



Биологическая очистка сточных вод заводов первичного виноделия

М.А. ГЛАДЧЕНКО

Московский государственный университет пищевой промышленности

В.И. СКЛЯР

Московский государственный университет им. М.В. Ломоносова

С.С. ЩЕРБАКОВ

Московский государственный университет пищевой промышленности

С.В. КАЛЮЖНЫЙ

Московский государственный университет им. М.В. Ломоносова

Как известно, на всех предприятиях пищевой промышленности в результате производственной деятельности образуются разнообразные по количеству и качественному составу сточные воды, состав которых особенно сложен на предприятиях бродильных производств, в том числе на спиртовых заводах и предприятиях первичного виноделия. Основу стоков винодельческого производства составляют стоки от блока переработки винограда, выжимки, сульфитированных осадков, дрожжевых осадков, охлаждающих и лютерных вод, от мойки емкостей и оборудования [1]. Сточные воды спиртовых производств состоят из стоков бродильного отделения, солодовни, лютерных вод, скрубберов [2]. Данные о химическом составе сточных вод заводов бродильного производства представлены в табл. 1.

Таблица 1

Показатели	Усредненные данные по сточным водам		
	первичного виноделия [1]	спиртовых заводов	
		[2]	[3]
рН	5,76	6,3	3,5
Биологическое потребление кислорода, г/л	5,6	5,2	16
Химическое потребление кислорода, г O_2 /дм ³	9,35	9,7	30
Сахара, г/дм ³	1,8	-	-
Фосфор, мг PO_4 /дм ³	4,75	Не определяли	150
Полифенолы, мг/дм ³	317	-	-
Летучие кислоты, мг/дм ³	101,6	Не определяли	4500
Взвешенные вещества, мг/дм ³	2200	350	1500

Примечание: [1], [2], [3] - см. список литературы

Ежегодно на каждом заводе бродильного производства сбрасывают концентрированные, мало очищенные сточные воды с химическим потреблением кислорода до 10 кг/м³, что превышает санитарные нормы в десятки раз. При этом стоки предприятий по переработке винограда содержат, помимо легко окисляющихся сахаров и кислот, и достаточно токсичные фенольные вещества (например, 20 мг/дм³ лейкоцианидола смертельны для золотистого карпа). По данным М. Фланзи (Франция), коньячная барда, содержащая значительное количество полифенолов, дубильных и красящих веществ, обладает высокой токсичностью и даже после разбавления в 1000 раз вызывает гибель рыб. Она также угнетает рост виноградной лозы и другой флоры [4]. По литературным данным, за год предприятия первичного виноделия сбрасывают до 20 тыс. м³ сточных вод (в среднем 150 м³ за сутки), которые представляют серьезную угрозу для окружающей среды, в связи с

чем проблема ее очистки, обезвреживания и утилизации вредных веществ особенно актуальна.

В России большинство предприятий первичного виноделия расположены в сельской местности, до настоящего времени не имеют эффективных очистных сооружений и сбрасывают стоки без необходимой степени очистки и обезвреживания в водоемы, овраги и т.п. [5].

Исходя из специфики физико-химического состава стоков (наличие грубодисперсных примесей, коллоидных и растворенных органических и минеральных веществ), для их очистки можно применять все способы обработки (физический, химический, биологический). Выбор способа должен обосновываться для каждого конкретного предприятия и зависит от состава сточной жидкости, ее количества и места расположения завода. Однако и физические, и химические методы обработки стоков требуют достаточно больших текущих затрат и не могут гарантировать их полное очищение, что в конечном итоге требует доочистки с помощью биологических методов. Многие предприятия первичного виноделия имеют очистные сооружения для механической или механико-биологической очистки, а их простейшие биологические очистные сооружения не обеспечивают требуемой степени очистки стоков, так как не рассчитаны на поступление сточных вод с высокой концентрацией загрязнения и зачастую не только морально устарели, но и полностью обветшали.

