПРЕДЕЛЕНИЕ КИСЛОРОДНОГО РЕЖИМА В ПРОЦЕССАХ БИОЛОГИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

Расчет системы аэрации состоит в обеспечении такого кислородного режима в установке, при котором скорость процесса биологической очистки не должна лимитироваться находящимся в реакторе количеством кислорода. Описание механизмов совместного переноса кислорода и субстрата и взаимодействие между ними в системах с активным илом приведено в специальной литературе

ре, в частности [9, 13]. В условиях аэротенка-смесителя потребление кислорода происходит в процессе окисления органических веществ и образования продуктов автолиза (самоокисление и отмирание ила), а также кислород может использоваться в других процессах, которые в это время происходят. В общем случае для аэротенка-смесителя кислородный режим описывается уравнением

$$V \frac{dC}{dt} = K_c a (\beta C_* - C) V - R_c V + Q(C_0 - C), \quad (51)$$

где  $C$  – концентрация растворенного кислорода в реакторе в момент времени  $t$ , мг/л;  $C_*$  – концентрация растворенного кислорода в состоянии насыщения в воде, мг/л;  $\beta < 1$  – относительный коэффициент, учитывающий снижение растворенного кислорода при насыщении в сточной жидкости (иловой смеси);  $C_0$  – концентрация растворенного кислорода в поступающей жидкости, мг/л;  $K_c a$  – суммарный коэффициент биохимического переноса (массопередачи) в сточной жидкости, ч<sup>-1</sup>,

$$K_c a = K_b a \cdot n, \quad (52)$$

здесь  $K_b a$  – коэффициент массопередачи в воде, ч<sup>-1</sup>;  $n < 1$  – коэффициент качества сточной жидкости (иловой среды);  $R_c$  – скорость реакции общего потребления кислорода на единицу объема жидкости в реакторе; мг/(л · ч). В случае, когда кислород используется на биоокисление субстрата и самоокисление (автолиза), имеем

$$R_c = \alpha_1 R_L - \alpha_2 b \frac{CX}{K_c + C}, \quad (53)$$

$$R_L = \frac{\mu_m}{Y} \cdot \frac{L}{K_L + L} \cdot \frac{CX}{K_c + C}. \quad (54)$$

Здесь  $\alpha_1$  – коэффициент, численно равный количеству кислорода на окисление единицы органических загрязнений,  $\frac{\text{г}O_2}{\text{гБПК}_5}$ ;  $\alpha_2$  – коэффициент, численно равный количеству необходимого кислорода для полного окисления единицы биомассы ила  $\alpha_2 = 1.42 \frac{\text{г}O_2}{\text{г}X}$ . Согласно СНИП [6] для вычисления реакции  $R_L$  рекомендуется формула

$$\rho_L = \frac{R_L}{X} = \rho_{max} \frac{LC}{LC + K_L C + K_c L} \cdot \frac{1}{1 + \varphi a_i}, \quad (55)$$

где  $\varphi$  – коэффициент ингибирования продуктами распада активного ила, л/г. Количественные значения некоторых параметров модели для сточной

жидкости можно найти в специальной литературе, в частности [4–6, 12]. В условиях стационарного протекания процесса  $\left(\frac{dC}{dt} = 0\right)$  уравнение (51)

будет иметь вид

$$C_0 - C_p + K_c a T (\beta C_* - C_p) - R_c T = 0, \quad (56)$$

$$X = X_e. \quad (57)$$

Уравнение (45) можно использовать для определения основного расчетного параметра – коэффициента массопередачи  $K_c a$ :

$$K_c a = \frac{C_p - C_0 + R_c T}{T(\beta C_* - C_p)}. \quad (58)$$

Значение параметра  $K_c a$  зависит от ряда факторов, в частности от принятой системы и интенсивности аэрации, качества и концентрации сточной жидкости и т. д., и рекомендации по его количественному определению можно найти в работах [6, 10, 11]. Коэффициент  $K_c a$ , как и другие параметры модели биологической очистки, зависит также от температуры [6, 8, 12].

Таким образом, для решения задачи биологической очистки сточных вод в реакторах, работающих по схеме аэротенка-смесителя, и если процесс лимитируется кислородом, необходимо совместно рассматривать уравнения, описывающие непосредственно удаление органических загрязнений и кислородный режим. Результаты решения для некоторых частных случаев этой задачи приведены в работах [6, 9].

