

УДК 532.546

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ УДАЛЕНИЯ АЗОТА ИЗ СТОЧНЫХ ВОД НА МАЛОГАБАРИТНЫХ УСТАНОВКАХ БИОЛОГИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ

А. Я. ОЛЕЙНИК *, А. И. ТЕТЕРЯ**

* Институт гидромеханики НАН Украины, Киев

** Национальный университет строительства и архитектуры, Киев

Получено 23.02.2001

На основе существующих представлений и выполненного анализа предложена математическая модель удаления азота из сточных вод путем рассмотрения процессов нитрификации и денитрификации. Учтено и оценено ингибирующее влияние различных факторов, а также температуры и pH на эти процессы. Для процесса нитрификации дополнительно составлена модель потребления растворимого кислорода микроорганизмами. Разработана методика расчета нитрификации для реакторов-смесителей, являющихся основными рабочими элементами малогабаритной установки, и показаны возможности ее реализации в условиях осуществления комплексной биологической очистки от органических соединений, азота и фосфора.

На підставі існуючих уявлень і виконаного аналізу запропонована математична модель вилучення азоту із стічних вод шляхом розгляду процесів нітрифікації і денітрифікації. Враховано й оцінено інгібувальний вплив різних факторів, а також температури і pH на ці процеси. Для процесу нітрифікації додатково складені модель споживання розчиненого кисню мікроорганізмами. Розроблена методика розрахунку нітрифікації для реакторів-змішувачів, які є основними робочими елементами малогабаритної установки і зазначені можливості її реалізації в умовах проведення комплексної біологічної очистки від органічних сполук, азоту і фосфору.

On the basis of conceptions and the results of analysis available a mathematical model is proposed of nitrogen removal from sewage by considering nitrification and denitrification processes. An inhibiting effect of various factors and also temperature and pH on these processes is evaluated and taken into account. As to nitrification process a computing model of utilizing soluble oxygen by microorganisms is developed in addition. A calculation technique for nitrification is worked out as applied to reactor-mixers which are the main working elements of a small-size plant. Possibilities of its application under conditions of complex biological purification from organic substances, nitrogen and phosphorus is shown.

ВВЕДЕНИЕ

В работах [1 – 3] описана технология биологической очистки сточных вод разного происхождения на малогабаритной установке ВЮТАЛ производительностью от 1 до 25 м³/сут., предусматривающей комплексное удаление органических веществ, соединений азота и фосфора. Технологической особенностью и достоинством установки является создание в сравнительно небольшой по размерам емкости различных гидравлически взаимосвязанных зон (реакторов) аэробной, анаэробной, аноксидной, анаэробной очистки, а также отстойников, фильтров и приспособлений обработки и сбора избыточного ила. Таким образом, установка позволяет одновременно осуществлять очистку сточных вод от указанных выше соединений, оптимальные условия процессов удаления каждого из которых зачастую не совпадают. Эффективность очистки в этих условиях, в том числе и возможность одновременного осуществления нитрификации, денитрификации и удаления фосфора, обеспечивается управлением рядом технологических факторов и прежде всего созданием и регулированием

окислительно-восстановительными процессами в среде [4].

1. ОСНОВНЫЕ ПОЛОЖЕНИЯ И ПРЕДПОСЫЛКИ К РАЗРАБОТКЕ МОДЕЛИ

Процесс удаления азота из сточных вод рассматривается на фоне их очистки также от органических веществ, что является сложной задачей, решение которой зависит от многих факторов и технологически несколько отличается от очистки сточных вод, не содержащих органических соединений. Известно, что сточные воды разного состава и происхождения содержат, кроме органических соединений, значительное количество азота как в окислительной, так и восстановительной формах (органической, аммонийной, нитритной и нитратной). При этом в процессе биохимического окисления органический азот превращается в аммонийный. Сточные воды могут быть полностью очищены от азота последовательным проведением качественно отличающихся процессов нитрификации и денитрификации. Метод биологической очистки сточных вод от соединений азота

