

## Исследование низкокислородного реактора очистки сточных вод со встроенным вторичным отстойником

*И. А. Гульшин*

*ФГБОУ ВО «Национальный исследовательский Московский государственный  
строительный университет»*

**Аннотация:** В статье рассмотрены результаты исследования, направленного на установление констант ферментативной кинетики биологической очистки хозяйственно-бытовых сточных вод в низкокислородных биореакторах циркуляционного типа и предложены способы расчета подобных сооружений с использованием зависимостей ферментативной кинетики Михаэлиса-Ментен. Технологический режим работы реактора подразумевает общий кислородный режим не более 1,1 мг/л при горизонтальных скоростях потока 0,25-0,3 м/с. Эффективность очистки сточных вод при этом достигается за счет повышения массопереноса кислорода в иловую смесь и непосредственно во флоккулы активного ила, а также за счет аэробной грануляции, осуществляемой встроенными вторичными отстойниками.

**Ключевые слова:** нитрификация, денитрификация, активный ил, аэротенк, гранулированный активный ил, биологическая очистка, хозяйственно-бытовая сточная вода, низкокислородный метод очистки, энергосбережение, ресурсосбережение, экология.

### Введение

Одна из приоритетных задач, поставленных перед жилищно-коммунальным комплексом Российской Федерации, – это снижение затрат в жизненном цикле объектов инженерной инфраструктуры. Подобная экономия там, где это возможно, позволяет направлять средства на строительство новых природоохранных сооружений и модернизацию уже существующих, что напрямую связано с целями и задачами национальных проектов «Экология» и «Жилье и городская среда».

На городских канализационных очистных сооружениях большая часть эксплуатационных затрат приходится на обеспечение работы аэрационных сооружений биологической очистки. Традиционные технологии очистки городских сточных вод подразумевают использование биореакторов с активным илом, работающим по большей части в аэробных условиях. Учитывая объемы реакторов, поддержание рабочей концентрации растворенного кислорода на уровне 2,0-2,5 мг/л приводит к серьезным

энергозатратам воздуходувного оборудования. Перспективные направления снижения данных затрат связаны с оптимизацией работы воздуходувного оборудования, оптимизацией конструкций биореакторов, работающих по традиционным технологическим схемам с целью повышения коэффициентов массопереноса кислорода воздуха в иловую смесь (через повышение  $kL\alpha$ ) и внедрение низкокислородных технологических схем, в целом требующих пониженных концентраций растворенного кислорода в биореакторах для осуществления эффективной очистки сточных вод. Принципиально все три данных направления могут рассматриваться в аэрационных сооружениях циркуляционного типа, основными представителями которых являются циркуляционные окислительные каналы (ЦОК).

Традиционные ЦОК проектировались и строились с механической системой поверхностной аэрации. Данные сооружения обеспечивали эффективную очистку малых объемов сточных вод при минимальных эксплуатационных затратах и квалификационных требованиях к техническому персоналу станции очистки. Современные технологии позволяют использовать в данных сооружениях комбинированную систему, состоящую из пневматической аэрации и механических образователей потока, что снимает ряд серьезных ограничений: требования к максимальной глубине канала реакторов, требования к минимальным температурам окружающей среды, появляется возможность контроля кислородного режима в сооружении без жестко обозначенного градиента концентрации растворенного кислорода по длине канала.

Данные возможности позволили внедрить и эффективно управлять процессом одновременной нитрификации и денитрификации в ЦОК. Данный процесс реализуется в низкокислородных условиях во всем объеме биореактора – процессы окисления органических загрязнений, нитрификация и денитрификация протекают внутри каждой отдельной флоккулы активного ила за счет возникновения в них кислородных микрозон.

Сооружения, работающие по подобным технологическим схемам, известны уже продолжительное время, однако к настоящему времени остаются нерешёнными вопросы контроля стабильности активного ила при пониженных концентрациях растворенного кислорода и слишком высоких или низких нагрузках по органическим загрязнениям, а также не обозначены принципы их расчета.