В то же время во всем мире уже начали удалять загрязнения биологическими методами, которые считаются наиболее экономичными и экологически приемлемыми [6]. Наиболее широко распространена очистка стоков с помощью аэробных микроорганизмов, осуществляемая в аэротенках, биофильтрах и биопрудах. Правда, эти технологии имеют существенные недостатки, особенно при обработке концентрированных сточных вод: высокие энергозатраты на аэрацию и проблемы, связанные с обработкой и утилизацией большого количества образующегося избыточного ила (биомасса микроорганизмов), имеющего очень низкую способность отдавать воду. Повсеместное использование технологии естественной длительной сушки ила на площадках приводит к отчуждению значительной площади плодородных земель и ухудшению экологической обстановки [7].

Исключить эти недостатки аэробных технологий можно с помощью предварительной анаэробной обработки сточных вод методом метанового сбраживания: при этом исключаются затраты на аэрацию и возможно появление ценного энергоносителя — метана. Кроме того при анаэробных процессах образуется всего лишь 0,1–0,2 кг ила (при аэробной обработке — 0,5–0,6 кг кислорода на каждый удаленный килограмм биологического потребления). Таким образом, значительно более низкий в анаэробном процессе прирост биомассы микроорганизмов, обладающей к тому же хорошей способностью отдавать воду, практически полностью решает проблему обработки и утилизации ила.

На сегодняшний день для очистки сточных вод пищевой промышленности во всем мире достаточно широко применяются разнообразные типы анаэробных реакторов, но наиболее эффективными и производительными признаны UASB-реакторы (с восходящим потоком жидкости через слой гранулированной биомассы), в

Показатели	Химический состав барды			
	1	2	3	4
pH	2,5	3	3	3
Химическое потребление кислорода, г O_2 /дм ³	99	86	210	104
Сахара, г/дм ³	30,9	27	62,8	33,2
Фосфор, мг PO_4 /дм ³	265	325	161	267
Полифенолы, мг/дм ³	950	1200	477	850
Летучие кислоты, мг/дм ³	1500	1800	2200	1000
Этиловый спирт, % об.	3,9	1,2	6,5	3,5

мум значений pH находится в интервале 6–8, поэтому pH модельного стока доводили до этих значений с помощью раствора NaOH. Для увеличения буферной смеси добавляли соду из расчета 4 г $NaCO_3$ на 1 дм³ стока. В дальнейшем для обеспечения оптимального значения pH и увеличения буферной емкости в модельный сток вносили соли: 0,14 г $NaHCO_3$ и 0,11 г $K_2HPO_4 \cdot 3H_2O$ на 1 г/дм³ химического потребления кислорода.

Азот вносили в количестве, исключающем ингибирование процесса биокисления из-за его недостатка. Оптимальное соотношение C/N – от 20/1 до 100/1. С учетом низкого содержания соединений азота в модельном стоке в него вносили хлорид аммония из расчета 0,6 г на 1 дм³ при 2 г/дм³ химического потребления кислорода в реакторе за сутки.

Концентрацию летучих жирных кислот, спиртов, метана, углекислого газа и водорода определяли методом газожидкостной хроматографии [10]. Химическое потребление кислорода (то есть количество кислорода или окислителя в расчете на кислород в г/дм³, необходимое для полного окисления содержащихся в пробе органических веществ) измеряли бихроматным методом [11]. Восстанавливающие сахара определяли по методу Нельсона-Шомоди, сумму фенольных соединений – по методу Фолина-Чокальтеу, аммиачный азот – по методу Нesslerа и методом Конвея, содержание фосфатов – фотометрическим методом определения растворенных орто-фосфатов [12–16]. Количество взвешенных веществ, беззольное вещество биомассы, метагенную активность биомассы измеряли в соответствии с общепринятыми методиками.

Гидравлическое время удерживания жидкости в реакторе (время нахождения жидкости в реакторе) составляет:

$ГВУ = V \text{ реактора} / (V \text{ потока-сут}), \text{ сут};$

нагрузка по органическому веществу (количество органического вещества в растворе, проходящем через единицу объема реактора в сутки):

$НОВ = \text{химическое потребление на входе} / \text{гидравлическое время удерживания жидкости, г/дм}^3 \text{ химического потребления кислорода в сутки};$

эффективность удаления химического потребления кислорода в процессе анаэробной обработки стоков:

$$\varepsilon = (1 - \frac{\text{химическое потребление кислорода на выходе}}{\text{химическое потребление кислорода на входе}}) \cdot 100, \%$$

Результаты и обсуждение. Во всех экспериментах реакторы запускали поэтапно в режиме непрерывной подачи обрабатываемого модельного стока. Для увеличения нагрузки использовали два метода:

изменяли скорость потока входящей сточной воды;

изменяли концентрацию органических веществ во входящей сточной воде.

