

Данный файл представлен исключительно в ознакомительных целях.

Уважаемый читатель!

Если вы скопируете данный файл,

Вы должны незамедлительно удалить его сразу после ознакомления с содержанием.

Копируя и сохраняя его Вы принимаете на себя всю ответственность, согласно действующему международному законодательству .

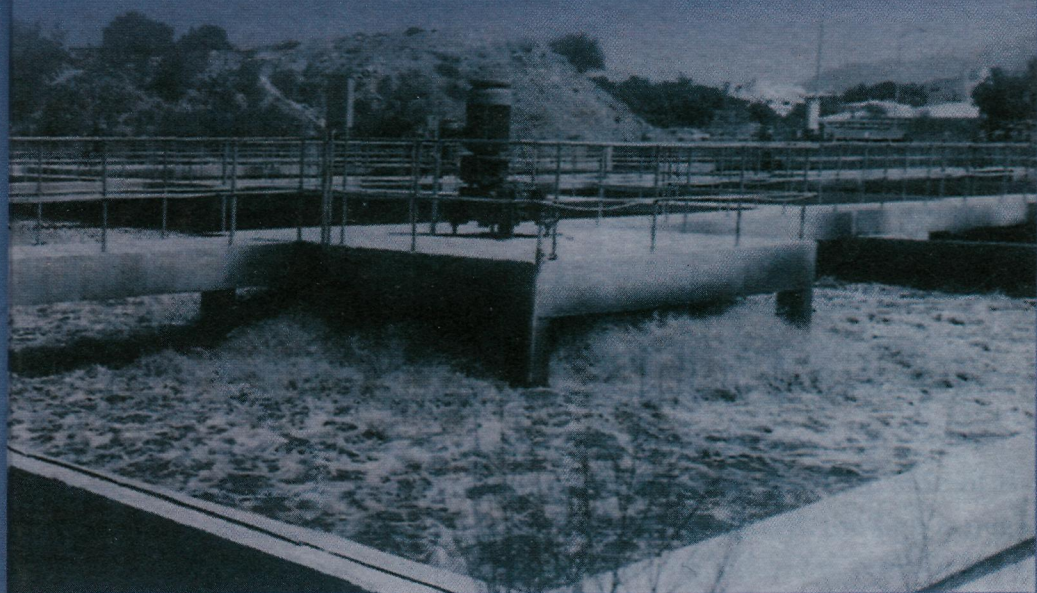
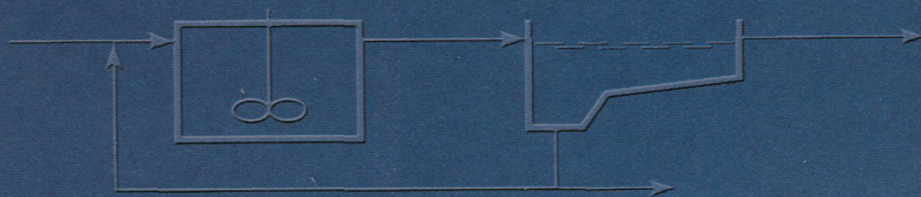
Все авторские права на данный файл сохраняются за правообладателем.

Любое коммерческое и иное использование кроме предварительного ознакомления запрещено.

Публикация данного документа не преследует никакой коммерческой выгоды. Но такие документы способствуют быстрейшему профессиональному и духовному росту читателей и являются рекламой бумажных изданий таких документов.

М.ХЕНЦЕ, П.АРМОЭС, Й.ЛЯ-КУР-ЯНСЕН, Э.АРВАН

# ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД



Издательство "МИР"

# Список используемых обозначений

		Размерность	
БВБ	Беззольное вещество биомассы	М	кг БВБ
БПК (БПК <sub>5</sub> )	Биологическое потребление кислорода (за 5 сут)	$M \cdot L^{-3}$	г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>
БПК <sub>7</sub>	Биологическое потребление кислорода за 7 сут	$M \cdot L^{-3}$	г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>
БПК <sub>∞</sub>	Общее биологическое потребление кислорода	$M \cdot L^{-3}$	г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>
ВВ	Взвешенные вещества (сухой вес)	М	кг ВВ
ВВ(Б)	Биомасса или ил в единицах ВВ	М	кг ВВ
ИИ	Индекс объема ила	$L^3 \cdot M^{-1}$	мл/г ВВ
ИПИ	Индекс плотности ила	$M \cdot L^{-3}$	г/л, кг/м <sup>3</sup>
ООУ	Общий органический углерод	$M \cdot L^{-3}$	г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>
ОПК	Общее потребление кислорода	$M \cdot L^{-3}$	г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>
ОЩ	Щелочность	экв · L <sup>-3</sup>	экв/м <sup>3</sup>
ПЭ	Популяционный эквивалент для 0,2 м <sup>3</sup> /сут, 60 г БПК/сут	$L^3 \cdot T^{-1}$ или $M \cdot T^{-1}$	м <sup>3</sup> /сут или г/сут
ПЭ <sub>БПК</sub>	Популяционный эквивалент для БПК (=60 г БПК/сут)	$M \cdot T^{-1}$	г БПК/сут
ПЭ <sub>вода</sub>	Популяционный эквивалент для воды (=0,2 м <sup>3</sup> /сут)	$L^3 \cdot T^{-1}$	м <sup>3</sup> /сут
СПА	Скорость потребления аммония	$M_N \cdot M_X^{-1} \cdot T^{-1}$	г N/(кг БВБ · ч)
СПК	Скорость потребления кислорода	$M_{O_2} \cdot M_X^{-1} \cdot T^{-1}$	г O <sub>2</sub> /(кг БВБ · ч)
ХПК	Химическое потребление кислорода (с бихроматом калия)	$M \cdot L^{-3}$	г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>

		Размерность	
XПК <sub>П</sub>	Химическое потребление кислорода (с перманганатом калия)	$M \cdot L^{-3}$	$г O_2/м^3$
XПК(Б)	Биомасса или масса ила в единицах XПК	$M \cdot L^{-3}$	$г O_2/м^3$
XПК(S)	Растворимый субстрат в единицах XПК	$M \cdot L^{-3}$	$г O_2/м^3$
A	Площадь	$L^2$	га, м <sup>2</sup>
A*	Общая площадь загрузки биофильтра	$L^2$	м <sup>2</sup>
b	Константа распада	$T^{-1}$	сут <sup>-1</sup>
B	Константа в уравнении изотермы Ленгмюра	-	-
b <sub>A</sub>	Константа распада нитрифицирующих бактерий (автотрофная биомасса)	$T^{-1}$	сут <sup>-1</sup>
b <sub>H</sub>	Константа распада гетеротрофных бактерий	$T^{-1}$	сут <sup>-1</sup>
V <sub>A</sub>	Поверхностная нагрузка	$M \cdot L^{-2} \cdot T^{-1}$	кг BПК(S)/ (м <sup>2</sup> ·сут)
V <sub>V</sub>	Объемная нагрузка	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$	кг BПК(S)/ (м <sup>3</sup> ·сут)
V <sub>V, BПК</sub>	Объемная нагрузка по BПК	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$	кг BПК/(м <sup>3</sup> ·сут)
V <sub>V, XПК</sub>	Объемная нагрузка по XПК	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$	кг XПК/(м <sup>3</sup> ·сут)
V <sub>X</sub>	Нагрузка на ил	$M \cdot M^{-1} \cdot T^{-1}$	кг BПК(S)/ (кг BВ(Б)·сут)
V <sub>X, BПК</sub>	Нагрузка на ил по BПК	$M \cdot M^{-1} \cdot T^{-1}$	кг BПК/ (кг BВВ·сут)
V <sub>X, XПК</sub>	Нагрузка на ил по XПК	$M \cdot M^{-1} \cdot T^{-1}$	кг XПК/ (кг BВВ·сут)
C	Общая концентрация (взвешенное + растворенное вещество)	$M \cdot L^{-3}$	г/м <sup>3</sup>
C <sub>I</sub>	Концентрация ингибитора	$M \cdot L^{-3}$	г/м <sup>3</sup>
C <sub>P</sub>	Концентрация фосфора	$M \cdot L^{-3}$	г P/м <sup>3</sup>
C <sub>Nобщ</sub>	Общая концентрация азота	$M \cdot L^{-3}$	г N/м <sup>3</sup>
C <sub>Pобщ</sub>	Общая концентрация фосфора	$M \cdot L^{-3}$	г P/м <sup>3</sup>
C/N	Отношение углерод/азот в процессе денитрификации	$M_C \cdot M_N^{-1}$	кг XПК/кг N <sub>общ</sub>