В данной работе представлены результаты исследования модели циркуляционного окислительного канала, оборудованного встроенным вторичным отстойником с возможностью грануляции активного ила. Грануляция активного ила обеспечивается способом селективного осаждения крупных флокул активного ила. Подобные конструкции исследовались ранее, однако характеристика образующихся гранул и крупных флокул по части обеспечения процесса одновременной нитрификации и денитрификации не рассматривалась. Можно отметить, что в целом аэробная грануляция активного ила более характерна для биореакторов переменного действия (SBR) в силу их конструктивных особенностей, поэтому при реализации данного механизма в циркуляционных окислительных каналах возникает ряд дополнительных возможностей, связанных с повышенными скоростями потока иловой смеси и с высокой степенью внутренней рециркуляции.

### **Материалы и методы**

Исследование проводилось на искусственной и реальной сточной воде. Состав сточной воды был приближен к сточным водам, характерным для малых населенных пунктов Российской Федерации. Искусственная сточная вода содержала следующие вещества:  $1,8 \pm 0,75$  мг/л пептона основного сухого,  $0,05 \pm 0,02$  г/л хлористого аммония,  $0,08 \pm 0,03$  г/л ацетата натрия и  $0,02 \pm 0,008$  г/л фосфата калия.

Конструкция экспериментальной установки состояла из замкнутого циркуляционного канала, изготовленного из поликарбонатной трубы

---

диаметром 100 мм. Общий объем канала составил 144 литра. В циркуляционный канал был встроен вторичный отстойник, обеспечивающий снижение механического воздействия на флоккулы активного ила. Продолжительность очистки составляла 10 часов, степень внутренней рециркуляции изменялась в диапазоне от 250% до 350%. Для обеспечения низкокислородной очистки сточных вод средняя концентрация растворенного кислорода в установке не превышала 1,1 мг/л. Для повышения стабильности активного ила была предусмотрена аэробная зона (не более 20% объема реактор) с концентрацией растворенного кислорода не более 1,9 мг/л. Удельная нагрузка по органическим загрязнениям поддерживалась на уровне 0,2 гБПК/г/сут. Схема экспериментальной установки представлена на рис. 1.

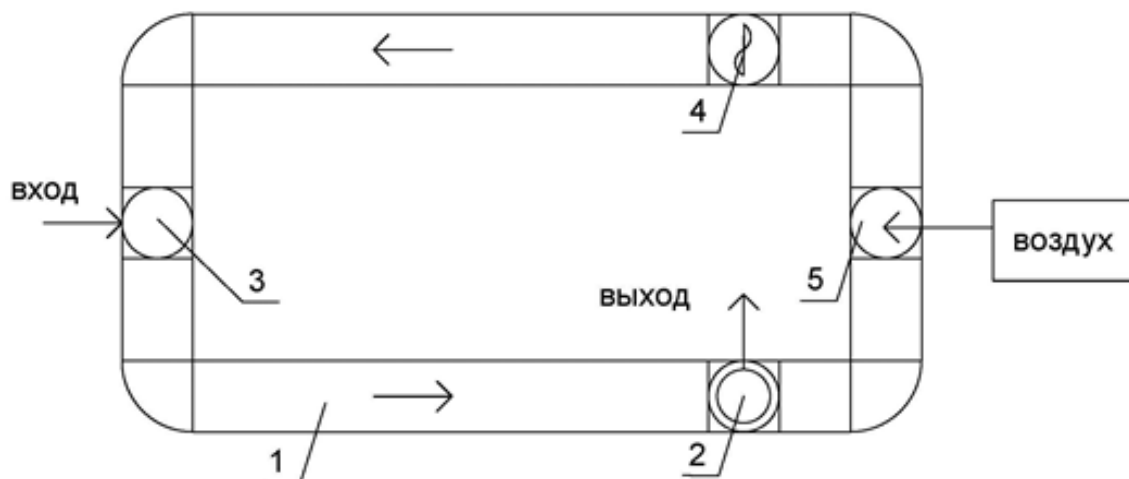


Рис. 1. – Схема экспериментальной установки ЦОК. 1 – корпус биореактора; 2 – встроенный вторичный отстойник; 3 – система распределенной подачи сточных вод; 4 – механическая мешалка; 5 – система пневматической аэрации.