Так как скорость роста метагенных бактерий достаточно низка (время удвоения для бактерий рода *Methanosarcina* 20–30 ч, для *Methanotrix* – 200–300 ч), на начальном этапе использовали низкие скорости потока, предотвращающие их вынос. По той же причине и во избежание закисления среды и других нарушений в работе реактора в дальнейшем нагрузку по органическому веществу поднимали ступенчато. Обобщенные результаты изучения процесса анаэробной конверсии при 35 и 20 °C представлены в табл.3.

При всех исследуемых температурах как на начальном этапе, так и при переходе к новому режиму наблюдались определенные сбои в работе реакторов (образование газовых пузырей в биомассе,

которых за счет встроенной ловушки для биомассы поддерживается ее высокая концентрация. Метод анаэробной биологической очистки применяют за рубежом и для очистки сточных вод винодельческих и спиртовых предприятий. По литературным данным, эффективность работы анаэробного реактора с псевдосжиженным слоем достаточно высока, но энергозатраты на поддержание псевдосжижения зачастую превышают энергозатраты на аэробную обработку и, кроме того, запуск реакторов такого типа занимает от 3 до 6 мес [8]. Упомянуется также использование UASB-реакторов, но процесс очистки проходит при термофильном режиме (50–55 °C), и это опять таки связано с энергозатратами на подогрев, а время удерживания сточной воды достигает 10 сут, что автоматически приводит к резкому увеличению требуемого рабочего объема реактора и, следовательно, росту капитальных затрат [9].

Решить проблемы, связанные с интенсификацией процесса обработки и утилизации высококонцентрированных сточных вод винодельческих предприятий, можно использованием эффективных анаэробных технологий при более низкой температуре и применением UASB-реакторов, позволяющих быстро (за 10–12 ч) удалять до 90–95 % органических веществ сточных вод.

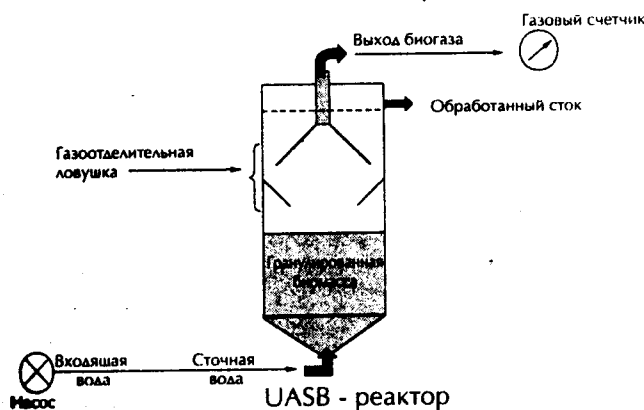
Внедрение такой технологии на производстве решило бы одновременно несколько задач:

во-первых, снизило расходы на штрафные санкции за сброс концентрированных сточных вод;

во-вторых, сократило энергозатраты производства, так как биогаз на 60–70 % состоит из метана, который является энергоносителем.

В связи с этим мы изучали возможности использования процесса анаэробной очистки сточных вод винодельческих предприятий с помощью UASB-реактора с учетом климатических условий России при различных температурных режимах (35 и 20 °C), что в последующем может позволить значительно снизить энергозатраты на подогрев сточной воды перед подачей в реактор.

Материалы и методы исследования. В работе использовали достаточно широко применяющийся для очистки сточных вод различных отраслей промышленности лабораторный реактор с восходящим потоком сточной воды через слой активной гранулированной биомассы, так называемый UASB-реактор объемом 2,68 дм³, высотой 0,8 м. Эксперименты вели в непрерывном режиме при мезофильных (35 °C) и субмезофильных (20 °C) условиях (см. рисунок).