по оценке отечественных и зарубежных специалистов является наиболее эффективным, экономичным и экологически чистым. При этом, наиболее плодотворным и надежным следует признать путь решения задачи на основе построения и реализации математических моделей, отражающих с достаточной полнотой и достоверностью механизмы происходящих процессов. Такие модели, по мнению практиков, служат для вычисления потенциальных возможностей изучаемого объекта, т.е. путей интенсификации процесса [4, 8]. Эти процессы, по возможности, должны учитывать особенности разных форм очистки в сложных условиях малогабаритных установок. Общая модель по удалению азота состоит из модели аэробного процесса нитрификации – окисления аммонийного азота $N - NH_4^+$ до нитритов $N - NO_2^-$ (первая стадия нитрификации) и окисления $N - NO_2^-$ до нитратов $N - NO_3^-$ (вторая стадия нитрификации) и из модели почти анаэробного процесса денитрификации – восстановление этих соединений до газообразных продуктов, вплоть до молекулярного азота. Как известно, процесс нитрификации осуществляется при помощи бактерий-нитрификаторов (хемоавтотрофный тип обмена веществ), а процесс денитрификации – при помощи бактерий-денитрификаторов (гетеротрофный тип обмена веществ). В общем случае процесс нитрификации зависит от следующих факторов: начальной и конечной величины БПК_п, начальной концентрации органического и аммонийного азота, наличия токсичных веществ для нитрификаторов, концентрации бикарбонат-иона, величины pH и Eh , температуры среды, щелочности воды, концентрации растворенного кислорода, количества нитрифицирующих микроорганизмов, скорости роста гетеротрофных, нитрифицирующих и денитрифицирующих микроорганизмов, соотношения нитрифицирующих (автотрофных) и гетеротрофных организмов в активном иле. Скорость процесса денитрификации зависит от тех же факторов (за исключением концентрации бикарбонат-иона), а также начальной и конечной концентрации нитритов и нитратов, количества денитрифицирующих бактерий, вида органического вещества, применяемого в качестве источника органического кислорода [5 – 7]. Кроме сказанного, при построении моделей принимались во внимание следующие основные положения и предпосылки:

1. Отдельные реакторы (зоны) установки ВЮТАЛ, которые в зависимости от видов очистки происходят в аэробных, аноксидных и близких к анаэробным условиям, работают по схеме реактора-смесителя с активной рециркуляцией

хлопьев активного ила между зонами без и с возможным использованием регенератора.

2. Кинетика окисления аммонийного азота и нитритов, а также восстановление нитритов и нитратов в общем случае подчиняется законам ферментативных реакций (уравнение Михаэлиса – Ментен).

3. Анализ показывает, что на практике скорости образования нитритов и нитратов в уравнениях кинетики почти одинаковые [7].

4. На процесс нитрификации большое влияние оказывает возраст ила θ , который принимается в зависимости от глубины нитрификации и исходной концентрации NH_4^+ в воде. Установлено, что возраст ила должен быть не менее в среднем 5-6 суток, так как должен превышать скорость роста нитрифицирующих бактерий. В сточной воде, поступающей на очистку, содержание бактерий-нитрификаторов мало (во много раз меньше содержания гетеротрофных микроорганизмов). Если в этих условиях возраст ила окажется недостаточным, то происходит вымывание культуры из реактора раньше, чем бактерии успеют наращиваться. Так, для бактерий *Nitrosomonas* (I стадия нитрификации) примерные условия их развития могут быть описаны уравнением [7]

$$\frac{1}{X_{N_1}} \frac{dX_{N_1}}{dt} > \frac{1}{\theta}. \quad (1)$$

Теоретический выход беззольного вещества *Nitrosomonas* на 1 мг окисленного азота составляет 0.146 мг, а выход всего беззольного вещества ила (*Nitrosomonas* + *Nitrobakter*) примерно 0.170 мг.