		Размерность	
$(C/N)_{\text{опт}}$	Оптимальное отношение углерод/азот в процессе денитрификации	$M_C \cdot M_N^{-1}$	кг ХПК/кг $N_{\text{общ}}$
$(C/N)_{\text{практ}}$	Необходимое отношение углерод/азот для данного процесса денитрификации	$M_C \cdot M_N^{-1}$	кг ХПК/кг $N_{\text{общ}}$
D	Коэффициент диффузии	$L^2 \cdot T^{-1}$	$cm^2/c$
$D_{\text{БПК}}$	Коэффициент диффузии для БПК в биопленке	$L^2 \cdot T^{-1}$	$cm^2/c$
$D_H$	Степень гидролиза	—	—
$D_{O_2}$	Коэффициент диффузии кислорода (часто в биопленке)	$L^2 \cdot T^{-1}$	$cm^2/c$
$d_p$	Диаметр частицы	L	мм
$D_{\text{ХПК}}$	Коэффициент диффузии органического вещества в биопленке	$L^2 \cdot T^{-1}$	$cm^2/c$
E	Эффективность обработки	—	—
f	Флокула	—	—
$f(pH)$	Вклад pH в кинетику роста	Переменная	Переменная
$f(S)$	Кинетика нулевого порядка, первого порядка или кинетика Моно	Переменная	Переменная
$f(S_{O_2})$	Кинетика роста по кислороду	Переменная	Переменная
$f(T)$	Вклад температуры в кинетику роста	Переменная	Переменная
$f_{C/N}$	Фактор эффективности денитрификации	—	—
$f_{\text{сут, макс}}$	Суточная константа максимальной инфильтрации в месяц	—	—
$f_{\text{ч, макс}}$	Максимальная часовая константа	—	—
$f_{\text{ч, мин}}$	Минимальная часовая константа	—	—
$F_{\text{ESP}}$	Избыточный ил	$M \cdot T^{-1}$	кг ВВ(Б)/сут, кг БВБ/сут, кг ХПК/сут
$F_{O_2}$	Потребление кислорода	$M \cdot T^{-1}$	кг $O_2$ /сут
$F_{O_2, V}$	Потребление кислорода	$M \cdot L^{-3}$	кг $O_2/m^3$
$f_{S, SI}$	Фракция инертного растворенного вещества	$M_I \cdot M_{SI}^{-1}$	кг ХПК/кг ХПК

		Размерность	
$f_{S, \max}$	Константа инфильтрации за максимальную секунду в максимальный месяц	-	-
$f_{SI, N}$	Фракция азота в инертном растворенном веществе	$M_N \cdot M_{SI}^{-1}$	кг $N_{\text{общ}}$ /кг ХПК
$F_{SP}$	Прирост ила	$M \cdot T^{-1}$	кг ВВ(В)/сут, кг БВВ/сут, кг ХПК/сут
$f_{X, N}$	Фракция азота во взвешенном веществе	$M_N \cdot M_X^{-1}$	кг $N_{\text{общ}}$ /кг ХПК
$f_{X, P}$	Фракция фосфора во взвешенном веществе	$M_P \cdot M_X^{-1}$	кг $P_{\text{общ}}$ /кг ХПК
$f_{X, XI}$	Фракция инертного органического взвешенного вещества	$M_{XI} \cdot M_X^{-1}$	кг ХПК/кг ХПК
$f_{XB, XI}$	Фракция инертного органического вещества в биомассе	$M_{XI} \cdot M_{XB}^{-1}$	кг ХПК/кг ХПК
$f_{XS, N}$	Фракция азота в $X_S$	$M_N \cdot M_{XS}^{-1}$	кг $N_{\text{общ}}$ /кг ХПК
$f_{XB, N}$	Фракция азота в биомассе	$M_N \cdot M_{XB}^{-1}$	кг $N_{\text{общ}}$ /кг ХПК
$f_{XI, N}$	Фракция азота во взвешенном инертном веществе	$M_N \cdot M_X^{-1}$	кг $N_{\text{общ}}$ /кг ХПК
FG	Степень флокуляции	-	-
G	Средний градиент скорости	$T^{-1}$	$c^{-1}$
$G^0(W)$	Свободная энергия Гиббса при 25 °C, pH=7 и активности=1	$M \cdot L^{-2} \cdot T^{-1} \cdot \text{эл.экв}^{-1}$	кДж/эл.экв
h	Коэффициент переноса	$L \cdot T^{-1}$	м/сут
I	Константа Моно для pH	-	-
$K_B$	Константа разрушения флокул при осаждении фосфора железом, алюминием или кальцием	Переменная (часто T)	Переменная (часто c)
$K'_B$	Константа разрушения флокул	Переменная (часто $T \cdot L^{-3}$ )	(Число сброшенных с флокул первичных частиц·с)/м <sup>3</sup> флокул
$k_E$	Константа гидролиза		
$K_{fr}$	Константа изотермы Фрейндлиха	Переменная	Переменная
$k_h$	Константа гидролиза в реакции первого порядка	$T^{-1}$	сут <sup>-1</sup>