Жидкость подавали снизу перистальтическим насосом НД-1М. В нижней части реактора находилась гранулированная биомасса слоем около 30–40 см, сквозь который проходила обрабатываемая сточная вода и пузырьки образующегося биогаза. В верхней части реактора расположено газоделятельное устройство, являющееся одновременно как ловушкой для газа, так и препятствием для выноса биомассы.

Во всех исследованиях использовали раствор, моделирующий состав сточных вод винодельческих предприятий. Для его приготовления брали вина различных типов и наименований, не прошедшие сертификацию. Из них путем отгонки этилового спирта на перегонных установках получали барду (табл. 2). Модельный сток, полученный после разбавления барды водой, достаточно хорошо воспроизводил реальную сточную воду заводов по качественному и количественному составу компонентов.

Как известно, для анаэробных биологических процессов опти-

Таблица 1

Этап	Время, сут	Нагрузка по органическому веществу, химическое потребление кислорода г/дм ³ раствора в сутки	Гидравлическое время удерживания раствора, сут	Химическое потребление кислорода, г/дм ³		Эффективность удаления химического потребления кислорода, %	Содержание метана, %	Выход биогаза, л/л реактора за сутки	Выход метана, л/л реактора	
				на входе	на выходе				практический	теоретический
При 35 °С (фактор без рецикла)										
I	0-10	1,2-1,9	7,4-4,5	9,3-9,9	1,5-0,8	80-91	67-76	0,07-0,5	0,04-0,3	0,3-0,6
II	11-17	1,6-3,1	6,9-5,5	9,3-18,3	1,4-3,1	85-80	62-71	0,2-0,8	0,15-0,5	0,5-0,8
III	18-28	1,3-1,7	7,6-5,7	9,3-9,9	3,0-1,4	67-86	62-75	0,09-0,7	0,05-0,5	0,4-0,4
IV	29-46	2,6-4,2	5,6-2	13,5-14,9	2,1-0,7	84-95	65-75	0,64-1,8	0,4-1,2	0,8-2,2
V	47-52	6,6-7,8	2,2-2,1	14,1-17,0	1,2-0,7	93-95	67-72	0,55-2,6	0,34-1,7	2,2-2,5
VI	53-55	14,3-16,0	1,1-1,0	16-17,5	1,3-1,2	91-93	61-63	4,1-5,5	2,4-3,1	4,6-5,1
При 20 °С (фактор с рециклом)										
I	0-10	0,7-1,5	5,8-3,1	4,4	0-0,44	99	65-77	0,3-0,4	0,21-0,3	0,3-0,5
II	10-22	1,5-2,2	3,6-2,3	5,4-6	0,7-0,2	97-87	69-77	0,3-0,7	0,2-0,4	0,5-0,8
III	22-28	1,7-2,2	2,5-2,2	3,6-4,3	0,6-0,15	85-96	72-80	0,6-1	0,4-0,6	0,5-0,6
IV	28-37	2,2-4,1	1,7-1,2	3,8-4,5	0,04-0,015	97-99	71-79	0,6-1,1	0,4-0,6	0,6-1,3
V	37-44	3,8-4,8	1,2-0,9	3,5-4,7	0,2-0,3	90-93	66-75	1,6-0,9	0,6-1	0,8-1,3
VI	44-64	3,8-5,3	1-0,7	3,5-5	0,9-0,2	76-96	39-83	1,3-2	0,1-1,3	0,7-1,5
VII	64-70	5,3-11	0,9	5-11	0,4-0,2	93-97	71-83	1,4-1,9	1-1,3	1,5-2
VIII	70-78	6,8-13,3	1,1-1	7-13,7	0,4-3,8	92-71	73-81	1,5-5,3	1,4-2,8	3,5-4,2
При 20 °С (фактор без рецикла)										
I	0-14	0,6-0,7	4,9-3,9	2,5-2,7	0,9-0,4	67-87	53-84	0,03-0,16	0,04-0,15	0,15-0,2
II	14-44	0,8-1,4	4,5-3	4,4-4,9	0,5-0,1	87-97	70-81	0,1-0,5	0,04-0,3	0,2-0,5
III	44-52	1,4-2,2	2,7-2,2	4,4-5	0,18	96	70-74	0,5-0,9	0,4-0,6	0,7-1,1
IV	52-58	3-4,3	1,5-1,3	4,6-5,8	1,1-1,8	76-68	78-61	0,5-0,9	0,4-0,7	0,7-1,1
V	58-64	2-3	1,5-1,3	3,9-4	14-0,5	65-81	70-78	0,7-1,4	0,6-1	0,6-1,33
VI	64-71	2,5-4	1,3-0,9	3,3-3,6	0,5-0,38	64-83	72-76	0,7-1,4	0,6-1	0,6-1,33
VII	71-79	5-6,5	0,7-0,6	3,5-4,4	0,2-0,7	95-79	80-69	0,7-1,5	0,4-1,22	0,5-2
VIII	79-81	2,4-2,7	0,7-0,6	1,6-1,9	0,7-0,3	80-85	72-80	0,7-1,6	0,6-1,2	0,8-1,1
IX	81-92	2,8-5,3	0,7-0,6	2,8-3,7	0,6-1,72	78-43	66-83	0,6-1,7	0,6-1,3	0,8-1,3
X	92-99	0,9-1,5	0,7-0,6	0,6-0,9	0,2-0,02	91-99	60-90	0,7-1,2	0,6-0,8	0,6-1
XI	99-111	2,2-4,4	0,9-0,5	2,8-3,5	0,3-0,2	87-93	78-84	0,5-1,4	0,4-1,2	0,8-2