5. Скорость роста бактерий гетеротрофов в аэробных условиях на порядок выше скорости роста бактерий (автотрофов) – нитрификаторов, а рост бактерий (гетеротрофов) – денитрификаторов в оптимальных условиях происходит быстрее роста бактерий-нитрификаторов. Отсюда следует, что для одноиловой системы нитри-денитрификации возраст активного ила должен определяться скоростью роста нитрифицирующих бактерий.

6. При нитрификации кислород в основном расходуется на окисление азота аммиака (табл. 1), а также стабилизацию органического вещества, эндогенную рэспирацию и поддержание требуемого уровня растворенного кислорода [8, 9].

7. Модели нитри- и денитрификации должны допускать возможность управления этими процессами и количественно оценивать их интенсивность в зависимости от направленного регулирования параметров среды, в частности параметров pH и Eh

Табл. 1.

Процесс	Расход кислорода $a, \frac{\text{мг}O_2}{\text{мг}N}$	Прирост биомассы $\frac{\text{мг}X_N}{\text{мг}N}$
$NH_4^+ \rightarrow NO_2^-$	3.43	0.146
$NO_2^- \rightarrow NO_3^-$	1.14	0.024
$NH_4^+ \rightarrow NO_3^-$	4.57	0.170

и их обобщенного показателя [1, 10]

$$rH_1 = 34.5Eh + 2pH. \quad (2)$$

Такое регулирование, с одной стороны, позволяет создать условия, при которых будет идти только I стадия нитрификации, что приведет к сокращению потребности в кислороде в 1.4 раза, а при денитрификации с нитратами вместо нитритов позволит уменьшить количество органического субстрата в 1.5 раза [4]. В то же время такое регулирование обеспечивает проведение одновременно нитри- и денитрификацию в одноиловой системе путем управляемого чередования условий (стадий) от аэробных до анаэробных, что осуществляется различными технологическими приемами и факторами (активной рециркуляцией, изменением соотношений объемов стадий, варьированием концентрации растворенного кислорода pO_2 на аэробной стадии процесса и т. д.).

8. Известно [7, 8], что в обычных условиях при денитрификации растворенный кислород ингибирует процесс и его концентрация не должна превышать $C \leq 0.5$ мг/л, однако, как указывалось выше, в результате регулирования показателя rH_1 это положение может измениться, поскольку влияние растворенного кислорода связано с количеством и видом органических загрязнений и нагрузкой на ил. В свою очередь, скорость денитрификации весьма сильно зависит от вида органического вещества, применяемого в качестве источника органического углерода. Например, для полного удаления азота концентрация по БПК₅ (углероду) должна быть в 3 раза выше, чем концентрация азота.

9. При построении моделей, если это специально не оговорено или не учтено в моделях, лимитирование и ингибирование процессов нитри- и денитрификации различными факторами или веществами не происходит.

2. ПОСТРОЕНИЕ МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ НИТРИ-ДЕНИТРИФИКАЦИИ ДЛЯ РЕАКТОРА-СМЕСИТЕЛЯ

Для условий реакторов, работающих по схеме смесителя, процессы нитри-денитрификации в общем случае могут быть описаны системой уравнений:

1) Нестационарное уравнение материального баланса массы вещества в реакторе

$$V \frac{dN_i}{dt} = Q(N_{0i} - N_i) - R_{N_i}V. \quad (3)$$

2) Нестационарное уравнение материального баланса для микробной биомассы

$$V \frac{dX_{N_i}}{dt} = Q(X_{0i} - X_{N_i}) + VY_iR_{N_i} - Vb_iX_{N_i}. \quad (4)$$

Здесь $\frac{dN_i}{dt}$ – скорость снижения концентрации вещества; $\frac{dX_{N_i}}{dt}$ – скорость роста микроорганизмов; V – рабочий объем реактора; Q – объемный расход сточной жидкости; Y_i – экономический (удельный) коэффициент выхода биомассы; N_{0i} и N_i – соответственно концентрация вещества в исходной и очищаемой жидкости; X_{0i} и X_i – соответственно концентрация биомассы микроорганизмов в исходной и очищаемой жидкости; b_i – удельная скорость лизиса биомассы (смертности или отмирания микроорганизмов); R_i – удельная скорость реакций процесса.