		Размерность	
$K_P$	Константа потребления ацетата	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$	кг ХПК/( $M^3 \cdot \text{сут}$ )
$K_{bX}$	Константа гидролиза, кинетика с насыщением	$M \cdot M^{-1} \cdot \text{сут}^{-1}$	кг ХПК(S)/ (кг ХПК(B) · сут)
$K_I$	Константа ингибирования на ацетогенной и метаногенной стадиях	$M \cdot L^{-3}$	кг ХПК/ $M^3$
$K_I$	Константа изотермы Ленгмюра	$M^{-1} \cdot L^{-3}$	$M^3/\Gamma$
$K_{pH}$	pH-константа	—	—
$K_S$	Константа насыщения по субстрату	$M \cdot L^{-3}$	$\Gamma/M^3$ , г ХПК(S)/ $M^3$
$K_{S, \text{ХПК}}$	Константа насыщения по субстрату	$M \cdot L^{-3}$	$\Gamma \text{ ХПК}/M^3$
$K'_S$	Константа насыщения при ингибировании	$M \cdot L^{-3}$	$\Gamma/M^3$
$K_{S, \text{HAc}}$	Константа насыщения при потреблении ацетата	$M \cdot L^{-3}$	кг HAc/ $M^3$
$K_{S, I}$	Константа ингибирования	$M \cdot L^{-3}$	$\Gamma/M^3$
$K_{S, M}$	Константа насыщения в уравнении Моно для метаногенной биомассы или ила	$M \cdot L^{-3}$	кг/ $M^3$
$K_{S, \text{NH}_4}$	Константа насыщения по аммонийному азоту	$M \cdot L^{-3}$	$\Gamma \text{ NH}_4^+ - N/M^3$
$K_{S, \text{NH}_4, A}$	Константа насыщения ( $K_S$ ) по аммонию ( $\text{NH}_4^+$ ) при нитрификации (A)	$M \cdot L^{-3}$	$\Gamma \text{ NH}_4^+ - N/M^3$
$K_{S, \text{NO}_2, A}$	Константа насыщения ( $K_S$ ) по нитрату ( $\text{NO}_2^-$ ) при нитрификации (A)	$M \cdot L^{-3}$	$\Gamma \text{ NO}_2^- - N/M^3$
$K_{S, \text{NO}_3}$	Константа насыщения по нитрату	$M \cdot L^{-3}$	$\Gamma \text{ NO}_3^- - N/M^3$
$K_{S, \text{O}_2}$	Константа насыщения по кислороду	$M \cdot L^{-3}$	$\Gamma \text{ O}_2/M^3$
$K_{S, \text{O}_2, A}$	Константа насыщения ( $K_S$ ) по кислороду ( $\text{O}_2$ ) для автотрофных бактерий (A)	$M \cdot L^{-3}$	$\Gamma \text{ O}_2/M^3$
$K_{S, \text{O}_2, H}$	Константа насыщения по кислороду при денитрификации	$M \cdot L^{-3}$	$\Gamma \text{ O}_2/M^3$
$K_{S, \text{PO}_4}$	Константа насыщения по фосфату	$M \cdot L^{-3}$	$\Gamma P/M^3$

		Размерность	
$K_{S,S}$	Константа насыщения в уравнении Моно для анаэробной кислотогенной стадии	$M \cdot L^{-3}$	г ХПК/ $m^3$
$K_T$	Константа флокуляции	$L^3 \cdot L_f^{-3}$	$m^3$ воды/ $m^3$ флокул
$K_X$	Константа насыщения при гидролизе (кинетика с насыщением)	$M \cdot M^{-1}$	кг ХПК(S)/ кг ХПК(B)
$k_{0Vf}$	Константа скорости реакции нулевого порядка в биопленке	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$	кг ХПК/ ( $m^3$ биопленки $\cdot$ сут)
$k_{0A}$	Константа скорости реакции нулевого порядка на единицу площади биопленки	$M \cdot L^{-2} \cdot T^{-1}$	кг ХПК/ ( $m^2$ биопленки $\cdot$ сут)
$k_{1/2A}$	Константа скорости реакции с порядком 1/2 на единицу площади биопленки	$M^{1/2} \cdot L^{-1/2} \cdot T^{-1}$	$g^{1/2} \cdot m^{-1/2} \cdot ч^{-1}$
$k_{1/2,NH_4}$	Константа скорости реакции с порядком 1/2 на единицу площади биопленки для аммония	$M^{1/2} \cdot L^{-1/2} \cdot T^{-1}$	$(\Gamma NH_4^+ - N)^{1/2} \cdot m^{-1/2} \cdot сут^{-1}$
$k_{1/2,NO_3}$	Константа скорости реакции с порядком 1/2 на единицу площади биопленки для нитрата	$M^{1/2} \cdot L^{-1/2} \cdot T^{-1}$	$(\Gamma NO_3^- - N)^{1/2} \cdot m^{-1/2} \cdot сут^{-1}$
$k_{1/2,O_2}$	Константа скорости реакции с порядком 1/2 на единицу площади биопленки для кислорода	$M^{1/2} \cdot L^{-1/2} \cdot T^{-1}$	$(\Gamma O_2)^{1/2} \cdot m^{-1/2} \cdot сут^{-1}$
$k_{1/2,V,NO_3}$	Удельная объемная константа скорости реакции с порядком 1/2 для нитрата	$M^{1/2} \cdot L^{-3/2} \cdot T^{-1}$	$g^{1/2} \cdot m^{-3/2} \cdot сут^{-1}$
$k_1$	Константа скорости реакции первого порядка	$T^{-1}$	$ч^{-1}$ , $сут^{-1}$
$k_{1Vf}$	Константа скорости реакции первого порядка в биопленке	$T^{-1}$	$ч^{-1}$ , $сут^{-1}$
$k_{1A}$	Константа скорости реакции первого порядка на единицу площади биопленки	$L^{-2} \cdot T^{-1}$	$ч^{-1} \cdot m^{-2}$
$L$	Толщина биопленки	$L$	мм, мкм



		Размерность	
$M_N$	Масса азота	$M_N$	кг общего азота
$M_{P,p}$	Масса фосфора в одной первичной частице	$M$	г P/первичную частицу
$M_X$	Масса ила	$M_X$	кг ВВ, кг ХПК, кг ХПК(В)
$M_{X,аэроб}$	Масса аэробного ила	$M_X$	кг ВВ(В), кг ХПК, кг ХПК(В)
$MR$	Молярное отношение (осаждение фосфора)	$\text{моль} \cdot \text{моль}^{-1}$	моль осаждающего вещества/моль фосфора
$MW_{\text{биом}}$	Молярный вес биомассы или ила (обычно принимают = 113 г/моль)	$M_X \cdot \text{моль}^{-1}$	г/моль
$MW_{\text{орг}}$	Молярный вес органического вещества (обычно принимают = 393 г/моль)	$M \cdot \text{моль}^{-1}$	г/моль
$n$	Число камер флокуляции	—	—
$N$	Число (персон)	—	—
$N$	Транспорт через поперечное сечение	$M \cdot L^{-2} \cdot T^{-1}$	г/( $m^2 \cdot \text{сут}$ )
$n_f$	Число флокул в единице объема воды	$L^{-3}$	Число флокул/ $m^3$ воды
$n_{fr}$	Константа изотермы адсорбции Фрейндлиха	—	—
$n_p$	Число первичных частиц в единице объема воды	$L^{-3}$	Число первичных частиц/ $m^3$ воды
$N-NH_3$	Аммиачный азот	$M$	г
$N-NH_4^+$	Аммонийный азот	$M$	г
$N-NO_3^-$	Нитратный азот	$M$	г
$P$	Мощность в выражении для флокуляции	—	—
$p$	Первичная частица	—	—
$pKa$	Отрицательный логарифм константы кислотной диссоциации	—	—
$Q$	Объемная скорость потока	$L^3 \cdot T^{-1}$	$m^3/ч$
$Q_{\text{сут,ср}}$	Средний объем воды за сутки	$L^3 \cdot T^{-1}$	$m^3/с$
$Q_{\text{сут,ср,макс}}$	Средний объем инфильтрации за сутки в месяц максимальной инфильтрации	$L^3 \cdot T^{-1}$	$m^3/с$

