

19. Kuz'menko A.A., Sinitsyn A.S., Kolesnichenko D.A. Printsip integral'noy adaptatsii v zadache adaptivnogo upravleniya sistemoy «gidroturbina – sinkhronnyy generator» [The principle of integral adaptation for the problem of “hydroturbine–synchronous generator” system adaptive control], *Sistemy upravleniya i informatsionnye tekhnologii* [Control Systems and Information Technologies], 2014, No. 2.1 (56), pp. 146-150.
20. Wind Power in Power Systems, Edited by Thomas Ackermann. Chichester: John Wiley & Sons, 2005, 745 p.
21. Zamanifara M., Fanib B., Golshana M.E.H., Karshenas H.R. Dynamic modeling and optimal control of DFIG wind energy systems using DFT and NSGA-II, *IEEE Electric Power Systems Research*, 2014, Vol. 108, pp. 50-58.

Статью рекомендовал к опубликованию к.т.н. А.Д. Лукьянов.

Кузьменко Андрей Александрович – Южный федеральный университет; e-mail: aakuzmenko@sfedu.ru; 347922, г. Таганрог, ул. Чехова, 2; тел.: 88634318090; кафедра синергетики и процессов управления; к.т.н.; доцент.

Синицын Александр Сергеевич – e-mail: axeom18@gmail.com; кафедра синергетики и процессов управления; аспирант.

Синицына Алиса Алексеевна – кафедра синергетики и процессов управления; магистрант.

Kuz'menko Andrey Alexandrovich – Southern Federal University; e-mail: aakuzmenko@sfedu.ru; 2, Chehov street, Taganrog, 347922, Russia; phone: +78634318090; the department of synergetic and control processes; cand. of eng. sc.; associate professor.

Sinitsyn Alexander Sergeevitch – e-mail: axeom18@gmail.com; the department of synergetic and control processes; postgraduate student.

Sinitsyna Alisa Alekseevna – the department of synergetic and control processes; undergraduate.

УДК 681.54

Е.К. Грудяева, С.Е. Душин

ЛОГИКО-ДИНАМИЧЕСКОЕ УПРАВЛЕНИЕ БИОХИМИЧЕСКИМИ ПРОЦЕССАМИ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

Анализ современных исследований управления процессом очистки сточных вод показывает, что существующие очистные системы используются для узкого диапазона концентраций загрязнений в исходной сточной воде. Целью исследования является синтез системы управления процессами удаления соединений азота и снижения ХПК в сточной воде в широком диапазоне концентраций подаваемого субстрата. Для достижения данной цели решается задача разработки регулятора, способного снижать концентрации загрязнений до допустимых значений в условиях динамической гетерогенности химических процессов и разнообразием поведения системы в зависимости от входных воздействий. В результате представлена нелинейная управляемая математическая модель двухзонного биореактора с рециклом и возвратным потоком из ультрафильтрационного мембранного блока, составленная на основе модели ASM1. Построена схема взаимодействия компонентов биохимических реакций, отражающая тенденции их изменений. Введены показатели качества процессов для системы управления процессом удаления соединений азота и снижения ХПК. На их основе разработана методика параметрической настройки субрегуляторов в составе логико-динамического регулятора с гибкой структурой. Проведена его настройка для широкого диапазона загрязняющих веществ, значения границ которого определены путем анализа более 20 объектов очистки России и других стран. Определены зависимости коэффициентов настройки субрегуляторов от входных субстратов для полного диапазона концентраций нитратов и легко биологически разложимого вещества при низком содержании аммония в исходной воде, а также при высоких и промежуточных значениях концентраций аммония. В соответствии с разработанной математической моделью в среде Matlab/Simulink построена компьютерная модель. Результаты моделирования демонстрируют

возможность качественной очистки в условиях широкого изменения уровней входных многокомпонентных загрязнений в заданном неизменном объеме биореактора. Практическая значимость исследования заключается в применении логико-динамического регулятора с оптимальными настройками параметров, который позволяет обеспечивать допустимые концентрации аммония, нитратов и ХПК на выходе на всех рабочих режимах системы управления при неизменном объеме биореактора для различных объектов очистки.

Сточные воды; биологическая очистка; математическое моделирование; ASM1; управление; логико-динамический регулятор.

E.K. Grudyaeva, S.E. Dushin

LOGICAL-DYNAMIC CONTROL OF BIOCHEMICAL PROCESSES OF WASTEWATER TREATMENT

Treatment control indicates the existing purification systems are used for a narrow contaminant concentrations range in wastewater source. The purpose of this study is the synthesis of the control system with logical-dynamic controller to remove contaminants in the wide range of concentrations. The controllable mathematical model of a two-zone bioreactor with a recycle and a return flow from an ultrafiltration membrane unit based on ASM1 is represented in this paper. The scheme of the biochemical reactions compounds interaction is designed. The quality indices of processes for the biological wastewater treatment control system are entered. The technique of parametrical setup of the regulator with flexible structure is devised on their basis. The logical-dynamic setting was performed for a wide range of pollutants, whose values are obtained by analysis of more the 20 treatment objects in Russia and the other countries. The subregulator setting ratio dependences on some substrate ranges are defined. According the developed model the computer model is built in Matlab/Simulink. Results of modeling show possibility of high-quality cleaning in the conditions of broad change of levels of entrance multicomponent pollution in the set invariable volume of the bioreactor. Practical relevance of the research is in using of the logical-dynamic regulator with optimum settings of parameters to allows providing admissible output concentration of ammonium, nitrates and COD on all operating modes of a control system.

Wastewater; biological treatment; mathematical modeling; ASM1; control; logical-dynamic controller.

Введение. Основная проблема в области математического моделирования и управления процессами биохимической очистки сточных вод состоит в разработке и исследовании адекватных динамических математических моделей (ММ) управляемых технологических процессов (ТП).