Для стационарных условий $\left(\frac{dN_i}{dt} = \frac{dX_{N_i}}{dt} = 0\right)$ можно записать

$$X_i - X_{0i} = Y_i(N_{0i} - N_i) - b_iX_{N_i}T_a. \quad (5)$$

Здесь $T_a = V/Q$, а концентрации X_i и N_i соответствуют концентрациям в стационарном состоянии.

Для процесса нитрификации в общем случае в условиях ингибирования продуктами метаболизма активного ила и неконкурентного ингибирования, в частности токсичными веществами, уравнение для R_{N_i} можно записать в виде

$$R_{N_1} = \frac{\mu_{m_1}}{Y_1} \cdot X_{N_1} \times \quad (6)$$

$$\times \frac{N_1}{K_{N_1} + N_1} \cdot \frac{C}{K_{C_N} + C} \cdot \frac{K_{L_N}}{K_{L_N} + L} \cdot K_{u_1}.$$

Здесь μ_{m_1} – максимальная скорость роста нитрификаторов; X_{N_1} – концентрация биомассы нитрификаторов; N_1 – концентрация аммонийного

азота; C – концентрация растворенного кислорода; L – концентрация вещества ингибитора; K_{N_1} , K_{C_N} , K_{L_N} – константы полунасыщения по аммонийному азоту, растворенному кислороду и ингибиторному веществу; K_{u_1} – коэффициент, учитывающий зависимость удельной скорости процесса от концентрации биомассы (ингибирования продуктами метаболизма).

Для процесса денитрификации в общем случае ингибирования процесса растворенным кислородом уравнение для скорости реакции R_{N_2} можно записать в виде

$$R_{N_2} = \frac{\mu_{m_2}}{Y_2} X_{N_2} \times \quad (7)$$

$$\times \frac{N_2}{K_{N_2} + N_2} \frac{L}{K_{L_N} + L} \frac{K_{C_N}}{K_{C_N} + C} K_{u_2}.$$

Здесь μ_{m_2} – максимальная скорость роста денитрификаторов; X_{N_2} – концентрация биомассы денитрификаторов; N_2 – концентрация окисленных форм азота (нитритов и нитратов); K_{N_2} , K_{L_N} – константы полунасыщения по азоту и органическому субстрату; K_{u_2} – корректировочный параметр для аноксидно-анаэробного процесса.

В настоящей статье рассмотрен процесс нитрификации, причем, согласно принимаемой технологии, нитрификация может быть ограничена I стадией нитрификации, т.е. практически нитраты отсутствуют и денитрификации подвергаются непосредственно нитриты.

3. ОБОСНОВАНИЕ МОДЕЛЕЙ НИТРИФИКАЦИИ И СКОРОСТЕЙ КИНЕТИЧЕСКИХ РЕАКЦИЙ

Для упрощения уравнений (3), (4), согласно существующих представлений, в системах биологической очистки, осуществляющих процессы нитрификации и окисления органических веществ объединенной биомассой, рассматривается равновесный (турбостатический) режим [7, 9, 11]. В этом случае концентрация отдельных видов микроорганизмов в общей биомассе активного ила пропорциональна приросту этого вида, т.е. если ограничиться I стадией нитрификации, можно записать

$$\frac{X_{N_1}}{X} = \frac{\Delta X_{N_1}}{\Delta X} = \frac{(N_{01} - N_1)Y_1 - b_1 X_{N_1} T_a}{\Delta X}, \quad (8)$$

где ΔX_{N_1} и ΔX – соответственно прирост массы бактерий Nitrosomonas и общей биомассы ила по сухому веществу на единицу объема очищаемой жидкости; X – концентрация активного ила; N_{01} и