		Размерность	
$Q_{сут, макс}$	Максимальный объем инфильтрации за сутки	$L^3 \cdot T^{-1}$	$m^3/c$
$Q_{ч, ср}$	Средний объем воды за час	$L^3 \cdot T^{-1}$	$m^3/ч$
$Q_{ч, макс}$	Средний объем инфильтрации в час за месяц максимальной инфильтрации (коммунальное хозяйство + промышленность) или средняя инфильтрация в час в месяц максимальной инфильтрации	$L^3 \cdot T^{-1}$	$m^3/ч$
$Q_{ч, мин}$	Средний объем воды за минимальные часы в течение дня за год	$L^3 \cdot T^{-1}$	$m^3/ч$
$Q_{с, А}$	Средняя инфильтрация в секунду с единицы площади в период инфильтрации	$L^3 \cdot T^{-1} L^{-2}$	$m^3/(га \cdot с)$
$Q_{с, ср}$	Средний объем воды в секунду в средний час за год	$L^3 \cdot T^{-1}$	$m^3/c$
$Q_{с, макс}$	Средний объем воды в секунду в месяц максимальной инфильтрации или среднее за секунду максимальной инфильтрации (коммунальное хозяйство + промышленность)	$L^3 \cdot T^{-1}$	$m^3/c$
$Q_{г.}$	Годовой объем воды	$L^3 \cdot T^{-1}$	$m^3/г.$
$Q_{г., чел}$	Годовой объем сточной воды на душу населения	$L^3 \cdot T^{-1}$	$m^3/(чел \cdot г.)$
R	Рециклизация	—	—
$\gamma_{A, M}$	Скорость удаления метана с единицы поверхности	$M \cdot L^{-2} \cdot T^{-1}$	$г CH_4/(m^2 \cdot ч)$
$\gamma_{A, NH_4}$	Скорость удаления аммония с единицы поверхности	$M \cdot L^{-2} \cdot T^{-1}$	$г NH_4^+ - N/(m^2 \cdot ч)$
$\gamma_{A, NO_3}$	Скорость удаления нитрата с единицы поверхности	$M \cdot L^{-2} \cdot T^{-1}$	$г NO_3^- - N/(m^2 \cdot ч)$
$\gamma_{A, S}$	Скорость удаления вещества с единицы поверхности	$M \cdot L^{-2} \cdot T^{-1}$	$кг БПК/(m^2 \cdot ч)$
$r_f$	Радиус флокул	L	мм

		Размерность	
$\gamma_V$	Объемная скорость реакции	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$	кг БПК/( $m^3 \cdot \text{сут}$ ) кг ХПК/( $m^3 \cdot \text{ч}$ )
$\gamma_{V,CH_4}$	Объемная скорость образования метана	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$	кг $CH_4$ /( $m^3 \cdot \text{ч}$ )
$\gamma_{V,f}$	Объемная скорость образования флокул	$L^{-3} \cdot T^{-1}$	Число включенных во флокулы первичных частиц/( $m^3 \text{ воды} \cdot \text{с}$ )
$\gamma_{V,HAc}$	Объемная скорость потребления уксусной кислоты	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$	кг HAc/( $m^3 \cdot \text{сут}$ )
$\gamma_{V,k_i}$	Объемная скорость удаления вещества в фазе k	$M_i \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$	г/( $m^3 \cdot \text{ч}$ )
$\gamma_{V,p}$	Объемная скорость образования первичных частиц	$L^{-3} \cdot T^{-1}$	число вышедших из флокул первичных частиц/( $m^3 \text{ воды} \cdot \text{с}$ )
$\gamma_{V,S}$	Объемная скорость удаления растворенного вещества	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$	кг ХПК(S)/( $m^3 \cdot \text{сут}$ )
$\gamma_{V,XB}$	Удельная объемная скорость удаления биомассы или ила	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$	кг ХПК/( $m^3 \cdot \text{сут}$ ), кг БВВ/( $m^3 \cdot \text{сут}$ )
$\gamma_{V,XS}$	Удельная объемная скорость удаления взвешенного субстрата ( $X_S$ ), например скорость гидролиза	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$	кг/( $m^3 \cdot \text{сут}$ )
$\gamma_{Vf}$	Удельная объемная скорость на биофильтре	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$	кг/( $m^3 \cdot \text{сут}$ )
$\gamma_{X,S}$	Скорость удаления в расчете на количество биомассы или ила	$M_S \cdot M_X^{-1} \cdot T^{-1}$	кг ХПК(S)/(кг ХПК(X) · сут)
$\gamma_{X,S(NO_3)}$	Скорость удаления нитрата в расчете на количество биомассы или ила	$M_{NO_3} \cdot M_X^{-1} \cdot T^{-1}$	г $NO_3^- - N$ /(кг БВВ · ч)
$\gamma_{X,X}$	Скорость удаления взвешенного вещества в расчете на количество ила	$M_X \cdot M_X^{-1} \cdot T^{-1}$	кг ВВ/(кг ВВ · сут), кг ХПК/(кг ХПК · сут)
$sv_f$	Безразмерная концентрация растворенного вещества в био пленке	—	—

		Размерность	
$S_g$	Безразмерная концентрация на границе раздела	-	-
$S$	Концентрация растворенного вещества (концентрация субстрата)	$M \cdot L^{-3}$	кг/м <sup>3</sup> , кг БПК(S)/м <sup>3</sup> , кг ХПК/м <sup>3</sup>
$S_D$	Вещество, способное диффундировать	$M \cdot L^{-3}$	г/м <sup>3</sup>
$S_E$	Концентрация фермента	$M \cdot L^{-3}$	г/м <sup>3</sup>
$S_{Vf}$	Концентрация растворенного вещества в биопленке	$M \cdot L^{-3}$	кг/м <sup>3</sup> , г N/м <sup>3</sup>
$S_g$	Концентрация на поверхности раздела	$M \cdot L^{-3}$	г/м <sup>3</sup>
$S_{HAc}$	Растворенное биологически очень легко разлагаемое органическое вещество	$M \cdot L^{-3}$	кг ХПК(S)/м <sup>3</sup>
$S_I$	Растворенное биологически инертное вещество	$M \cdot L^{-3}$	кг ХПК(S)/м <sup>3</sup>
$S_{I,N}$	Растворенное органическое инертное азотсодержащее вещество	$M_N \cdot L^{-3}$	г N/м <sup>3</sup>
$S_{NH_4}$	Концентрация аммония и аммонийного азота	$M_N \cdot L^{-3}$	г NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N/м <sup>3</sup>
$S_{NO_2}$	Концентрация нитрита и нитритного азота	$M_N \cdot L^{-3}$	г NH <sub>2</sub> <sup>-</sup> -N/м <sup>3</sup>
$S_{NO_3}$	Концентрация нитратного азота	$M_N \cdot L^{-3}$	г NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N/м <sup>3</sup>
$S_{P,орг}$	Растворенный органический фосфор	$M \cdot L^{-3}$	г P/м <sup>3</sup>
$S_{O_2}$	Концентрация кислорода	$M \cdot L^{-3}$	г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>
$S_{PO_4}$	Растворенный неорганический ортофосфат	$M \cdot L^{-3}$	г PO <sub>4</sub> -P/м <sup>3</sup>
$S_{ПФ}$	Растворенный неорганический полифосфат	$M \cdot L^{-3}$	г P/м <sup>3</sup>
$S_S$	Растворенное биологически легко разлагаемое органическое вещество	$M \cdot L^{-3}$	кг ХПК(S)/м <sup>3</sup>
$t$	Время	T	ч, сут
$T$	Температура	-	°C
$t_{сут,г}$	Суточный фактор	$T \cdot T^{-1}$	сут/г.