Получение ММ управляемого ТП, анализ и синтез систем управления (СУ) в общем случае осложняются следующими обстоятельствами: динамической гетерогенностью обменных процессов; высокими порядками изучаемых моделей, динамика которых описывается нелинейными обыкновенными дифференциальными уравнениями (ДУ); большим числом существенных нелинейных характеристик; сложностью структуры объекта; многокомпонентностью субстрата на входе, а также действием внешних возмущений; различием входных режимов работы системы и разнообразием поведения в зависимости от начальных условий; полистабильностью ММ управляемого ТП; функциональной и параметрической неопределенностью моделей; сложной конфигурацией технологических аппаратов; неоднородным характером распределения компонентов модели в объеме и различной кривизной реагирующих потоков в пространстве аппарата; сложностью либо невозможностью измерения ряда компонентов.

В большинстве случаев научный поиск в области биологической очистки направлен на создание методов и способов интенсификации процессов за счет усовершенствования технологических и конструктивных решений. Ведутся исследования поиска зависимостей показателей биоочистки от состава и степени загрязнений, учета влияния различных внешних факторов (температуры, давления, потока кислорода) на качество выходных продуктов. Многие теоретические методы исследований связаны с оптимизацией геометрических и технологических параметров основных элементов очистных сооружений, а также со снижением энергозатрат и сокращением расхода подаваемого кислорода.

Значительно меньше внимания уделяется вопросам топологического анализа и определения особенностей поведения динамических объектов. Эти вопросы могут оказаться ключевыми при выявлении наиболее эффективных режимов работы, а также для прогнозирования аварийных (катастрофических) ситуаций. Требования сегодняшнего дня должны быть направлены на разработку динамических моделей управляемых ТП, на основе которых только и возможно современное проектирование оптимальных СУ процессами биоочистки.

Процессы очистки сточных вод активным илом описываются ММ разной степени сложности и адекватности. В настоящее время широко известны ММ процессов биоочистки, протекающих в реакторах различных типов: от сравнительно несложных базовых моделей 2–3-го порядков [1–9] до чрезвычайно сложных моделей ASM1–ASM3, разработанных под руководством М. Хенце [10], порядки которых могут достигать 40–60 и более. Многие исследования связаны с упрощенными моделями ASM [11–12]. Решаются задачи поиска регулятора для СУ со многими компонентами ила и субстрата в простой модели [13], а также построения систем максимальной продуктивности [14].

Базовые модели характеризуют биопроцессы при моносубстрате с использованием активного ила в виде однокомпонентной либо двухкомпонентной культуры. Такие модели дают ясное физико-биологическое понимание происходящих процессов, позволяют устанавливать закономерности величин и выявлять топологические особенности поведения [15–16], определять условия устойчивости, грубости, управляемости и наблюдаемости СУ.

Многокомпонентные модели ASM (Active Sludge Model) учитывают процессы окисления органических веществ, нитрификацию, денитрификацию и аммонификацию, гидролиз трудно биоразложимых органических веществ, рост микроорганизмов, потребление кислорода. Такие модели широко применяются при проектировании очистных сооружений и в научных исследованиях.

Для лучшего понимания внутренних механизмов процесса очистки в биореакторе и построения ММ управляемого ТП на основе модели ASM1 служит схема, представленная на рис. 1. На ней отражены взаимосвязи процессов нитрификации и денитрификации, тенденции роста и убывания концентраций.

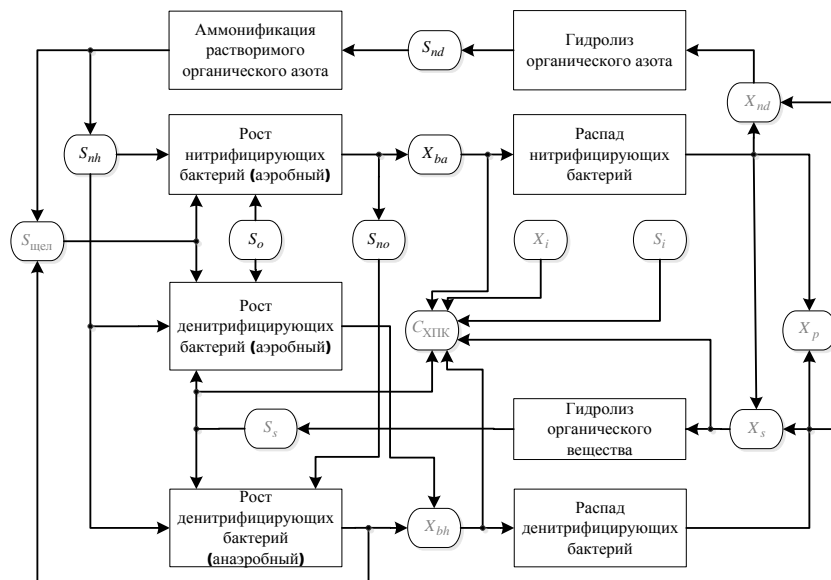


Рис. 1. Схема взаимодействия процессов модели ASM1

Как следует из схемы, рост нитрифицирующих бактерий X_{ba} происходит в результате поглощения аммонийного азота S_{nh} в условиях наличия кислорода S_o . При этом образуется нитратный азот S_{no} , поглощаемый денитрифицирующими бактериями X_{bh} в условиях отсутствия кислорода. Денитрификаторы используют для роста растворимое быстро разлагаемое вещество S_s . В аэробных условиях они не поглощают нитратный азот и связанный кислород из него, поскольку кислород присутствует в несвязанном виде. В результате распада бактерий образуются частицы распада X_p , а также медленно разлагаемое вещество X_s и частицы биоразлагаемого органического азота X_{nd} . Последние в результате процессов гидролиза становятся растворимыми веществами (S_s, S_{nd}). Растворимый биоразлагаемый органический азот S_{nd} убывает в процессе аммонификации. Щелочность $S_{щел}$ растет в силу анаэробного роста денитрификаторов и аммонификации и уменьшается при аэробном росте бактерий.