разрушение гранул) из-за временной перегрузки реакторов. Это подтверждено понижением эффективности процесса, значений pH на выходе из реакторов и накоплением летучих жирных кислот в их среде.

Наиболее ярко процессы перегрузки реакторов по органическому веществу отмечены на II этапе эксперимента: при 35 °С с резким повышением нагрузки (с 1,6 до 3 г/дм³ химического потребления кислорода в реакторе) путем увеличения химического потребления кислорода на входе в реактор до 18 г/дм³, которое сопровождалось закислением среды. Снижение значения pH на выходе из реактора с оптимального (7,5) до 5,0 привело к практически полному прекращению процесса метаногенеза. Для восстановления производительности UASB-реактора на III этапе эксперимента его перевели на режим низкой нагрузки по органическому веществу. Затем после смены 0,8 объема реактора, когда образовавшиеся летучие жирные кислоты в значительной степени были потреблены метаногенными микроорганизмами, значение pH восстановилось до оптимального, и процесс анаэробной конверсии органических веществ вновь активизировался. После смены еще 0,6 объема реактора степень конверсии органических веществ вновь достигла 86 %. В дальнейшем нагрузку по органическому веществу поднимали не более, чем в 1,5 раза, изменяя гидравлическое время удерживания раствора и концентрацию органических веществ в модельном стоке как порознь, так и одновременно. В результате поэтапного повышения нагрузки реактор вышел на режим, значительно превышающий показатели, полученные для сточных вод подобного рода. При этом гидравлическое время удерживания раствора составило 1,08 сут, нагрузка по органическому веществу достигла 16 г/дм³ химическо-

го потребления кислорода. Тогда же этот показатель в модельном стоке составил 17 г/дм³, а в реальном стоке 10 г/дм³ при 93 %-ном коэффициенте конверсии. Выход биогаза достиг 4-6 дм³ с 1 дм³ реактора в сутки. Состав биогаза был практически постоянным на протяжении всего эксперимента (62-77 % метана, 23-38 % углекислого газа).

Как известно, большое влияние на эффективность разложения органических веществ оказывает гидродинамический режим работы реактора. При большой скорости потока субстрат распределяется равномерно (по всему объему реактора) и полное подается к клеткам микроорганизмов. Поэтому в дальнейшем при исследовании процесса анаэробного разложения со снижением температуры процесса на 15 °С он проходил как со стандартной скоростью потока, так и с ее увеличением в 2 раза с помощью рецикла, сохраняя при этом такие параметры процесса как концентрация органических веществ в модельном стоке и нагрузка по органическому веществу.