В ходе эксперимента выполнялись санитарно-химические анализы по стандартным методам (определение ионов аммонийного азота, нитритов, нитратов, определение БПК<sub>5</sub>, ХПК и взвешенных веществ). Стабильность активного ила оценивалась по иловому индексу, дисперсионно-флокуляционному потенциалу и построенным зависимостям скоростей

стесненного осаждения флокул активного ила в зависимости от дозы активного ила.

Грануляция активного ила оценивалась контролем размеров флокул активного ила методом лазерной дифракции на анализаторе Analysette 22 (FRITSCH) по методу ISO 13320. При пробоподготовке использовался ультразвук для снижения механического воздействия на активный ил и предотвращения разрушения флокул.

Зависимости ферментативной кинетики выражались через уравнения Михаэлиса-Ментен по графикам Лайнувера-Берка. В ходе исследования проводилась оценка зависимости скоростей реакций от размеров флокул активного ила.

Исследование состояло из двух этапов, различающихся своими эксплуатационными параметрами, представленными в таблице 1.

Таблица № 1

#### Программа исследования

Этап	Кислородный режим, мг/л	Скорость потока, м/с	Степень рециркуляции, %
1	Зона 1 – 2,5 Зона 2 – 1,3	0,2	250
2	Зона 1 – 1,9 Зона 2 – 0,15	0,25	350

#### Результаты

В целом, в ходе исследования система активного ила оставалась стабильной. Удельная нагрузка по органическим веществам в подаваемой сточной воде не превышала 0,3 г БПК/г/сут при БПК<sub>5</sub> не больше 150 мг/г.

На этапе 1 среднее значение дозы ила составило 1,113 г/л при иловом индексе около 92–135 мл/г и скорости осаждения флокул  $V(a) = 8,215e^{-0,415a}$ . Тесты DSS/FSS показали значения 4,5/4,3 мг/л. На этапе 2 среднее значение дозы ила составило 1,471 г/л, при иловом индексе около 95–141 мл/г и

скорости осаждения флокул  $V(a) = 8,432e^{-0,401a}$ . Тесты DSS/FSS показали значения 5,0/4,2 мг/л.

Таким образом, была рассмотрена ферментативная кинетика, как на этапе 1, так и на этапе 2. Поскольку ЦОК имел встроенный отстойник, это позволило достичь создания крупных флокул. Имеются исследования, описывающие подобные решения, направленные на уменьшение площадей конструкций и образование аэробных гранул [1]. В данной работе снижение механической нагрузки на флокулы было направлено на повышение эффективности одновременной нитрификации и денитрификации при превышении рекомендуемых концентраций растворенного кислорода. Крупные флокулы обеспечивают эффективный процесс одновременной нитрификации и денитрификации при наличии зон с относительно высокой концентрацией растворенного кислорода. Подобная возможность ранее предполагалась в [2] для циркуляционных окислительных каналов с механической системой аэрации.

Несмотря на повышенные значения илового индекса, скорости осаждения флокул в данном исследовании практически соответствовали ранее установленным скоростям для стандартного нитрифицирующего активного ила, при иловом индексе 80–100 мг/л. Например,  $V_0 = 9,647$  и  $r_v = 0,488$  [3],  $V_0 = 9,993$  и  $r_v = 0,431$  [4],  $V_0 = 5,669$  и  $r_v = 0,446$  [5]. Предположительно, это может происходить из-за сохранения плотных центральных зон в крупных флокулах активного ила, близких по структуре к аэробным гранулам.