Математические модели. Рассматриваемый биореактор объемом V_i (рис. 2) состоит из зон (секций) денитрификации Д и нитрификации Н, причем, из Н в Д предусмотрен рециркуляционный поток Q^p . Возвратный поток Q^b из мембранного блока М поступает в зону денитрификации, а фильтрат – на последующее обеззараживание и далее – потребителю.

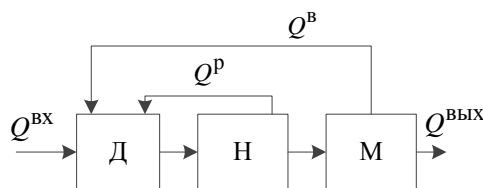


Рис. 2. Схема биореактора

Модель должна учитывать показатель химического потребления кислорода (ХПК), который характеризует необходимые затраты кислорода на удаление загрязняющих веществ [17] и рассчитывается как сумма следующих фракций [18]: растворенное легко разлагаемое органическое вещество; растворенное биологически инертное органическое вещество; взвешенное медленно биологически разлагаемое органическое вещество; взвешенное биологически инертное разлагаемое органическое вещество; биомассы бактерий нитрификаторов и денитрификаторов. С учетом допущения о фильтрации мембранами взвешенных веществ и бактерий, ХПК после мембранного блока состоит из растворенных веществ – легко разлагаемого органического и биологически инертного.

При разработке ММ принимались следующие ограничения и допущения: зоны биореактора характеризуются идеальным перемешиванием; пространственная распределенность потоков не учитывается; состав активного ила образован бактериями нитрификаторов и денитрификаторов; температура в технологическом пространстве аппарата фиксирована; на вход биореактора поступают аммонийный азот, нитратный азот, растворенное биологически разлагаемое органическое вещество, а также взвешенное органически медленно разлагаемое вещество; входные стоки также характеризуются щелочностью; в модели мембранного блока процессы нитрификации и денитрификации не учитываются.

Процессы в зонах денитрификации и нитрификации описываются системами нелинейных обыкновенных ДУ. Модель зоны денитрификации:

$$\begin{aligned} \frac{dX_{ba1}}{dt} &= \frac{Q^P}{V_1} X_{ba2} + \frac{Q^B}{V_1} X_{ba3} - \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_1} X_{ba1} + r_{ba1}(S_{nh1}, S_{o1}, X_{ba1}); \\ \frac{dX_{bh1}}{dt} &= \frac{Q^P}{V_1} X_{bh2} + \frac{Q^B}{V_1} X_{bh3} - \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_1} X_{bh1} + r_{bh1}(S_{no1}, S_{s1}, S_{o1}, X_{bh1}); \\ \frac{dS_{nh1}}{dt} &= \frac{Q^{BX}}{V_1} S_{nh}^{BX} + \frac{Q^P}{V_1} S_{nh2} + \frac{Q^B}{V_1} S_{nh3} - \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_1} S_{nh1} + r_{nh1}(S_{nh1}, S_{no1}, S_{s1}, S_{o1}, S_{nd1}, X_{ba1}, X_{bh1}); \\ \frac{dS_{no1}}{dt} &= \frac{Q^{BX}}{V_1} S_{no}^{BX} + \frac{Q^P}{V_1} S_{no2} + \frac{Q^B}{V_1} S_{no3} - \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_1} S_{no1} + r_{no1}(S_{no1}, S_{s1}, S_{o1}, S_{nd1}, X_{ba1}, X_{bh1}); \\ \frac{dS_{s1}}{dt} &= \frac{Q^{BX}}{V_1} S_s^{BX} + \frac{Q^P}{V_1} S_{s2} + \frac{Q^B}{V_1} S_{s3} - \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_1} S_{s1} + r_{ss1}(S_{no1}, S_{s1}, S_{o1}, X_{bh1}, X_{s1}); \\ \frac{dX_{s1}}{dt} &= \frac{Q^{BX}}{V_1} X_s^{BX} + \frac{Q^P}{V_1} X_{s2} + \frac{Q^B}{V_1} X_{s3} - \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_1} X_{s1} + r_{xs1}(S_{no1}, S_{o1}, X_{ba1}, X_{bh1}, X_{s1}); \\ \frac{dS_{o1}}{dt} &= \frac{Q^P}{V_1} S_{o2} + \frac{Q^B}{V_1} S_{o3} - \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_1} S_{o1} + r_{o1}(S_{nh1}, S_{s1}, S_{o1}, X_{ba1}, X_{bh1}); \\ \frac{dS_{nd1}}{dt} &= \frac{Q^P}{V_1} S_{nd2} + \frac{Q^B}{V_1} S_{nd3} - \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_1} S_{nd1} + r_{snd1}(S_{no1}, S_{o1}, X_{ba1}, X_{bh1}, X_{nd1}, X_{s1}); \\ \frac{dX_{nd1}}{dt} &= \frac{Q^P}{V_1} X_{nd2} + \frac{Q^B}{V_1} X_{nd3} - \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_1} X_{nd1} + r_{xnd1}(S_{no1}, S_{o1}, X_{ba1}, X_{bh1}, X_{nd1}, X_{s1}); \\ \frac{dS_{шен1}}{dt} &= \frac{Q^{BX}}{V_1} S_{шен}^{BX} + \frac{Q^P}{V_1} S_{шен2} + \frac{Q^B}{V_1} S_{шен3} - \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_1} S_{шен1} + \\ &+ r_{шен1}(S_{nh1}, S_{no1}, S_{s1}, S_{o1}, S_{nd1}, X_{ba1}, X_{bh1}); \\ \frac{dX_{p1}}{dt} &= \frac{Q^P}{V_1} X_{p2} + \frac{Q^B}{V_1} X_{p3} - \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_1} X_{p1} + r_{p1}(X_{ba1}, X_{bh1}); \\ C_{ХПК1} &= S_{s1} + S_i + X_{s1} + X_i + X_{xba1} + X_{xbh1}. \end{aligned}$$