		Размерность	
$t_{ч,сут}$	Часовой фактор	$T \cdot T^{-1}$	ч/сут
$u$	Скорость перемещения поверхности раздела	$L \cdot T^{-1}$	мм/сут
$V$	Объем	$L^3$	$m^3$ , л
$V_{общ}$	Общий объем	$L^3$	$m^3$
$X$	Концентрация взвешенных веществ	$M \cdot L^{-3}$	кг/ $m^3$
$X_B$	Концентрация биомассы	$M \cdot L^{-3}$	кг ВВ(Б)/ $m^3$ кг ВВВ(Б)/ $m^3$ кг ХПК(Б)/ $m^3$
$X_{B,A}$	Концентрация автотрофной (нитрифицирующей) биомассы или ила	$M \cdot L^{-3}$	кг ХПК(Б)/ $m^3$
$X_{B,H}$	Концентрация гетеротрофной биомассы или ила	$M \cdot L^{-3}$	кг ХПК(Б)/ $m^3$
$X_{B,M}$	Биомасса или масса ила метаногенных бактерий	$M \cdot L^{-3}$	кг ВВ(Б)/ $m^3$
$X_{B,S}$	Биомасса или масса ила ацетогенных бактерий	$M \cdot L^{-3}$	кг ВВ(Б)/ $m^3$
$X_{ФАО}$	Биомасса фосфор- аккумулирующих бактерий	$M \cdot L^{-3}$	кг ВВ(Б)/ $m^3$
$X_{ХПК}$	Концентрация ила (биомассы) в единицах ХПК	$M \cdot L^{-3}$	кг ХПК(Б)/ $m^3$
$X_I$	Взвешенное инертное органическое вещество	$M \cdot L^{-3}$	кг ХПК(S)/ $m^3$
$X_{I,N}$	Взвешенный инертный азот	$M_N \cdot L^{-3}$	кг N/ $m^3$
$X_{орг,P}$	Взвешенный органический фосфор	$M_P \cdot L^{-3}$	кг ХПК(Б)/ $m^3$
$X_{ПНО}$	Полимерные насыщенные оксикислоты	$M_{ПНО} \cdot L^{-3}$	кг ХПК/ $m^3$
$X_{P,a}$	Адсорбированный фосфор	$M_P \cdot L^{-3}$	мг P/кг почвы
$X_{P,p}$	Количество фосфора в первичных частицах в расчете на единицу объема воды	$M \cdot L^{-3}$	г P/ $m^3$ воды
$X_R$	Недиффундирующее вещество	$M \cdot L^{-3}$	г/ $m^3$
$X_S$	Взвешенное медленно разлагаемое органическое вещество	$M \cdot L^{-3}$	кг/ $m^3$ , кг ХПК(S)/ $m^3$

		Размерность	
$X_{S,N}$	Взвешенный органический медленно разлагаемый азот	$M_N \cdot L^{-3}$	кг N/м <sup>3</sup>
$X_{0,5}$	Концентрация ила в слое активного ила после получасового осаждения	$M \cdot L^{-3}$	г/л, кг/м <sup>3</sup>
$Y$	Коэффициент прироста биомассы	$M \cdot M^{-1}$	кг БВБ/ кг субстрата, кг ХПК(В)/ кг ХПК(С)
$Y_{ХПК}$	Коэффициент прироста биомассы в единицах ХПК	$M_B \cdot M_S^{-1}$	кг ХПК(В)/ кг ХПК(С)
$Y_{макс}$	Максимальный коэффициент прироста биомассы	$M_B \cdot M_S^{-1}$	кг ХПК(В)/ кг ХПК(С)
$Y_{макс,A}$	Максимальный коэффициент прироста биомассы для автотрофных бактерий (нитрифицирующих)	$M \cdot M_N^{-1}$	г ХПК/г N
$Y_{макс,H}$	Максимальный коэффициент прироста биомассы для гетеротрофных бактерий	$M_X \cdot M_S^{-1}$	кг ХПК(X)/ кг ХПК(С)
$Y_{макс,M}$	Максимальный коэффициент прироста биомассы метаногенных бактерий	$M_X \cdot M_S^{-1}$	кг ХПК(В)/ кг ХПК(С)
$Y_{макс,NO_3}$	Максимальный коэффициент прироста биомассы для денитрификации	$M_B \cdot M_N^{-1}$	кг ХПК(В)/ кг NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N
$Y_{макс,P}$	Максимальный коэффициент прироста биомассы для фосфор-аккумулирующих бактерий	$M_B \cdot M_S^{-1}$	кг ХПК(В)/ кг ХПК(С)
$Y_{макс,S}$	Максимальный коэффициент прироста биомассы для кислотогенных бактерий в анаэробном процессе	$M_B \cdot M_S^{-1}$	кг ХПК(В)/ кг ХПК(С)
$Y_{NH_4}$	Коэффициент прироста биомассы для аммоний-окисляющих бактерий	$M_B \cdot M_N^{-1}$	кг ХПК(В)/ кг NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N

		Размерность	
$Y_{NO_3}$	Коэффициент прироста биомассы на количество потребленного нитрата	$M_B \cdot M_N^{-1}$	кг ХПК(Б)/ кг $NO_3^- - N$
$Y_{набл}$	Наблюдаемый коэффициент прироста биомассы	$M_X \cdot M_S^{-1}$	кг ХПК(X)/ кг ХПК(S)
$Y_{набл, NH_4}$	Наблюдаемый коэффициент прироста биомассы для аммоний-окисляющих бактерий	$M_B \cdot M_N^{-1}$	кг ХПК(Б)/ кг $NH_4^+ - N$
$Y_{набл, NO_2}$	Наблюдаемый коэффициент прироста биомассы для нитрит-окисляющих бактерий	$M_B \cdot M_N^{-1}$	кг ХПК(Б)/ кг $NO_2^- - N$
$Y_{набл, ФАО}$	Наблюдаемый коэффициент прироста биомассы для фосфор-аккумулирующих бактерий	$M_B \cdot M_S^{-1}$	кг ХПК(Б)/ кг ХПК(S)
$\alpha$	Безразмерная константа для биопленки	—	—
$\alpha_f$	Объем флоккулы	$L^3$	$m^3, mm^3$
$\alpha_p$	Объем первичной частицы	$L^3$	$m^3, mm^3$
$\beta$	Метаболическая эффективность	—	—
$\beta$	Степень проникания	—	—
$\epsilon$	Фактор эффективности для биопленки	—	—
$\epsilon_x$	Объемная фракция (безразмерная)	—	—
$\eta$	Глубина фильтра	—	—
$\eta_g$	Фракция денитрифицирующих бактерий	—	—
$\eta_h$	Уменьшение гидролиза при нитрификации	—	—
$\theta$	Время гидравлического удерживания	T	сут, ч
$\theta_x$	Возраст ила, время удерживания взвешенных веществ	T	сут

		Размерность	
$\theta_{X,A}$	Возраст ила ( $\theta_x$ ) для нитрифицирующих бактерий (А)	T	сут
$\theta_{X,аэроб}$	Возраст аэробного ила	T	сут
$\kappa$	Температурная константа для $\mu_{\max}$ и $r_s$	-	град <sup>-1</sup>
$\kappa$	$r_A/k_{0A}$ (в биопленке)	-	-
$\lambda$	Безразмерное отношение между гидравлической диффузией и диффузией в биопленке	-	-
$\mu_a$	Абсолютная вязкость	M · L <sup>-1</sup> · T <sup>-1</sup>	кг/(м · с)
$\mu_{\max}$	Максимальная удельная скорость роста	T <sup>-1</sup>	ч <sup>-1</sup> , сут <sup>-1</sup>
$\mu'_{\max}$	Максимальная удельная скорость роста при ингибировании	T <sup>-1</sup>	сут <sup>-1</sup>
$\mu_{\max,H}$	Максимальная удельная скорость роста гетеротрофных организмов	T <sup>-1</sup>	сут <sup>-1</sup>
$\mu_{\max,M}$	Максимальная удельная скорость роста метаногенных бактерий	T <sup>-1</sup>	сут <sup>-1</sup>
$\mu_{\max,FAO}$	Максимальная удельная скорость роста фосфат-аккумулирующих бактерий	T <sup>-1</sup>	сут <sup>-1</sup>
$\mu_{\max,S}$	Максимальная удельная скорость роста кислотогенных бактерий	T <sup>-1</sup>	сут <sup>-1</sup>
$\mu_{набл}$	Наблюдаемая удельная скорость роста	T <sup>-1</sup>	ч <sup>-1</sup> , сут <sup>-1</sup>
$\mu_{набл,A}$	Наблюдаемая удельная скорость роста автотрофных бактерий	T <sup>-1</sup>	сут <sup>-1</sup>
$\mu_{набл,A,расп}$	Наблюдаемая удельная скорость роста нитрифицирующих бактерий с учетом распада	T <sup>-1</sup>	сут <sup>-1</sup>
$\nu$	Стехиометрический коэффициент	M · M <sup>-1</sup>	кг/кг
$\nu_{ХПК,СН_4}$	Стехиометрический коэффициент	M · M <sup>-1</sup>	кг СН <sub>4</sub> /кг ХПК