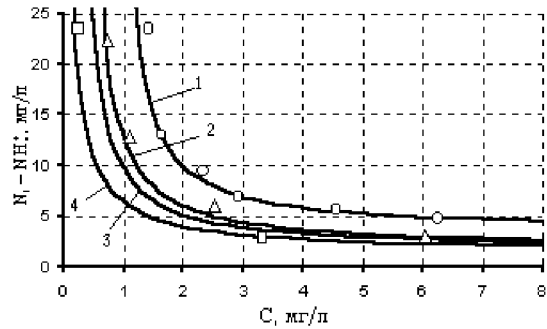


Рис. 1. График зависимости $N_1 = f(\theta, C)$:
1 – $\theta = 2.3$; 2 – 3.0 ; 3 – 5.0 ; 4 – 13.0 сутки

N_1 – концентрация азота в исходной и очищенной воде; $T_a = V/Q$ – среднее время пребывания сточной жидкости на стадии аэробной очистки. Согласно [12] прирост активного ила ΔX за время T_a составит

$$\Delta X = Y(L_0 - L_c) - bXT_a. \quad (9)$$

Рассматривая стационарные условия протекания процесса $\frac{dN_i}{dx} = 0$, после некоторых преобразований окончательно получим

$$\frac{1}{\theta} = \mu_{m_1} \frac{N_1}{K_{N_1} + N_1} \frac{C}{K_{C_N} + C} \times \quad (10)$$

$$\times \frac{K_{L_N}}{K_{L_N} + L} K_{u_1} - b_1,$$

где $\theta = \frac{T_a X}{\Delta X}$ – возраст активного ила (среднее время пребывания ила в системе).

Как видно из уравнения (10), когда прирост нитрифицирующей биомассы не оказывает существенного влияния на общий прирост биомассы, значение концентрации азота в исходной сточной воде не сказывается на содержании аммония в очищенной воде, а только ведет к изменению концентрации нитрификаторов в общей системе активного ила.

На рис. 1 в качестве примера приведена типичная экспериментальная зависимость изменения концентрации аммонийного азота в очищаемой воде от концентрации растворенного кислорода при различном значении возраста активного ила [11]. Согласно рис.1, можно считать, что практически процесс нитрификации не лимитируется кислородом, если его концентрация поддерживается на уровне $C > 3$ мг/л. Вместе с тем, получение более надежных данных о кислородной обеспеченности процесса с учетом влияния при этом разнообразных факторов можно получить на основе

одновременного изучения процессов массопереноса и массообмена для двух субстанций – аммонийного азота и кислорода. При математическом моделировании это приводит к совместному рассмотрению уравнений материального баланса, записанных относительно концентраций аммонийного азота и растворенного кислорода. При одновременном рассмотрении удаления органического субстрата или учета ингибирования процесса нитрификации этим субстратом в общем случае необходимо дополнительно рассматривать и уравнение, записанное относительно концентрации органического субстрата, т. е. математическая модель будет состоять из трех взаимосвязанных уравнений.

Для реактора-смесителя в условиях взвешенного биоценоза уравнение материального баланса для растворенного кислорода имеет вид

$$V \frac{dC}{dt} = Q(C_0 - C) + Ka(C_s - C)V - R_c V, \quad (11)$$

$$R_c = R_{cL} + R_{cN}, \quad (12)$$

$$R_{cL} = \left(\frac{a\mu_m X}{Y} \frac{L}{K_L + L} - a_x b_x X \right) \frac{C}{K_{cL} + C}, \quad (13)$$

$$R_{cN} = \left(\frac{a_1}{Y_1} - a_x \right) X_{N1} \frac{N_1 \mu_{m1}}{K_{N1} + N_1} \cdot \frac{C}{K_{cN} + C}. \quad (14)$$