Модель зоны нитрификации:

$$\begin{aligned} \frac{dX_{ba2}}{dt} &= \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_2} (X_{ba1} - X_{ba2}) + r_{ba2}(S_{nh2}, S_{o2}, X_{ba2}); \\ \frac{dX_{bh2}}{dt} &= \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_2} (X_{bh1} - X_{bh2}) + r_{bh2}(S_{no2}, S_{s2}, S_{o2}, X_{bh2}); \\ \frac{dS_{nh2}}{dt} &= \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_2} (S_{nh1} - S_{nh2}) + r_{nh2}(S_{nh2}, S_{no2}, S_{s2}, S_{o2}, S_{nd2}, X_{ba2}, X_{bh2}); \\ \frac{dS_{no2}}{dt} &= \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_2} (S_{no1} - S_{no2}) + r_{no2}(S_{no2}, S_{s2}, S_{o2}, S_{nd2}, X_{ba2}, X_{bh2}); \\ \frac{dS_{s2}}{dt} &= \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_2} (S_{s1} - S_{s2}) + r_{ss2}(S_{no2}, S_{s2}, S_{o2}, X_{bh2}, X_{s2}); \\ \frac{dX_{s2}}{dt} &= \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_2} (X_{s1} - X_{s2}) + r_{xs2}(S_{no2}, S_{o2}, X_{ba2}, X_{bh2}, X_{s2}); \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{dS_{o2}}{dt} &= \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_2} (S_{o1} + S_{o'}^{BX} - S_{o2}) + r_{o2} (S_{nh2}, S_{s2}, S_{o2}, X_{ba2}, X_{bh2}); \\ \frac{dS_{nd2}}{dt} &= \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_2} (S_{nd1} - S_{nd2}) + r_{snd2} (S_{no2}, S_{o2}, X_{ba2}, X_{bh2}, X_{nd2}, X_{s2}); \\ \frac{dX_{nd2}}{dt} &= \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_2} (X_{nd1} - X_{nd2}) + r_{xnd2} (S_{no2}, S_{o2}, X_{ba2}, X_{bh2}, X_{nd2}, X_{s2}); \\ \frac{dS_{щел2}}{dt} &= \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_2} (S_{щел1} - S_{щел2}) + r_{щел2} (S_{nh2}, S_{no2}, S_{s2}, S_{o2}, S_{nd2}, X_{ba2}, X_{bh2}); \\ \frac{dX_{p2}}{dt} &= \frac{Q^{BX} + Q^P + Q^B}{V_2} (X_{p1} - X_{p2}) + r_{p2} (X_{ba2}, X_{bh2}); \\ C_{ХПК2} &= S_{s2} + S_i + X_{s2} + X_i + X_{xba2} + X_{xbh2}. \end{aligned}$$

В мембранном блоке происходит разделение потока на возвратный и выходной. Модель возвратного потока включает все компоненты потока иловой смеси из биореактора. В потоке фильтрата присутствуют только растворенные компоненты смеси.

Постановка задачи синтеза управления. Для каждой составляющей загрязнения используются средние показатели, по которым вычисляют конструктивные параметры реактора и значение поступающего расхода. Анализ литературных источников [19–21] показал, что для ТП многозонного реактора с рециклом и подачей кислорода принятые за рубежом нормы качества очистки сточных вод на порядок хуже норм, принятых в Российской Федерации [22].

Выделяются три составляющие субстрата: аммоний, нитраты и быстро биологически разлагаемое вещество. На основе данных, полученных с 28 очистных сооружений в России и странах ближнего зарубежья, были найдены минимальные, средние и максимальные по уровню значения загрязнений по аммонию, нитратам и легко биологически разлагаемому веществу.

Ставится задача синтеза управляемой системы очистки с использованием логико-динамического регулятора (ЛДР). Управление осуществляется с использованием ММ, характеризующих биохимические процессы в активном иле. Кроме того, необходимо, чтобы производительность установки очистки была максимальна при удовлетворении этих условий.

Показатели качества процессов. К числу основных показателей качества, непосредственно отражающих степень очистки, относятся установившиеся ошибки концентраций аммония $e_{nh}^{уст}$, нитратов $e_{no}^{уст}$ и ХПК $e_{ХПК}^{уст}$:

$$e_{nh}^{уст} = S_{nh}^{зад} - S_{nh}^{уст} \geq 0, \quad e_{no}^{уст} = S_{no}^{зад} - S_{no}^{уст} \geq 0, \quad e_{ХПК}^{уст} = S_{ХПК}^{зад} - S_{ХПК}^{уст} \geq 0, \quad (1)$$

где $S_{nh}^{зад}$, $S_{no}^{зад}$, $S_{ХПК}^{зад}$ – заданные значения концентраций (уставки) по аммонию, нитратам и ХПК, $S_{nh}^{уст}$, $S_{no}^{уст}$, $S_{ХПК}^{уст}$ – установившиеся значения концентраций, подлежащие измерениям.

На выходные концентрации накладываются ограничения в виде $S_{nh} \leq S_{nh}^{доп}$, $S_{no} \leq S_{no}^{доп}$, $S_{ХПК} \leq S_{ХПК}^{доп}$, где $S_{nh}^{доп}$, $S_{no}^{доп}$, $S_{ХПК}^{доп}$ – допустимые по СНиПу установившиеся значения.

При использовании ПИ (ПИД)-регуляторов по ошибкам уставки принимают значения $S_{nh}^{зад} = S_{nh}^{доп}$, $S_{no}^{зад} = S_{no}^{доп}$, $S_{ХПК}^{зад} = S_{ХПК}^{доп}$. В случае использования П-регуляторов по ошибкам можно принять $S_{nh}^{зад} < S_{nh}^{доп}$, $S_{no}^{зад} < S_{no}^{доп}$, $S_{ХПК}^{зад} < S_{ХПК}^{доп}$.