Если процесс не лимитируется кислородом, т.е. в условиях достаточного количества кислорода для протекания процесса биологической очистки, уравнение для кислорода не учитывается, а в реакциях для  $R_L$  принимается

$$\frac{C}{K_c + C} \approx 1.$$

Некоторые условия и критерии, когда кислород не будет лимитировать процесс очистки, приведены в работах [5, 6, 9]. В частности, если при определении реакции  $R_L$  исходить из модели Моно, то таким условием может быть соотношение

$$C \geq \frac{K_c}{K_L} L. \quad (59)$$

Так как константа полунасыщения  $K_c \ll K_L$ , то, например, принимая [6] для городских сточных вод  $K_c = 0.625$  мг/л,  $K_L = 33$  мг/л имеем  $C \geq 0.019L$  и максимальная скорость потребления кислорода микроорганизмами составит [5]

$$(q_{O_2})_{max} = \frac{\mu_m}{Y} (1 - \alpha_1 Y). \quad (60)$$

Как указывалось выше, наличие отдельной регенерации активного ила сопровождается увеличением расхода кислорода на очистку и, например, согласно [10], может быть оценено повышением интенсивности аэрации следующим образом:

$$K_c a C_* = \frac{\alpha_* L_0}{\left(1 - \frac{V_p}{V_a + V_p}\right) t} \left[ \sqrt{\frac{L_0}{(1+r)L_e}} - 1 \right], \quad (61)$$

где  $t$  – время;  $\alpha_* < \alpha_1$  – энергетический коэффициент. Согласно (61) при объеме регенератора больше 50% общего объема сооружения очистки требуется значительное повышение интенсивности аэрации.

Разработанная технология очистки на установке BIOTAL предусматривает на отдельных этапах и одновременно в одних и тех же реакторах проведение различных видов и стадий биологической очистки. Поэтому в реакциях  $R_c$  и  $R_L$  при необходимости следует учесть затраты кислорода и органических соединений на другие цели, в частности, на процессы нитрификации и денитрификации. Приведенные модели, реализованные при различных кинетиках биоокисления численными и аналитическими методами, использованы для разработки рекомендаций по расчету каждого реактора установки с учетом особенностей и характера их работы на протяжении всего периода очистки.

1. Тетеря А. Особенности технологической очистки сточных вод в установке BIOTAL // Вісник РДТУ, Гідромеліорація та гідротехнічне будівництво.– Збірник наукових праць, Рівне.– 1999.– С. 297–301.
2. Тетеря А. Установка глубокой очистки малых количеств сточных вод "BIOTAL R" // Труды VII Международной научно-технической конференции "Экология и здоровье человека. Утилизация отходов".– Харьков.– 1999.– С. 71–73.
3. Тетеря А. И. Установка для глубокой биологической очистки малых количеств сточных вод // Респ. меж.-вед. научно-техн. сб. "Коммунальное хозяйство городов".– К.: Техника.– 2000.– С. 72–79.
4. Яковлев С. В., Скирдов И. В., Швецов В. Н. и др. Биологическая очистка производственных сточных вод.– М.: Стройиздат, 1985.– 208 с.
5. Вавилин В. А. Нелинейные модели биологической очистки и процессов самоочищения в реках.– М.: Наука, 1983.– 159 с.
6. СНИП.2.04.03-85 Канализация, наружные сети и сооружения, Госстрой СССР.– М.: Стройиздат, 1986.– 73 с.
7. Цыганков С. П., Смирнов О. П., Коваленко В. А. Кинетика биохимической очистки сточных вод // Химия и технология воды.– 1983.– Т.5 – №6.– С. 546–550.
8. Вавилин В. А., Васильев В. В. Математическое моделирование процессов биологической очистки сточных вод активным илом.– М.: Наука, 1979.– 116 с.
9. Брагинский Л. Н., Евилевич М. А., Бегачев В. И. и др. Моделирование аэрационных сооружений для очистки сточных вод.– Л.: Химия, 1980.– 144 с.
10. Шербин А. Б., Драчикова Е. С. Особенности массообмена кислорода в процессе аэробной стабилизации осадков сточных вод // Труды ин-та ВОД-ГЕО "Методы повышения эффективности работы очистных сооружений канализации".– М.– 1989.– С. 29–32.
11. Репин Б. Н., Баженов В. И. Моделирование кислородного режима в аэротентах-окислителях // Водные ресурсы.– 1991.– N 1.– С. 122–130.
12. Horan N. J. Biological Waste water Treatment Systems.– Department of Civil Engineering University of Leeds: Leeds, England, 1990.– 309 p.
13. Биотехнология. Принципы и применения. Пер. с англ.// Под. ред. М. Хиггинса, Д. Бита и Дж. Джонса.– М.: Мир, 1988.– 480 с.