Здесь Ka – суммарный коэффициент массообмена в сточной воде; C_s , C_0 и C – соответственно равновесная (в состоянии насыщения), в поступающей и в момент времени t концентрации растворенного кислорода в сточной воде; a , a_1 , a_x – коэффициенты расхода (утилизации) кислорода, принимаются:

$$a = (0.5 \dots 0.8) \frac{\text{г}O_2}{\text{гБПК}_5} = (1.0 \dots 1.1) \frac{\text{г}O_2}{\text{гБПК}_n},$$

$$a_1 = 3.43 \frac{\text{г}O_2}{\text{г}NO_2}, a_1 = 4.57 \frac{\text{г}O_2}{\text{г}NO_3},$$

$$a_x = 1.42 \frac{\text{г}O_2 \text{производимое}}{\text{г}X_N \text{удельный рост}}.$$

В работе [13] для вычисления реакции R_{cL} применяется формула

$$R_{cL} = [1 - a_x Y] \frac{\mu_m X_a (1 - s)}{Y} \cdot \frac{L}{K_L + L} - a_x b_x (1 - s) X_a, \quad (15)$$

где s – зольность ила ($s = 0.15 \dots 0.35$); $X_a = X/(1 - s)$ – концентрация активного ила.

В работе [14] для определения реакции R_{cL} применяется формула

$$R_{cL} = aR_1 + a_x R_2, \quad (16)$$

$$R_1 = \frac{\mu_m LC}{LC + K_L C + K_{cL} L} \cdot \frac{X_a (1 - s)}{1 + \varphi X_a (1 - s)}, \quad (17)$$

$$R_2 = b_x X_a (1 - s). \quad (18)$$

Ингибирование и лимитирование процесса нитрификации осуществляется рядом факторов, из которых наибольший интерес представляет наличие в очищаемой воде углекислоты в виде бикарбонат-иона HCO_3^- и количество удаляемого органического вещества. Известно, что в реакциях нитрификации каждый моль окисленного азота снимает 1.98 моля углекислоты, что приводит к снижению щелочности и, следовательно, к снижению pH среды, причем, для окисления каждого грамма аммонийного азота необходимо обеспечить 8.6 г щелочности. В случае недостатка щелочности ее лимитирование на процесс нитрификации должно быть учтено поправочным коэффициентом K_* :

$$K_* = \frac{S_*}{K_{S_*} + S_*}, \quad (19)$$

где S_* – щелочность; $\text{мгCaCO}_3/\text{л}$, K_{S_*} – известная константа, учитывающая влияние углекислоты.

Ингибирующее влияние на процесс нитрификации может существенно оказывать одновременное протекание процесса биоокисления органических веществ гетеротрофными микроорганизмами, и поэтому это влияние наиболее обосновано может быть учтено в результате совместного рассмотрения задачи удаления органических веществ и азота. В уравнении (8) это влияние на скорость реакции нитрификации учитывается поправочным коэффициентом $\eta_N = \frac{K_{LN}}{K_{LN} + L} \leq 1$, который определяется преимущественно опытным путем. Как показали экспериментальные исследования, процесс нитрификации начинает проявляться при концентрации бытовых сточных вод $L \leq 100$ $\text{мгБПК}_5/\text{л}$ и существенно проявляется при $L < 20$ $\text{мгБПК}_5/\text{л}$. Согласно [9], считается, что при наибольшей скорости органической нагрузки биофильтров порядка $P = 0.16 \dots 0.19/\text{кгм}^3 \cdot \text{сут}$ преимущественно идет процесс нитрификации и при этом достигается около 75% удаления аммония.

В работе [15] разработана методика определения коэффициента η_N для биодисковых фильтров.