К важному динамическому показателю очистки причисляют также максимальное положительное отклонение концентрации от установившегося значения. При регулировании процессов это значение не должно превышать 5% от допустимого значения:

$$S_{nh}^{max} \leq 1.05 \cdot S_{nh}^{доп}, S_{no}^{max} \leq 1.05 \cdot S_{no}^{доп}, S_{ХПК}^{max} \leq 1.05 \cdot S_{ХПК}^{доп}. \quad (2)$$

Другим важным динамическим показателем очистки, характеризующим скорость его протекания, является время установления $t^{уст}$ переходного процесса, который требуется минимизировать:

$$t^{уст} = \min. \quad (3)$$

Установившееся значение расхода субстрата на входе реактора $Q^{уст}$ максимизируется. Теми же соображениями обусловлено требование максимизации интегрального показателя входного расхода, характеризующего суммарный объем стоков, прошедший через систему за период очистки t_u

$$V_{\Sigma}^{вх} = \int_0^{t_u} Q^{вх} dt = \max. \quad (4)$$

В случае неоднозначности выбора настроек регулирования вводятся в рассмотрение также интегральные показатели загрязнений, характеризующие суммарное покомпонентное количество загрязнений на выходе СУ за период очистки t_u , которые подлежат минимизации в результате регулирования:

$$S_{nh\Sigma} = \int_0^{t_u} S_{nh2} dt = \min, S_{no\Sigma} = \int_0^{t_u} S_{no2} dt = \min, S_{ХПК\Sigma} = \int_0^{t_u} S_{ХПК4} dt = \min. \quad (5)$$

Методика параметрической настройки. Методика отражает порядок настройки ЛДР СУ биореактора с выносным мембранным блоком фильтрации. Регулятор входного расхода состоит из трех ПИД-субрегуляторов. Его работа основана на выборе минимального управляющего воздействия. Схема регулятора приводится на рис. 3, где P_{nh} , P_{no} , $P_{ХПК}$ – субрегуляторы аммония, нитратов и ХПК соответственно.

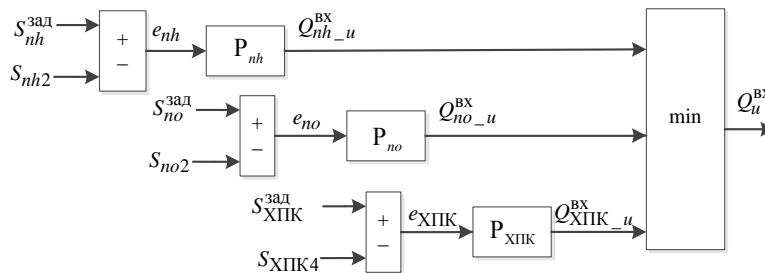


Рис. 3. Схема регулятора

Методика настройки ПИД-субрегуляторов осуществляется в соответствии с показателями качества, приведенными ранее, и сводится к следующему.

1. На вход СУ подается субстрат со «средними» концентрациями. Коэффициенты интегральной и дифференциальной составляющих субрегуляторов полагаются равными нулю. Отслеживаются значения аммония, нитратов, ХПК на выходах системы, управляющих воздействий каждого субрегулятора, а также результирующего управляющего воздействия регулятора. По графикам процессов изменения концентраций определяется выполнение условий (1).

Если условия (1) нарушаются, то по графикам управляющих воздействий субрегуляторов выявляется регулятор, выход которого совпадает с результирующим воздействием, т. е. воздействие которого является минимальным. Этот регулятор считается ведущим. Воздействие ведущего регулятора определяется формулой $Q_u^{bx} = \min(Q_i^{bx})$, $i=1,2,3$, где Q_i^{bx} – воздействие i -го регулятора, причем $i=1$ для регулятора концентрации аммония, $i=2$ – концентрации нитратов и $i=3$ – концентрации ХПК.

2. Для ведущего регулятора производится увеличение пропорционального коэффициента и сравнение показателей качества процессов в порядке приоритетности с показателями, полученными в п. 1.

3. Если в соответствии с (1) значения установившихся ошибок приблизились к нулевым значениям, настройки п. 2 считаются лучше, чем в п. 1.

4. Если значения ошибок не изменились, то берется следующий по приоритетности показатель качества, и в соответствии с (2) определяются лучшие настройки. В случае невозможности определить лучший вариант, сравнение продолжается по каждому следующему показателю качества с (3) по (5).

5. Если увеличение коэффициента приводит к ухудшению показателей качества процессов, то пропорциональный коэффициент следует уменьшать относительно значения, полученного в п. 1. Далее, сравнение настроек проводится так же, как в пп. 4 и 5.

6. Изменение пропорционального коэффициента проводится до тех пор, пока не будут обеспечены условия (1) либо по условиям (1) лучшие результаты не достигаются, а в соответствии с условиями (2) или (3) изменения коэффициента не приносят лучших результатов.

7. Подключается интегральная составляющая ведущего регулятора, и показатели качества получившихся процессов сравниваются с предыдущими (лучшими) в п. 6.

8. Проводится изменение интегрального коэффициента с целью улучшения качества процессов до тех пор, пока не выполнятся условия (1), а в соответствии с условиями (2) или (3) изменения коэффициента не приносят лучших результатов; в противном случае интегральная составляющая отключается.

9. Подключается дифференциальная составляющая и настройка проводится аналогично пп. 8 и 9.

10. В процессе изменения коэффициентов (параметров) ведущий регулятор может поменяться. В этом случае продолжается настройка по указанному алгоритму уже для другого ведущего регулятора.

11. При настройке возможно возникновение ложного ведущего регулятора. Управляющий сигнал ложного ведущего регулятора совпадает с результирующим воздействием, однако концентрация загрязнителя, на регулирование которой он направлен, гораздо ниже допустимого значения, т.е. установившаяся ошибка отрицательна, и превышения допустимого значения нет. При этом концентрация другого загрязнителя превосходит допустимое значение.

Управляющее воздействие ложного ведущего регулятора:

$$Q_u^{bx}(t) = \min(Q_i^{bx}(t)), e_j^{уст} < 0, i \neq j.$$

Ложный ведущий регулятор может быть настроен таким образом, что все показатели качества по регулируемой им концентрации удовлетворяются. В данном случае необходимо проводить настройку ложного ведущего регулятора так, чтобы его управляющий сигнал превысил воздействие регулятора концентрации, не удовлетворяющей показателям качества. Для этого в несколько раз увеличивают пропорциональную составляющую ложного ведущего регулятора.