Для изучения зависимости эффективности одновременной нитрификации и денитрификации от размеров флокул, а также выявления режимов работы, способствующих повышению размеров флокул, был проведен сравнительный анализ распределения флокул по размерам с использованием метода лазерной дифракции.

При отсутствии нитчатого вспухания в биореакторах средние размеры флокул превышали 450 мкм. Согласно предыдущим исследованиям, эффективность одновременной нитрификации и денитрификации резко возрастает при размерах флокул активного ила более 110 мкм, что связано с более устойчивыми бескислородными микрозонами во флокулах [2]. В этом исследовании активный ил с флокулами размером более 250 мкм соответствовал максимальному потенциалу денитрификации как с точки зрения микробного состава, так и с точки зрения испытаний *ex situ* и долгосрочных экспериментов. При этом эффективность и скорость нитрификации увеличивались при уменьшении размера флокул активного ила до 80 мкм, что также согласуется с предыдущими исследованиями [2]. Все это подтверждает физическую природу процесса одновременной нитрификации и денитрификации, для которого необходимы бескислородные микрозоны в центре крупных флокул. Естественным путем интенсификации этого процесса видится дальнейшее увеличение размеров флокул за счет регулирования гидравлического и аэрационного режимов в реакторах. В этом случае предлагается использование встроенных вторичных отстойников, а также управление гидравликой системы через модифицированное число Фруда ( $Fr$ ) [6].

Обычно  $Fr$  используется для оптимизации систем аэрации и перемешивания в циркуляционных окислительных каналах; однако в данном случае предлагается уменьшить гидравлическое воздействие на флокулы, поддерживая  $Fr$  ниже 0,3 [7].

В целом экспериментальные реакторы показали достаточную эффективность при очистке сточных вод от органических соединений и азота. В таблице 2 представлена эффективность очистки сточных вод на этапах исследования.

Таблица № 2

Программа эффективность работы установки

---



Этап	БПК		NH <sub>4</sub> -N		NO <sub>2</sub> -N	NO <sub>3</sub> -N	ОНД	PO <sub>4</sub> -P	
	Эфф.,%	мин., мг/л	Эфф.,%	мин., мг/л	мин., мг/л	мин., мг/л	Эфф.,%	Эфф.,%	мин., мг/л
3.1	96.4	4.1	97.2	0.21	0.02	17.7	29.5	23.6	8.3
3.2	97.8	2.2	98.9	0.37	0.03	8.4	69.4	36.3	7.8

Этап 2 показал эффективную очистку сточных вод и высокую устойчивость системы. На этом этапе использовались реальные сточные воды. Результаты показали сходимость с этапом 1, который включал использование синтетической воды; поэтому данная технологическая схема предлагается в качестве рекомендуемой. Сравнение эффективности очистки этой схемы с другими исследованиями представлено в таблице 3.

Таблица № 3

Сравнение результатов работы технологических схем в различных исследованиях

Источник	Нагрузка по БПК, г/г сут	Растворенный кислород, мг/л	Продолжительность очистки, ч	Эффективность ОНД, %	Скорость ОНД, мг/л ч
[8]	0,04	0,1–0,5	20,5	75,7	1,19
[8]	0,11	0,1–0,5	17,2	97,6	1,42
[9]	0,02–0,21	>1,0	60,0	45	1,58
[10]	0,03	0,1	33,1	76	0,56
[11]	0,05	<0,1	35,9	90,5	0,41
[12]	–	Около 0	30–43	97,9	0,39
[13]	0,06	0,1	16,5	72,1	3,63
[14]	0,26	0,2	10,5	74,9	5,91
Это исследование	0,23	Около 1,0	12,0	69,4	1,59

Очевидно, что выбранная система позволяет очищать сточные воды с относительно высокой нагрузкой по органическим загрязнителям с эффективностью, сравнимой с эффективностью процесса одновременной нитрификации и денитрификации. Для циркуляционных окислительных каналов с более высокими нагрузками и короткой продолжительностью очистки требуется достаточная интенсивность аэрации для окисления органических загрязнений и нитрификации в условиях низких концентраций растворенного кислорода. В исследованиях, представленных в Таблице 3, также сообщается о проблемах с активным илом при низких концентрациях растворенного кислорода и более высоких нагрузках.