Работа реактора при режиме 20 °С без рецикла гораздо менее стабильна по сравнению с работой при режиме с той же температурой, но с рециклом. Увеличение нагрузок по органическому веществу часто сопровождается закислением, образованием газовых пузырьков и всплыванием активной биомассы. Смена режима часто характеризовалась дестабилизацией процесса очистки. Так, на 52-й день эксперимента с уменьшением гидравлического времени удерживания раствора с 2,5 до 1,4 сут среда реактора закислялась, концентрация летучих жирных кислот резко возрастала на выходе из реактора, значение pH снижалось до 6,5, эффективность процесса падала до 68 %. Для восстановления производительности реактора его перевели на 1,5 сут в периодический режим и после снижения

концентрации летучих жирных кислот вернули в непрерывный режим работы при гидравлическом времени удерживания раствора 1,4 сут и нагрузке по органическому веществу около 4 г/дм³. Тем не менее на 58-й день эксперимента среда вновь закислилась. После этого нагрузку по органическому веществу снизили в 2 раза путем доведения концентрации химического потребления кислорода на входе в реактор до 4 г/дм³. Производительность реактора была восстановлена, и эффективность процесса составила 81 %.

Как уже было описано выше, большие скорости протока способствуют увеличению количества более плотных легко седиментирующих гранул активной биомассы, поэтому на VI этапе значение гидравлического времени удерживания раствора снизилось до 0,9 сут. Работа реактора оставалась стабильной при эффективности процесса 83 %.

На следующем этапе нагрузку по органическому веществу увеличили, изменив оба параметра: снизили гидравлическое время удерживания раствора до 0,7 сут и увеличили концентрацию органического вещества на входе в реактор до 4 г/дм³ химического потребления кислорода. Однако это привело к резкому ухудшению процесса: образовались газовые пузырьки и всплыла биомасса. В связи с этим в дальнейшем, снижая гидравлическое время удерживания раствора, нагрузку по органическому веществу практически не повышали: более того, после всплытия биомассы ее снизили до 2,5 г. На VIII этапе никаких отклонений больше не наблюдалось, а эффективность процесса достигла 85 %.

Однако увеличение нагрузки до 5 г/дм³ химического потребления кислорода вновь дестабилизировало процесс. Таким образом, максимально достигнутая нагрузка по органическому веществу для процесса анаэробной очистки при 20 °С составила 4 г/дм³ химического потребления кислорода при гидравлическом времени удерживания раствора 0,7 сут и 93 %-ной эффективности конверсии.

Параллельно проводили исследования при 20 °С с рециклом. При повышении нагрузки с 1,5 до 2,2 г/дм³ химического потребления кислорода путем его увеличения на входе в реактор до 6 г/дм³ и уменьшении гидравлического времени удерживания раствора до 2,3 сут эффективность процесса снизилась до 87 %, но без резкого ухудшения процесса при работе как с рециклом, так и без рецикла.

Однако снижение эффективности процесса показывает, что даже с применением рецикла увеличивать нагрузку по органическому веществу на первых этапах необходимо более плавно, изменяя один из параметров (либо гидравлическое время удерживания раствора, либо концентрацию органического вещества в модельном стоке). В целом же была достигнута производительность реактора на уровне 11 г/дм³ химического потребления кислорода, при этом гидравлическое время удерживания раствора составляло 1 сут, а коэффициент очистки 97 % (табл. 4). Содержание метана в биогазе было достаточно постоянным (на уровне 65–83 %). Реальный выход метана ниже теоретического на 10–15 %, что является допустимой погрешностью эксперимента.

Таким образом, реактор с применением рецикла оказался гораздо более устойчивым к перегрузкам по органическому веществу, особенно в период запуска, что позволяет ощутимо сократить процесс запуска и гораздо быстрее добиться на нем высокой производительности.

Учитывая высокую эффективность по удалению органического вещества сточных вод, достигнутую использованием технологии

анаэробной биологической очистки, были рассчитаны технико-экономические параметры и срок окупаемости UASB-реактора объемом 150 м³ при 35 и 20 °С.

Хотелось бы отметить, что внедрение такой технологии на производстве решило бы одновременно несколько задач:

во-первых, снизило расходы на штрафные санкции за сброс концентрированных сточных вод;

во-вторых, сократило энергозатраты производства за счет использования биогаза, состоящего на 60–70 % из метана, который может служить энергоносителем;

в-третьих, биологическая анаэробная очистка сточных вод при 20 °С позволяет значительно снизить энергозатраты на подогрев сточной воды перед подачей в реактор, эксплуатационные расходы (на 40 %) и срок окупаемости реактора (до 4,5 лет).