После настройки регулятора на очистку «средних» загрязнений, аналогично производится настройка для максимальных и минимальных по уровням загрязнений (соответствующих режимов) на входе. Для каждой ситуации находят свои оптимальные настройки субрегуляторов и свои ведущие регуляторы.

При переходе к настройкам каждой следующей динамической ситуации изменяются настройки той ситуации, значения концентраций загрязнений на входе которой близки к текущей, а ведущий регулятор совпадает с текущим.

Получаемая серия настроек субрегуляторов запоминается и используется в зависимости от того, в каком из режимов (с минимальным, средним или максимальным уровнем) находится каждый из трех субстратов, причем переключение субрегуляторов происходит автоматически.

В таблице приведены результаты настройки ЛДР для П, И и Д составляющих субрегуляторов при различных концентрациях на входе.

Таблица

Результаты настройки ЛДР

$S_{nh}^{вх}$	$S_{no}^{вх}$	$S_s^{вх}$	Ведущий регулятор	P_{nh}			P_{no}			$P_{ХПК}$		
				П	И	Д	П	И	Д	П	И	Д
17.8	11	80	P_{no}	12,3	0,3	0	90	0,01	10	1	0	0
17.8	11	730	P_{nh}	12,3	0,3	0	90	0,01	10	0,018	0	0
17.8	11	20	P_{no}	12,3	0,3	0	90	0,01	10	1	0	0
17.8	0.12	20	P_{nh}	39	1	20	9	0,01	10	100	1	0
80	50	730	P_{nh}	3	0,005	70	1	0	2	1	0	0
80	50	300	P_{no}	2,5	0,01	9	100	0	0	100	0	0
80	50	180	P_{no}	2,2	0,01	7	0,1	0	2	100	0	0
80	0.12	730	P_{nh}	7,5	1	20	90	0	0	1000	0	0
80	0.12	200	P_{no}	9	1	20	1	0	20	1000	0	0
80	0.12	100	P_{no}	10	0,6	20	1	0	20	1000	0	0
3.3	11	80	P_{no}	10	1	0	1	0,01	10	0,08	0,005	0
3.3	11	730	$P_{ХПК}$	1000	0	100	1	0,01	2	0,13	0,005	1
3.3	11	20	P_{no}	10	2	0	1	0	2	1	0	0
3.3	50	80	P_{no}	10	2	0	1	0	2	1	0	0
3.3	50	730	$P_{ХПК}$	12,3	0,3	0	90	0,01	10	0,1	0,0005	0
3.3	50	20	P_{no}	10	2	0	1	0	2	1	0	0
3.3	0.12	80	$P_{ХПК}$	40	2	0	90	0,01	10	0,5	0,075	0
3.3	0.12	730	$P_{ХПК}$	40	2	0	90	0,01	10	0,04	0,0001	0
3.3	0.12	20	P_{nh}	40	2	0	90	0,01	10	1	1	0

Для фиксированных значений концентраций нитратов и аммония на входе были найдены и аппроксимированы зависимости параметров регулятора ХПК как функции от концентрации легко биоразлагаемого субстрата на входе системы:

$$k_{рХПК} = \exp(-0,012 (S_s^{вх} - 15)) + 0,04; k_{iХПК} = \exp(-0,04 (S_s^{вх} - 20)) + 0,0001.$$

Эти зависимости регулятора ХПК используются в ЛДР при минимальных концентрациях нитратов и аммония на входе СУ. Концентрация легко биологически разлагаемого вещества меняется на всем допустимом диапазоне значений.

Выводы. Исследования показали, что максимальное время установления составляет 30 суток в случае низкой концентрации нитратов и высокой – остальных составляющих. В этом же случае максимальное отклонение по аммонии составляет 35 %. При любом другом количественном содержании субстрата в рассматриваемом диапазоне максимальное отклонение не превышает 5 %, а процессы устанавливаются в пределах одних суток. Ввиду того, что биохимические процессы достаточно медленные, такой результат можно считать успешным. Однако при

этом установившийся расход исходной воды достаточно мал, а в некоторых случаях близок к нулевому. Это приводит к простоям производства и требует введения дополнительного регулирования с целью увеличения производительности системы.