Полученные значения скорости реакций показывают сходимость между синтетическими и реальными сточными водами. При этом наиболее стабильная и эффективная система была выявлена 2. Следует отметить, что этой системе соответствует активный ил с наибольшим средним размером флокул (512 мкм). Установленные ранее зависимости между константами при различных подходах к определению лимитирующего субстрата дали разные характеристики биологических процессов, протекающих при одновременной нитрификации и денитрификации. В основном, в исследованиях используются чистые культуры и отдельные процессы, соответствующие этим культурам. Кинетические модели процессов окисления аммония, нитратов и денитрификации культурой *P. denitrificans* обобщены в [15]. Были получены следующие максимальные скорости реакций и константы полунасыщения для этих процессов соответственно:  $V_{\max} = 71,56$ ,  $K_i = 0,95$  ( $\text{NH}_4\text{-N}$ );  $V_{\max} = 47,28$ ;  $K_i = 0,72$  ( $\text{NO}_2\text{-N}$ );  $V_{\max} = 65,97$ ;  $K_i = 0,75$  ( $\text{NO}_3\text{-N}$ ). В наиболее тесно связанной с этим работе [7] рассматривались скорости реакции для лабораторных реакторов периодического действия для секвенирования смешанных культур с использованием процесса одновременной нитрификации и денитрификации. Получены зависимости между скоростями нитрификации ( $V_{\max} = 19,0$ ;  $K_M = 4,5$ ), скоростями денитрификации ( $V_{\max} = 3,8$ ;  $K_M = 0,67-0,4$ ) и концентрациями растворенного кислорода.

В данной работе предпринята попытка оценить ферментативную кинетику смешанной культуры, реализующей процессы одновременной нитрификации и денитрификации в системе циркуляционного окислительного канала. В стабильных условиях эксплуатации наблюдались зависимости между скоростями удаления органического вещества и  $\text{БПК}_{\text{вых}}$  ( $V_{\max} = 27,17$ ;  $K_M = 6,29$ ), а также между нитрификацией и  $\text{NH}_4\text{-N}_{\text{вых}}$  ( $V_{\max} = 4,44$ ;  $K_M = 0,04$ ). Скорости реакций, полученные в ходе длительных экспериментов на лабораторных циркуляционных окислительных каналах,

оказались меньше значений, полученных при периодических испытаниях, что может быть связано с влиянием условий эксплуатации. Кроме того, показатели смешанных культур имели более низкие значения, чем чистые культуры, что связано с особенностями протекания реакций. В целом снижение скорости реакции условно пропорционально содержанию соответствующих групп микроорганизмов в активном иле. В какой-то мере это подтверждается сравнением результатов исследования с результатами [15, 16]. Широкий диапазон, наблюдаемый для  $K_M$ , вероятно, возник из-за того, что концентрация растворенного кислорода в объеме жидкости не обязательно была такой же, как и внутри флоккул активного ила, где имело место потребление кислорода. Следовательно, значение  $K_M$  будет зависеть от размера флоккул, интенсивности перемешивания и скорости диффузии кислорода во флокулы [15, 17].