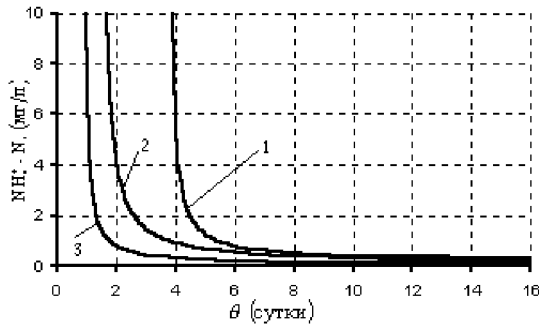


Рис. 2. График зависимости $N_1 = f(\theta, T)$:
 1 - $T = 10^\circ C$; 2 - $20^\circ C$; 3 - $30^\circ C$

В практических расчетах при достижении концентрации $L = 10 \dots 15$ мгБПК₅/л ингибирующим влиянием органических веществ можно вообще пренебречь [7 – 9].

Для определения ингибирующего коэффициента K_{ui} в уравнении (10) воспользуемся известной рекомендацией [5, 11]:

$$K_{ui} = \frac{1}{1 + \varphi X}, \quad (20)$$

где φ – коэффициент ингибирования продуктами распада (метаболизма) активного ила. Приблизительно принимается $\varphi = 0.1 \dots 0.2$ л/г и требует дальнейшего уточнения.

На процесс нитрификации в общем случае непосредственное влияние оказывает величина pH и температура T . Влияние pH на процесс нитрификации может быть учтено поправочным коэффициентом K_p , который вводится в уравнение (6) или (10). Для определения коэффициента K_p рекомендуются зависимости [5, 9]

$$K_p = \frac{pH}{2.9} - 1.9, \quad (21)$$

$$K_p = 1 - 0.83(7.2 - pH). \quad (22)$$

Формула (21) действительна при pH менее 8.4. Вместе с тем, по данным многочисленных исследований величина pH на аэробной стадии процесса находится обычно в пределах 7 – 8 единиц, что близко к оптимальному значению для нитрификации, и поэтому можно считать, что pH на скорость прохождения процесса практически не влияет.

Отмечено, что температура оказывает существенное влияние на кинетику нитрификации, о чем свидетельствует график зависимости $N_1 = f(\theta, T)$, приведенный на рис. 2 [9].

Для практических целей учет влияния температуры осуществляется путем корректировки отдельных констант и коэффициентов на температурный фактор.

В работах [7, 9, 11] учет влияния температуры рекомендуется проводить следующим образом:

$$\rho_T = \frac{\mu_{mT}}{Y_1} = \rho_{10} \exp n(T - 10), \quad (23)$$

$$\mu_{mT} = \mu_{m15} \exp[0.098(T - 15)], \quad (24)$$

$$K_{N_1} = 10^{0.051T - 1.158}, \quad (\text{мг/л}), \quad (25)$$

где n – эмпирический коэффициент [11].

В работе [10] для учета влияния температуры на значения некоторых констант и коэффициентов приводится обобщенная зависимость

$$p_T = p_{20} \exp((T - 20) \cdot f_{TP}), \quad (26)$$

где p_T – параметр при температуре $T^\circ C$; p_{20} – значение параметра при температуре $20^\circ C$; f_{TP} – коэффициент для параметра p , зависящий от температуры.

При определении констант μ_m и b_x для гетеротрофной биомассы принимается $f_{TP} = 0.067$, а для автотрофной биомассы – $f_{TP} = 0.098$.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В общем случае нестационарная задача нитрификации реализована численными методами. Однако выполненный анализ показал, что вполне приемлемыми и достаточными для использования на практике являются результаты расчетов, полученные на основе реализации стационарной модели нитрификации, состоящей в виде системы уравнений

$$\frac{1}{\theta} - \mu_{m_1} \frac{N_1}{K_{N_1} + N_1} \cdot \frac{C}{K_{C_N} + C} K_{u_0} + b_1 = 0, \quad (27)$$

$$C_0 - C + T_a [Ka(C_s - C) + (N_{01} - N_1)F \times \\ \times \frac{N_1}{K_{N_1} + N_1} \cdot \frac{C}{K_{C_N} + C}] = 0, \quad (28)$$

$$X_1 = \frac{Y_1(N_{01} - N_1)}{T_a(\frac{1}{\theta} + b_1)}, \quad (29)$$

$$F = (a_1 - a_x Y_1) \frac{\mu_{m_1}}{(\frac{1}{\theta} + b_1)T_a}. \quad (30)$$