		Размерность	
$\nu_{\text{HAc,P}}$	Стехиометрический коэффициент	$\text{M}_P \cdot \text{M}^{-1}$	кг $\text{PO}_4\text{-P}$ /кг HAc
$\nu_{\text{NH}_4,\text{O}_2}$	Стехиометрический коэффициент	$\text{M} \cdot \text{M}_N^{-1}$	кг $\text{O}_2$ /кг $\text{NH}_4^+ - \text{N}$
$\nu_{\text{NO}_3,\text{ХПК}}$	Стехиометрический коэффициент	$\text{M} \cdot \text{M}_N^{-1}$	кг ХПК/ кг $\text{NO}_3^- - \text{N}$
$\nu_{\text{O}_2,\text{S}}$	Стехиометрический коэффициент	$\text{M} \cdot \text{M}^{-1}$	кг субстрата/ кг кислорода
$\nu_{\text{Ox, Red}}$	Стехиометрический коэффициент	$\text{M} \cdot \text{M}^{-1}$	кг восстановительной среды/кг окислительной среды
$\nu_{\text{S,HAc}}$	Стехиометрический коэффициент	$\text{M} \cdot \text{M}^{-1}$	кг HAc/кг ХПК (легко разлагаемого вещества)
$\nu_{\text{X,S}}$	Стехиометрический коэффициент конверсии взвешенных веществ (X) в растворенное вещество (S)	$\text{M}_S \cdot \text{M}_X^{-1}$	кг ХПК/кг ХПК
$\xi$	Глубина биопленки (безразмерная)	—	—
$\xi'$	Глубина эффективной части биопленки (безразмерная)	—	—
$\omega$	Удельная поверхность фильтра	$\text{L}^2 \cdot \text{L}^{-3}$	$\text{m}^2/\text{m}^3$
$\Phi$	Объем фракции флокул, объем флокул на единицу объема воды	$\text{L}^3 \cdot \text{L}^{-3}$	$\text{m}^3$ флокул/ $\text{m}^3$ воды
$\Phi$	Модуль Тиле	—	—

## Греческий алфавит

$\alpha$	альфа	$\iota$	йота	$\rho$	ро
$\beta$	бета	$\kappa$	каппа	$\sigma$ $\Sigma$	сигма
$\gamma$ $\Gamma$	гамма	$\lambda$ $\Lambda$	лямбда	$\tau$	тау
$\delta$ $\Delta$	дельта	$\mu$	мю	$\upsilon$ $\Upsilon$	ипсилон
$\epsilon$ $E$	эпсилон	$\nu$	ню	$\phi$ $\Phi$	фи
$\zeta$	дзета	$\xi$ $\Xi$	кси	$\chi$	кси
$\eta$	эта	$\omicron$	омикрон	$\psi$ $\Psi$	пси
$\theta$ $\Theta$	тета	$\pi$ $\Pi$	пи	$\omega$ $\Omega$	омега

## Глава 1

# Сточные воды, их объем и состав

*Могенс Хенце (Mogens Henze)*

### 1.1. Объемы сточных вод

Сброс сточных вод не является постоянным, он может меняться от часа к часу, от дня ко дню, от месяца к месяцу, от года к году. Тем не менее при проектировании и строительстве очистных сооружений необходимо знать объемы сточных вод, а также их возможные изменения как в настоящее время, так и в будущем. В этой связи крайне важным является измерение потоков сточных вод; если же точная информация отсутствует, следует, опираясь на оценочные данные, прогнозировать изменения потоков сточных вод в будущем.

#### 1.1.1. Измерения

Результаты измерений объемов сточных вод обычно представляют либо в виде кривых, либо в виде таблиц. На рис. 1.1 дан пример недельного изменения объема сточных вод, подаваемых на очистное сооружение. Верхняя так называемая «кумулятивная» кривая получена в результате суммирования потоков коммунальных и промышленных стоков с учетом процессов инфильтрации и эксфильтрации. В этом случае вклады различных источников в общий сток не рассматриваются, поскольку важен лишь суммарный объем воды, подаваемой на очистное сооружение. Однако при планировании объемов сточных вод и их возможных изменений нужно провести более подробный анализ такой кумулятивной кривой и бассейна канализования. Это позволит учесть вклады отдельных стоков и облегчит прогнозирование. Кратко речь об этом пойдет в разд. 1.2 и 1.5. Отбор проб и проведение измерений на очистных сооружениях является непростым делом. Следует учитывать рециклизуемые потоки (такие, как поступающую из отстойника надосадочную жидкость), которые часто объединяют с входящими потоками до колосникового грохота и ловушки для песка в очистном сооружении, а это сильно затрудняет проведение корректных измерений объемов исходных стоков.

Верхняя кривая на рис. 1.1 позволяет оценить максимальный суточный ( $20\,000\text{ м}^3/\text{сут}$ ) и максимальный часовой ( $1\,100\text{ м}^3/\text{ч}$ ) сброс. Если ежедневно проводится достаточно большое число измерений, можно рассчитать две важные величины, используемые при проектировании очистных сооружений, а именно:

$Q_{\text{ч, макс}}$  среднее значение максимальных часовых потоков за несколько отдельных суток ( $\text{м}^3/\text{ч}$ ),

$Q_{\text{ч, ср}}$  усредненный часовой поток за длительный период ( $\text{м}^3/\text{ч}$ ).

$Q_{\text{ч, макс}}$  рассчитывается как среднее значение нескольких максимальных часовых потоков за несколько отдельных суток.

Среднее значение максимальных часовых потоков  $Q_{\text{ч, макс}}$ , кроме прочего, используется как базис для расчетов гидравлических параметров при конструировании канализационных путей и прудов. Такие параметры, как усредненный часовой поток  $Q_{\text{ч, ср}}$  или усредненный суточный поток воды  $Q_{\text{сут, ср}}$ , применяются, например, для расчета эксплуатационных расходов на очистных станциях.

### 1.1.2. Статистическая обработка

Статистическая обработка данных позволяет получить более детальную картину изменений объемов сточных вод. Различные показатели, характеризующие объем воды (объем, максимальный часовой и максимальный секунднй потоки и т. д. за 24 ч), обычно подчиняются нормальному или логарифмическому распределению. Набор измерений, характеризующих сточные воды, никогда не бывает идеальным из-за возникающих отклонений. Если отклонения слишком велики, необходимы специальные методы обработки данных.