### **Заключение**

В ходе исследования была изучена лабораторная модель ЦОК со встроенным вторичным отстойником. Биореактор находился в различных условиях эксплуатации, различающихся в основном концентрацией растворенного кислорода. Ранее предполагалось, что необходимо поддерживать постоянную концентрацию растворенного кислорода в объеме реактора на уровне 0,5 мг/л [8]. Отдельные бескислородные и аэробные зоны трудно создать, если горизонтальная скорость потока иловой смеси высока. Для систем с одновременной нитрификацией и денитрификацией показано высокоэффективное удаление соединений азота, в том числе нитрата азота в условиях гранулообразования. В то же время системы с ярко выраженными кислородными зонами оказались гораздо более надежными в плане предотвращения нитевидного набухания активного ила.

Выбрана устойчивая технологическая схема одновременной нитрификации и денитрификации низкоконтрированных сточных вод,

---

при которой окислительный канал имеет удельную нагрузку по БПК около 0,23 г/г/сут, продолжительность аэрации – 12 ч, концентрацию растворенного кислорода – около 1,0 мг/л, а степень внутренней рециркуляции близка к 350%.

Для стабильного режима работы установки константы скоростей реакций, выраженные через соотношения Михаэлиса – Ментен, составили  $V_{\max} = 27,17$ ;  $K_M = 6,29$  для скорости удаления органического вещества и  $V_{\max} = 4,44$ ;  $K_M = 0,04$  для скорости нитрификации. Эти зависимости относятся к концентрациям  $\text{NH}_4\text{-N}$  и БПК как субстратов, необходимых для проектирования очистных сооружений по методам, описанным в [18]. Значения этих показателей получены для активного ила с крупными флокулами (не менее 500 мкм); дальнейшие исследования будут направлены на описание процесса аэробной грануляции в ЦОК с ОНД и встроенными отстойниками и получение соответствующих характеристик биомассы для проектирования КОС.

### Литература

1. Xu D., Li J., Ma T. Rapid aerobic sludge granulation in an integrated oxidation ditch with two-zone clarifiers // *Water Research*, 2021, №175. URL: [doi.org/10.1016/j.watres.2020.115704](https://doi.org/10.1016/j.watres.2020.115704).
2. Pochana K., Keller J. Study of factors affecting simultaneous nitrification and denitrification (SND) // *Water Science and Technology*. 1999. №39. pp. 61–68.
3. Härtel L., Pöpel H.J. A Dynamic Secondary Clarifier Model including Processes of Sludge Thickening // *Water Science and Technology*. 1992. №25. pp. 267–284.
4. Koopman B., Cadee, K. Prediction of thickening capacity using diluted sludge volume index // *Water Research*. 1983. №17. pp. 1427–1431.

5. Pitman A.R. Settling of Nutrient Removal Activated Sludges // Water Science and Technology. 1985. №17. pp. 493–504.
6. Uby L. Handbook of Mixing for Wastewater and Similar Applications. Sundbyberg, Sweden: Xylem Water Solutions AB, 2012. 248 p.
7. Henkel J. Oxygen Transfer Phenomena in Activated Sludge. Doctoral Dissertation, TU Darmstadt, Darmstadt, Hessen, Germany, 2010. 194 p.
8. Rittmann B.E.; Langeland, W.E. Simultaneous denitrification with nitrification in single-channel oxidation ditches // Water Pollution Control Federation. 1985. №57. pp. 300–308.
9. Hao X., Doddema H.J., van Groenestijn J.W. Conditions and mechanisms affecting simultaneous nitrification and denitrification in a Pasveer oxidation ditch // Bioresource Technology. 1997. №59. pp. 207–215.
10. Applegate C.S., Wilder B. DeShaw J.R. Total nitrogen removal in a multichannel oxidation system // Water Pollution Control Federation. 1980. №52. pp. 568–577.
11. Daigger G.T., Littleton H.X. Characterization of Simultaneous Nutrient Removal in Staged, Closed-Loop Bioreactors // Water Environment Research. 2000. №72. pp. 330–339.
12. Wen J., Lechevallier M.W., Tao W. Microbial community similarity and dissimilarity inside and across full-scale activated sludge processes for simultaneous nitrification and denitrification // Water Science and Technology. 2020. №81. pp. 333–344.
13. Gao S.-Y., Peng Y.-Z., Wang S.-Y., Yan, J. Novel strategy of nitrogen removal from domestic wastewater using pilot Orbal oxidation ditch // Journal of Environmental Sciences. 2006. №18. pp. 833–839.
14. Zhou X., Han Y., Guo X. Identification and evaluation of SND in a full-scale multi-channel oxidation ditch system under different aeration modes // Chemical Engineering Journal. 2015. №259. pp. 715–723.