Таким образом, логико-динамическое регулирование обеспечивает необходимое качество очистки воды независимо от концентраций загрязнений исходных стоков без дополнительных подстроек параметров регулирования и без внесения конструктивных изменений установки.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. *Monod J.* Rechercher sur la croissance des cultures bacteriennes (Thèse Doctorat ès Sciences Naturelles). – Paris: Herman et Cie, 1942. – 210 p.
2. *Вавилин В.А., Васильев В.Б.* Математическое моделирование процессов биологической очистки сточных вод активным илом. – М.: Наука, 1979. – 118 с.
3. *Haldane J.B.S.* Enzymes. – London: Longmans, 1930. – 235 p.
4. *Canale R.P.* Predator-prey relationships in a model for activated process // *Biotech. Bioeng.* – 1969. – Vol. 11, No. 5. – P. 887-907.
5. *Арзамасцев А.А., Альбицкая Е.Н.* Математическое моделирование явления саморегулирования температуры в биореакторе // *Математическое моделирование.* – 2010. – Т. 22, № 10. – С. 93-108.
6. *Olsson G., Newell B.* Wastewater treatment systems. Modeling, Diagnosis and Control. ISBN 1-900222-15-9. – London: IWA Publishing, 1999. – 756 p.
7. *Ali E.* Optimal Operation of a Wastewater Treatment Unit Using Advanced Control Strategy // Saudi 5th Engineering Conference, Umm Alqura University. – 1999.
8. *Zhao Y., Skogestad S.* Comparison of Various Control Configurations for Continuous bioreactor // *Ind. Eng. Chem. Res.* – 1997. – No. 36. – P. 697-705.
9. *Aguilar-López R.* Robust Generic Model Control for Dissolved Oxygen in Activated Sludge Wastewater Plant // *Chemical & Biochemical Engineering Quarterly.* – 2008. – Vol. 22, No. 1. – P. 71-79.
10. *Henze M., Guer W., Matsuo T., Van Loosdrecht M.* Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3 // *Scientific and Technical Reports.* IWA Publishing, London, UK. 2000. – 122 p.
11. *Смирнов Н. В.* Управление процессом биоочистки воды в аэротенке // XII Всероссийское совещание по проблемам управления ВСПУ-2014 (Москва, 16-19 июня 2014 г.). – С. 692-699.
12. *Fikar M., Chachuat B., Latifi M. A.* Optimal Operation of Alternating Activated Sludge Processes // *Control Engineering Practice.* – 2005. – Vol. 3, Issue 7. – P. 853-861.
13. *Кириллов А. Н.* Инвариантные множества системы управления процессом биологической очистки // *Труды Карельского научного центра РАН.* – 2011. – № 5. – С. 33-37.
14. *Гордеева Ю. Л., Ивашкин Ю. А., Гордеев Л. С.* Алгоритмы расчета показателей процесса микробиологического синтеза в периодических условиях культивирования // *Вестник АГТУ. Сер.: Управление, вычислительная техника и информатика.* – 2011. – № 2. – С. 7-14.
15. *Грудяева Е.К., Душин С.Е., Шолмова Н.Е.* Анализ технологического процесса очистки сточных вод с мембранным биореактором как объекта управления // *Известия СПбГЭТУ «ЛЭТИ».* – 2013. – № 5. – С. 48-56.
16. *Грудяева Е.К., Душин С.Е.* Исследование математической модели Кенейла в технологическом процессе очистки сточных вод // *Известия СПбГЭТУ «ЛЭТИ».* – 2014. – № 3. – С. 44-50.
17. *Жмур Н. С.* Технологические и биохимические процессы очистки сточных вод на сооружениях с аэротенками. – М.: АКВАРОС, 2003. – 512 с.
18. *Хенце М., Армозс П., Ля-Кур-Янсен Й., Арван Э.* Очистка сточных вод. – М.: Мир, 2009. – 480 с.
19. *Гордеева Ю.Л., Гордеев Л.С.* Математическая модель непрерывного процесса в биореакторе с рециклом субстрата и биомассы // *Вестник АГТУ. Сер.: Управление, вычислительная техника и информатика.* – 2013. – № 2. – С. 9-18.
20. *Stahl T., Duffy G., Kestel S., Gray M.* Dissolved Oxygen Control Based in Real-Time Oxygen Uptake Rate Estimation // *Florida Water Resources Journal.* – 2013. – No. 4. – P. 50-53.

21. Weijers S.R. Modelling, Identification and Control of Activated Sludge Plants for Nitrogen Removal. Eindhoven: Technische Universiteit Eindhoven, 2000. – 235 p.
22. СНиП 2.04.03-85 «Канализация. Наружные сети и сооружения». – М.: ОАО «ЦПП», 2012. – 97 с.

REFERENCES

1. Monod J. Rechercher sur la croissance des cultures bacteriennes (Thèse Doctorat ès Sciences Naturelles). Paris: Herman et Cie, 1942, 210 p.
2. Vavilin V.A., Vasil'ev V.B. Matematicheskoe modelirovanie protsessov biologicheskoy ochistki stochnykh vod aktivnym ilom [Mathematical modeling of biological wastewater treatment by activated sludge]. Moscow: Nauka, 1979, 118 p.
3. Haldane J.B.S. Enzymes. London: Longmans, 1930, 235 p.
4. Canale R.P. Predator-pray relationships in a model for activated process, *Biotech. Bioeng.*, 1969, Vol. 11, No. 5, pp. 887-907.
5. Arzamastsev A.A., Al'bitskaya E.N. Matematicheskoe modelirovanie yavleniya samoregulirovaniya temperatury v bioreaktore [Mathematical modeling of the phenomenon of self-regulation of temperature in bioreactor], *Matematicheskoe modelirovanie* [Mathematical modeling], 2010, Vol. 22, No. 10, pp. 93-108.
6. Olsson G., Newell B. Wastewater treatment systems. Modeling, Diagnosis and Control. ISBN 1-900222-15-9. London: IWA Publishing, 1999, 756 p.
7. Ali E. Optimal Operation of a Wastewater Treatment Unit Using Advanced Control Strategy, *Saudi 5th Engineering Conference, Umm Alqura University*, 1999.
8. Zhao Y., Skogestad S. Comparison of Various Control Configurations for Continuous bioreactor, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 1997, No. 36, pp. 697-705.
9. Aguilar-López R. Robust Generic Model Control for Dissolved Oxygen in Activated Sludge Wastewater Plant, *Chemical & Biochemical Engineering Quarterly*, 2008, Vol. 22, No. 1, pp. 71-79.
10. Henze M., Guer W., Matsuo T., Van Loosdrecht M. Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3, *Scientific and Technical Reports. IWA Publishing, London, UK. 2000*, 122 p.
11. Smirnov N.V. Upravlenie protsessom bioochistki vody v aerotenke [Process control of biological water purification in the aeration tank], *XII Vserossiyskoe soveshchanie po problemam upravleniya VSPU-2014 (Moskva, 16-19 iyunya 2014 g.)* [All-Russian meeting on control problems] (Moscow, 16-19 june 2014), pp. 692-699.
12. Fikar M., Chachuat B., Latifi M. A. Optimal Operation of Alternating Activated Sludge Processes, *Control Engineering Practice*, 2005, Vol. 3, Issue 7, pp. 853-861.
13. Kirillov A.N. Invariantnye mnozhestva sistemy upravleniya protsessom biologicheskoy ochistki [Invariant sets of the process control system of biological treatment], *Trudy Karelskogo nauchnogo tsentra RAN* [Proceedings of the Karelian Research Centre of Russian Academy of Sciences], 2011, No. 5, pp. 33-37.
14. Gordeeva Yu.L., Ivashkin Yu.A., Gordeev L.S. Algoritmy rascheta pokazateley protsessa mikrobiologicheskogo sinteza v periodicheskikh usloviyakh kultivirovaniya [Algorithms for calculating the process of microbiological synthesis in periodic cultivation conditions], *Vestnik AGTU. Ser.: Upravlenie, vychislitel'naya tekhnika i informatika* [Bulletin ASTU. Ser.: Management, Computer Science and Informatics], 2011, No. 2, pp. 7-14.
15. Grudyaeva E.K., Dushin S.E., Sholmova N.E. Analiz tekhnologicheskogo protsessa ochistki stochnykh vod s membrannym bioreaktorom kak ob'ekta upravleniya [The analysis of the technological process of wastewater treatment with membrane bioreactor as an object of management], *Izvestiya SPbGETU «LETI»* [Saint Petersburg Electrotechnical University "LETI" News], 2013, No. 5, pp. 48-56.
16. Grudyaeva E.K., Dushin S.E. Issledovanie matematicheskoy modeli Keneyla v tekhnologicheskoy protsesse ochistki stochnykh vod [Research of mathematical model Canala in the technological process of wastewater treatment], *Izvestiya SPbGETU «LETI»* [Saint Petersburg Electrotechnical University "LETI" News], 2014, No. 3, pp. 44-50.
17. Zhmur N.S. Tekhnologicheskije i biokhimicheskie protsessy ochistki stochnykh vod na sooruzheniyakh s aerotenkami [Technological and Biochemical Processes of Waste Water Treatment on Treatment Plants with Aerotanks]. Moscow: AKVAROS, 2003, 512 p.
18. Khentse M., Armoes P., Lya-Kur-Yansen Y., Arvan E. Ochistka stochnykh vod [Wastewater treatment]. Moscow: Mir, 2009, 480 p.