Важным инструментом при проектировании очистных сооружений могут быть фрактальные диаграммы. Пример подобной диаграммы представлен на рис. 1.2. Величины, попадающие в 60%-ный фрагмент фрактальной диаграммы, часто используют как среднюю нагрузку, а величины, соответствующие 85–90%-ному фрагменту, — как максимальную.

Если представить собранные данные в виде зависимости от времени (временные серии), можно обнаружить некоторые нерегулярности распределения данных, а именно: скачки, выраженные тенденции к росту или падению, изменения (например, недельного или сезонного характера).

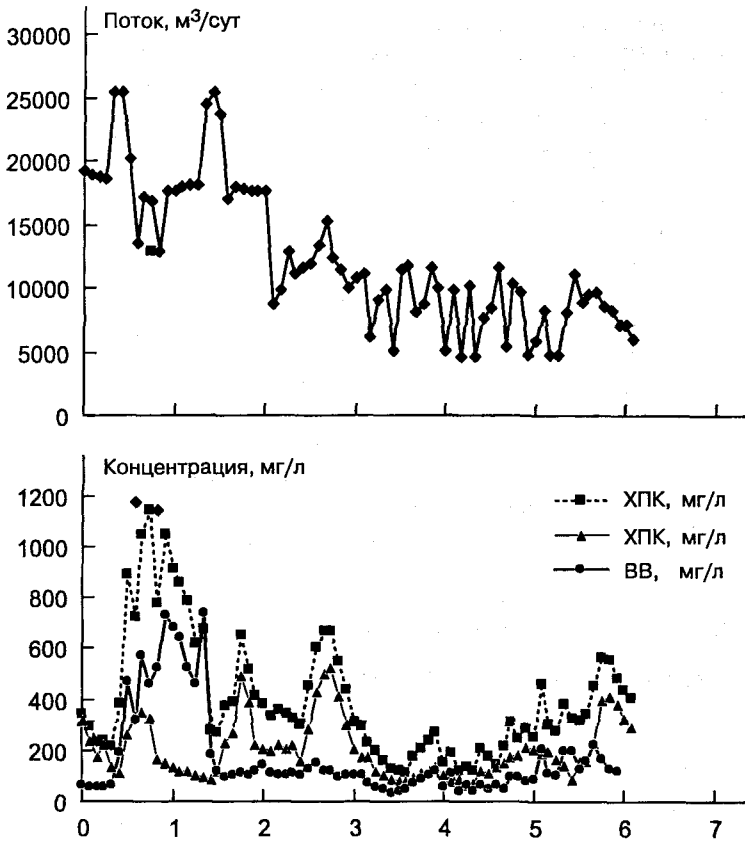


Рис. 1.1. Объем и характеристики сточной воды, поступающей на очистную станцию в Бельгии в течение 7 сут 1999 г. В первые двое суток на ее объем и состав оказывают влияние дожди. Отдельные точки для значений потока даны в м<sup>3</sup>/сут, если поток был одинаков в течение всего дня, как это было в период отбора проб [1].

В работе [9] описаны простые методы обработки нерегулярного распределения данных. На рис. 1.3 в виде временных серий представлена подача сточной воды на очистное сооружение (Сохолт, Дания). Из рисунка хорошо видно, как выпадение дождя в объеме 4 мм/сут сказывается на объеме подаваемой на станцию воды, и заметно сокращение сброса в выходные дни.

При построении получаемых данных в виде логарифмической зависимости сразу становится ясно, подчиняются они нормальному

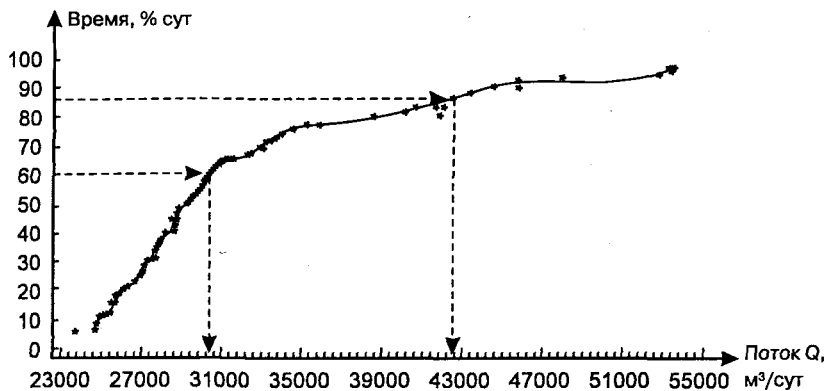


Рис. 1.2. Фрактальная диаграмма сточной воды, поступающей на очистную станцию в Лундгофте (Дания, 1984–1989 гг.) [24]. Здесь  $Q_{сут,ср}$  определена из 60%-ного фрагмента ( $30\,400\text{ м}^3/\text{сут}$ ), а  $Q_{сут,макс}$  — из 85%-ного фрагмента ( $42\,500\text{ м}^3/\text{сут}$ ).

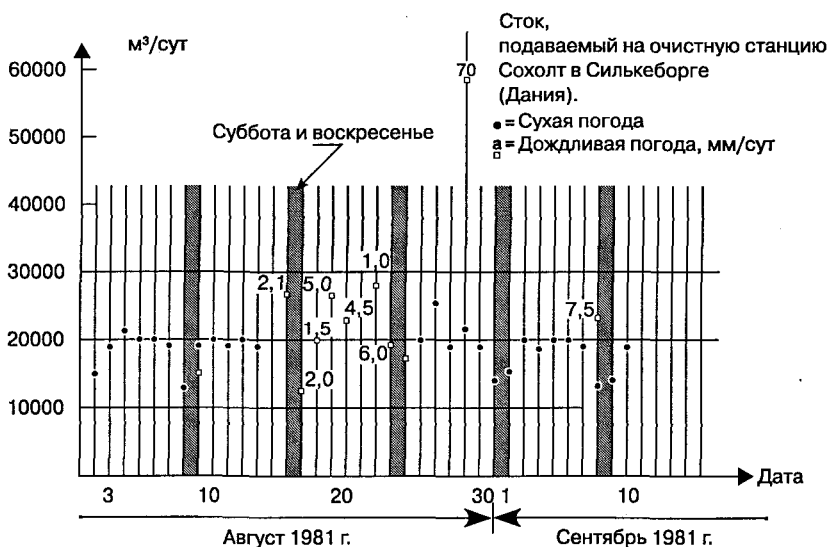


Рис. 1.3. Сток, подаваемый на очистную станцию в Силькеборге (Дания).

или логарифмическому распределению. На графике с обычной осью  $x$  данные, подчиняющиеся нормальному распределению, образуют прямую линию. Данные, подчиняющиеся логарифмическому рас-

**Таблица 1.1.** Определение среднего значения и разброса данных в логарифмических координатах

Нормальное распределение (прямая линия на логарифмической бумаге с обычной осью $x$ )		Логарифмическое распределение (прямая линия на логарифмической бумаге с логарифмической осью $x$ )
Среднее значение	$\bar{X} = f(50\%)$	$\log \bar{X} = \log f(50\%) + 1,1513 \cdot s^2$
Разброс	$s = f(84\%) - f(50\%)$ или $s = f(50\%) - f(16\%)$	$s = \log(f(84\%)) - \log(f(50\%))$ или $s = \log(f(50\%)) - \log(f(16\%))$

пределению, образуют прямую в координатах с логарифмической осью  $x$ . Из графиков можно находить средние значения результатов, а также определять разброс данных. Следует помнить, что при логарифмическом распределении данных среднее значение искомой величины не соответствует 50%-ной вероятности и рассчитывается в соответствии с формулами, приведенными в табл. 1.1.