Уравнение (28) часто используется для определения основного расчетного параметра при аэрации – коэффициента массообмена:

$$Ka = \frac{(C - C_0)}{T_a(C_* - C)} + \frac{(N_{01} - N_1)F}{C_* - C} \cdot \frac{N_1}{K_{N_1} + N_1} \cdot \frac{C}{K_{C_N} + C}$$

Здесь K_{u0} – обобщенный коэффициент, учитывающий ингибирование процесса нитрификации различными факторами, при концентрации $L \leq (15 \dots 20)$ мгБПК₅/л можно принимать $K_{u0} \approx 0.85 - 0.90$. При этом, влияние pH и $T^\circ C$ на процесс нитрификации при необходимости учитывается корректировкой параметров модели согласно рекомендаций, изложенных выше. Для системы уравнений (27) – (30) получено аналитическое решение задачи.

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. Олійник О. Я., Тетеря А. Біологічна очистка стічних вод від сполук азоту і фосфору на малогабаритній установці BIOTAL // Тези доповідей 61-ї науково-практичної конференції КНУБА "Наукові дослідження і розробки для інтенсифікації роботи систем водопостачання і водовідведення". – К. – 2000. – С. 20–21.
4. Яковлев С. В., Скирдов И. В., Швецов В. Н. и др. Биологическая очистка производственных сточных вод. – М.: Стройиздат, 1985. – 208 с.
5. Бондарев А. А., Захватаева Н. В., Ильинская Н. М., Бурдыко Н. С. Технологический расчет сооружений для биологической очистки сточных вод от соединений азота // Труды ин-та ВНИИВОДГЕО "Совершенствование методов расчета сооружений по очистке сточных вод и обработки осадков". – М. – 1983. – С. 15–18.
6. Бондарев А. А., Захватаева Н. В., Ильинская Н. М., Якунина Л. Н. Очистка сточных вод от азота путем нитрификации и денитрификации в свободном объеме // Труды ин-та ВНИИВОДГЕО "Научные исследования в области механической и биологической очистки промышленных сточных вод". – М. – 1979. – С. 117–125.
7. Яковлев С. В., Карюхина Т. А. Биологические процессы в очистке сточных вод. – М.: Стройиздат, 1980. – 200 с.
8. Мишунов Б. Г. Схемы биологической очистки сточных вод от азота и фосфора. – Методические рекомендации СПбГАСУ: Санкт-Петербург, 1995. – 34 с.
9. Horan N. J. Biological Waste water Treatment Systems. – Department of Civil Engineering University of Leeds: Leeds, England, 1990. – 309 p.
10. Weijers S. R. Modelling, identification and control of activated sludge plants for nitrogen removal. – Technische Universiteit Eindhoven: The Netherlands, 2000. – 235 p.
11. Коган В. А.-Л., Коган Ю. А.-Л. Повышение эффективности биологической очистки сточных вод свиноккомплексов // Труды ин-та ВНИИВОДГЕО "Методы повышения эффективности работы очистных сооружений канализации". – М. – 1989. – С. 100–106.
12. Вавилин В. А. Нелинейные модели биологической очистки и процессов самоочищения в реках. – М.: Наука, 1983. – 159 с.
13. Вавилин В. А., Васильев В. В. Математическое моделирование процессов биологической очистки сточных вод активным илом. – М.: Наука, 1979. – 119 с.
14. Решин Б. Н., Баженов В. И. Моделирование кислородного режима в аэротентах-окислителях // Водные ресурсы. – 1991. – N 1. – С. 122–130.
15. Conenc E., Harremoës P. Nitrification in Rotating disc systems-II Criteria for simultaneous mineralization and nitrification // Wat. Res. – 1990. – 24, N 4. – P. 499–505.