19. Gordeeva Yu.L., Gordeev L.S. Matematicheskaya model' nepreryvnogo protsessa v bioreaktore s retsiklom substrata i biomassy [A mathematical model of a continuous process in a bioreactor with recycle of substrate and biomass], *Vestnik AGTU. Ser.: Upravlenie, vychislitel'naya tekhnika i informatika* [Vestnik of Astrakhan State Technical University. Series: Management, Computer Sciences and Informatics], 2013, No. 2, pp. 9-18.
20. Stahl T., Duffy G., Kestel S., Gray M. Dissolved Oxygen Control Based in Real-Time Oxygen Uptake Rate Estimation, *Florida Water Resources Journal*, 2013, No. 4, pp. 50-53.
21. Weijers S.R. Modelling, Identification and Control of Activated Sludge Plants for Nitrogen Removal. Eindhoven: Technische Universiteit Eindhoven, 2000, 235 p.
22. SNiP 2.04.03-85 «Kanalizatsiya. Naruzhnye seti i sooruzheniya» [SNiP 2.04.03-85 "Sewerage. External networks and constructions"]. Moscow: ОАО «TsPP», 2012, 97 p.

Статью рекомендовал к опубликованию профессор В.В. Григорьев.

Грудяева Елизавета Камаловна – Санкт-Петербургский государственный электротехнический университет «ЛЭТИ» им. В.И. Ульянова (Ленина); e-mail: lizaayo@yandex.ru; 197376, г. Санкт-Петербург, ул. Профессора Попова, 5; тел.: +79215997216; кафедра автоматки и процессов управления; аспирант.

Душин Сергей Евгеньевич – e-mail: dushins@yandex.ru; тел.: +79219704631; кафедра автоматки и процессов управления; профессор.

Grudyayeva Elizaveta Kamalovna – St. Petersburg State Electrotechnical University "LETI"; e-mail: lizaayo@yandex.ru; 5, Professor Popov street, Saint-Petersburg, 197376, Russia; phone: +79215997216; the department of automation and control processes; postgraduate student.

Dushin Sergei Evgen'evich – e-mail: dushins@yandex.ru; phone: +79219704631; the department of automation and control processes; professor.

УДК 681.51

И.А. Раднонов

СИНЕРГЕТИЧЕСКИЙ НАБЛЮДАТЕЛЬ СОСТАВЛЯЮЩИХ ВЕКТОРА ПОТОКОСЦЕПЛЕНИЯ РОТОРА АСИНХРОННОГО ЭЛЕКТРОПРИВОДА*

Асинхронный электропривод обладает рядом преимуществ в сравнении с другими электрическими машинами: небольшие габариты и масса, высокая удельная мощность и КПД, простая конструкция и, как следствие, низкая стоимость изготовления и обслуживания. Тем не менее, применение данного двигателя в задачах высокоточного позиционирования и слежения сопряжено с рядом сложностей. Одной из них является невозможность измерения некоторых переменных объекта. В статье рассмотрена проблема оценки составляющих вектора потокосцепления ротора по информации, поступающей с датчиков тока и напряжения статорной обмотки. Данная переменные состояния необходимы для осуществления перехода от физических координат к вращающейся системе координат, ориентированной по вектору потокосцепления ротора. При этом, приводом приобретаются характеристики, близкие к характеристикам двигателя постоянного тока и обеспечивается раздельное регулирование магнитного потока и электромагнитного момента двигателя, а также, в режиме поддержания постоянства потокосцепления ротора, реализуется предельно допустимое быстроедействие при управлении моментом. Применение наблюдателя позволит реализовать векторное управление электроприводами, в конструкции которых не предусмотрены датчики для измерения мгновенных значений потока в воздушном зазоре. Для построения наблюдателя применяются методы и принципы синергетической теории управления. Приведены результаты экспериментальных исследований синтезированной системы оценки составляющих вектора потокосцепления ротора. Проведено сравнение с применяемым на практике методом оценки, показывающее эффективность предлагаемого подхода.

Асинхронный электропривод; потокосцепление; система оценки; наблюдатель; синергетический подход.

* Работа выполнена при финансовой поддержке РФФИ (грант № 13-08-00995-а).