Заключение. Согласно проведенным исследованиям, независимо от температурного режима вывод анаэробного UASB-реактора на эффективную стабильную работу следует осуществлять поэтапно, а соотношение нагрузок по органическому веществу между этапами не должно превышать 1,5 раза. При этом применение рецикла и высокой скорости протока позволяет формировать активные легко оседающие гранулы биомассы и приводит к гораздо большей устойчивости процесса к временным перегрузкам по органическому веществу.

Таким образом, применение анаэробной технологии для очистки сточных вод винодельческих предприятий с использованием высокоэффективных UASB-реакторов позволит

за достаточно короткое время доводить параметры сточных вод до необходимых экологических требований;

получить в качестве конечного продукта биогаз, который можно использовать в качестве энергоносителя;

в субмезофильных условиях снизить энергозатраты на подогрев сточной воды перед подачей в реактор, а, следовательно, и эксплуатационные расходы (на 40 %).

Литература

- Гумбатов Т.Ф., Гасонов М.В., Гумбатов Р.Т., Осокина Т.А. Характеристика сточных вод заводов первичного виноделия // Виноделие и виноградарство СССР.—1984, №3.—С.24–27
- Гандурина Л.В., Буцева Л.Н., Штондина Б.С. Очистка производственных сточных вод спиртового завода // Известия вузов.—Пищевая технология.—1996, №5–6.—С.14–15
- A.C.van Yndt, P.F.C. Catinda, J.T. de Souza Rentability increase of alcohol distilleries through rational use of vinasse / Anaerobic Reactor Technology.—1992, #5.—P.71–75
- Мартыненко Э.Я., Смирнов В.П., Лебедев В.В., Спартецкий В.Н. Обработка сточных вод на винодельческих предприятиях /1991.—Вып.1
- Емельянов В.Д. Водоснабжение и очистка сточных вод на предприятиях винодельческой промышленности /1982.—Вып.1
- Форстер К.Ф., Вейз Д.А. Экологическая биотехнология //Л.: Химия.—1990
- Калужный С.В., Данилович Д.А., Ножевникова А.Н. Анаэробная биологическая очистка сточных вод. Итоги науки и техники //Сер. Биотехнология.—М.: ВИНТИ.—1991
- C.D.de Bazua, Cabrero M.A. Vinasses biological treatment by anaerobic and aerobic processes laboratory and pilot-plant tests. // Bioresource Technology.—1991, #35.—P.87–92
- Vlissidis A., Zouboulis A.I. Thermophilic anaerobic digestion of alcohol distillery wastewaters // Bioresource Technology.—1993, #43.—P.131–140
- Скляр В.И. Биокаталитические системы получения водорода и метана /Дисс. канд. наук.—М.: 1987
- Proc. Int. Course in anaerobic Waste Water Treatment, 25.07–03.08.90. Ed/ Agricultural University, Wageningen (Holland)
- Клесов А.А., Рабинович М.Л., Сеницын А.П. и др. Ферментативный гидролиз целлюлозы. 1. Активность и количественный состав целлюлазных комплексов из различных источников // Биоорганическая химия.—1980.—Т. 6, №8.—С.1225–1242
- Методические рекомендации по проведению процессов стабилизации вин /Под ред. А.Н. Бузина.—Ялта: ЦНИИЭИПищепром.—1978
- Кочетов Г.А. Практическое руководство по энзимологии //М.: Высшая школа.—1980
- Сахаров Т.А., Шейн А.Е., Щербаков С.С. Лабораторный практикум по химии вина /М.: МТИП.—1979
- Лурье Ю.Ю. Аналитическая химия промышленных сточных вод /М.: Химия.—1984

Таблица 4

Показатели	Без очистки	Режим очистки	
		35 °С	20 °С
Расходы, руб.			
Штрафы	66360	0	0
Капитальные	0	375000	375000
Эксплуатационные	0	24637	15000
Экономия от полученной энергии, руб.	0	32010	32010
Срок окупаемости, лет	-	5	4,5