15. Münch E.V., Lant P., Keller J. Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors // *Water Research*. 1996. №30. pp. 277–284.
16. WRC. *Theory, Design and Operation of Nutrient Removal Activated Sludge Processes*; Water Research Commission of South Africa: South Africa, 1984.
17. Eckenfelder W.W., Argaman Y., Miller, E. Process selection criteria for the biological treatment of industrial wastewaters // *Environmental Progress & Sustainable Energy*. 1989. №8. pp. 40–45.
18. Швецов В. Н., Степанов С. В., Харькина О. В. Сравнение результатов расчета аэротенков по моделям НИИ ВОДГЕО/СамГТУ и ASM2d // *Водоснабжение и санитарная техника*. 2021. №5. С. 18-29.

#### References

1. Xu D., Li J., Ma T. *Water Research*, 2021, №175. URL: [doi.org/10.1016/j.watres.2020.115704](https://doi.org/10.1016/j.watres.2020.115704).
2. Pochana K., Keller J. *Water Science and Technology*. 1999. №39. pp. 61–68
3. Härtel L., Pöpel H.J. *Water Science and Technology*. 1992. №25. pp. 267–284.
4. Koopman B., Cadee, K. *Water Research*. 1983. №17. pp. 1427–1431.
5. Pitman A.R. *Water Science and Technology*. 1985. №17. pp. 493–504.
6. Uby L. *Handbook of Mixing for Wastewater and Similar Applications*. Sundbyberg, Sweden: Xylem Water Solutions AB, 2012. 248 p.
7. Henkel J. *Oxygen Transfer Phenomena in Activated Sludge*. Doctoral Dissertation, TU Darmstadt, Darmstadt, Hessen, Germany, 2010. 194 p.
8. Rittmann B.E.; Langeland, W.E. *Water Pollution Control Federation*. 1985. №57. pp. 300–308.
9. Hao X., Doddema H.J., van Groenestijn J.W. *Bioresource Technology*. 1997. №59. pp. 207–215.



10. Applegate C.S., Wilder B. DeShaw J.R. Water Pollution Control Federation. 1980. №52. pp. 568–577.
11. Daigger G.T., Littleton H.X. Water Environment Research. 2000. №72. pp. 330–339.
12. Wen J., Lechevallier M.W., Tao W. Water Science and Technology. 2020. №81. pp. 333–344.
13. Gao S.-Y., Peng Y.-Z., Wang S.-Y., Yan, J. Journal of Environmental Sciences. 2006. №18. pp. 833–839.
14. Zhou X., Han Y., Guo X. Chemical Engineering Journal. 2015. №259. pp. 715–723.
15. Münch E.V., Lant P., Keller J. Water Research. 1996. №30. pp. 277–284.
16. WRC. Theory, Design and Operation of Nutrient Removal Activated Sludge Processes; Water Research Commission of South Africa: South Africa, 1984.
17. Eckenfelder W.W., Argaman Y., Miller, E. Environmental Progress & Sustainable Energy. 1989. №8. pp. 40–45.
18. Shvetsov V., Stepanov S., Khar'kina O. Vodosnabzhenie i Sanitarnaya Tekhnika. 2021. №5. pp.18–29.