На рис. 1.4 показан график измерений, проведенных на станции Сьелсо (Дания). Результаты представлены в виде логарифмической зависимости. Как следует из рисунка, значения максимального часового  $Q_{ч, \max}$  и максимального суточного  $Q_{сут, \max}$  потоков подчиняются логарифмическому распределению, в то время как значения максимального секундного потока в этих координатах не линеаризуются.

На рис. 1.5 приведены значения максимальных часовых потоков, полученных на станции Эйби Молле (Дания) в период сухой погоды. Результаты определений хорошо линеаризуются в нормальных координатах и, следовательно, подчиняются нормальному распределению. Среднее значение максимального часового потока  $Q_{ч, \max}$  можно определить с вероятностью 50% как

$$Q_{ч, \max} = 3175 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

**Пример 1.1.** Определите разброс максимального часового потока на очистной станции Эйби Молле в период сухой погоды. Какой процент составляют сухие дни, в которые максимальный часовой поток меньше  $3650 \text{ м}^3/\text{ч}$ ?

$$s = f(84\%) - f(50\%) = 3525 - 3175 = 350 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Распределение  $s$  можно определить как разность между точками на кривой для вероятности 84 и 50%, см. табл. 1.1.

По этой кривой можно установить, что в течение 90% дней максимальный часовой поток меньше или равен  $3650 \text{ м}^3/\text{ч}$ .





Рис. 1.5. Сток, подаваемый на очистную станцию Эйби Молле (Оденсе, Дания, 1975-1978 гг.), данные для сухой погоды за 24-часовые периоды [20].

### 1.1.3. Оценочные данные

Если адекватно измерить объемы сточных вод не представляется возможным, необходимо провести оценочные расчеты. Для этого стоки обычно подразделяют на коммунальные, промышленные и стоки общественных заведений и инфильтрационные.

На рис. 1.6 показано, как провести расчет объемов коммунальных стоков, исходя из численности населения и объемов ежегодного потребления воды на человека  $Q_{г.,чел.}$ . Табл. 1.2 дает некоторое приблизительное представление о значениях этой величины. Исходя из годового объема стоков, можно также оценить, как показано на рис. 1.6, ряд других величин.

**Пример 1.2.** На северном побережье греческого о-ва Крит находится город Гераклион. В городе имеется замечательный музей, в котором собраны предметы из древнего города Кносс, расположенного поблизости.

Рассчитайте максимальный часовой поток коммунальных стоков в Гераклионе без учета инфильтрации и эксфильтрации. Население



Таблица 1.2. Объем сточных вод на душу населения (без учета промышленных стоков) согласно [2-8]

Страна	Год	Объем сточных вод, м <sup>3</sup> /чел·г.		Страна	Год	Объем сточных вод, м <sup>3</sup> /чел·г.	
		без учета ин-фильтрации	с учетом ин-фильтрации			без учета ин-фильтрации	с учетом ин-фильтрации
Албания	1977		60	Швейцария	1976	95	
Алжир	1977	40		Испания	1969	50	
Австралия	1981		90		1977	90	
Австрия	1969	50		Швеция	1970	85	
Бельгия	1969	30			1976	75	
Бразилия	1975		90		1978	85	
Дания	1982	55		Сирия	1977	35	
Египет	1977	55		Нидерланды	1970	35	
Финляндия	1973		210		1976	50	
Франция	1975		75	Тунис	1977	30	
	1976	35		Турция	1977	50	
Греция	1975	60		Великобритания	1969	60	
Италия	1970	85			1976		70
	1972	80		США	1977	140	
Норвегия	1978	55		Западная Германия	1970	40	
Швейцария	1969	100			1976	55	

города насчитывает 120 000 человек. Ежегодное потребление воды на душу населения для Греции составляет 60 м<sup>3</sup> (см. табл. 1.2).

$$Q_{г.,чел} = 60 \text{ м}^3 / (\text{г} \cdot \text{чел})$$

$$N = 120\,000 \text{ чел}$$

$$Q_{г.} = Q_{г.,чел} N = (60 \text{ м}^3 / (\text{г} \cdot \text{чел})) (120\,000 \text{ чел}) = 7,2 \cdot 10^6 \text{ м}^3 / \text{г}.$$

$$Q_{ср,сут} = Q_{г.} / 365 = (7,2 \cdot 10^6 (\text{м}^3 / \text{г}.) / 365 \text{ сут} / \text{г}.) = 19\,700 \text{ м}^3 / \text{сут}.$$

Часовой фактор  $t_{ч,сут}$  можно оценить как 15 ч/сут, что соответствует среднему показателю для города (см. рис. 1.6).

$$Q_{ч,макс} = Q_{ср,сут} / t_{ч,сут} = (19\,700 \text{ м}^3 / \text{сут}) / (15 \text{ ч} / \text{сут}) = 1315 \text{ м}^3 / \text{ч}.$$

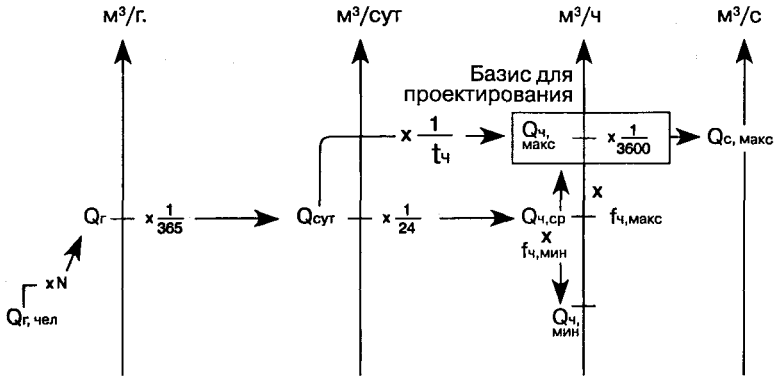


Рис. 1.6. Расчет объемов коммунальных стоков.

Для коммунальных стоков:

$$\left\{ \begin{array}{l} Q_{г, чел} = 50-100 \text{ м}^3/(\text{чел} \cdot \text{г.}) \text{ (см. табл. 1.2)} \\ t_{ч, сут} = \begin{cases} 14-18 \text{ для большого города} \\ 10-14 \text{ для маленького города} \end{cases} \\ f_{ч, макс} = \begin{cases} 1,3-1,7 \text{ для большого города} \\ 1,7-2,4 \text{ для маленького города} \end{cases} \\ f_{ч, мин} = 0,2-0,4 \end{array} \right.$$

$Q_g$	годовой объем стоков в сухую погоду	$M^3/г.$
$Q_{г, чел}$	годовой объем стоков в расчете на человека	$M^3/г.$
$Q_{сут, ср}$	средний объем стоков в сутки за год в сухую погоду	$M^3/сут$
$Q_{ч, ср}$	средний объем стоков в час за год в сухую погоду	$M^3/ч$
$Q_{ч, макс}$	среднее значение максимальных часовых потоков в течение суток за год в сухую погоду	$M^3/ч$
$Q_{ср, макс}$	средний объем стоков в секунду за средний максимальный час в сухую погоду	$M^3/с$
$Q_{ч, мин}$	среднее из минимальных значений за час в сутки за год в сухую погоду	$M^3/ч$
$N$	количество человек	—
$t_{ч, сут}$	часовой фактор	$ч/сут$
$f_{ч, макс}$	максимальная часовая константа	—
$f_{ч, мин}$	минимальная часовая константа	—

Для промышленных стоков и стоков общественных заведений расчет можно провести так, как это показано на рис. 1.7. Здесь в основу расчетов также положено годовое потребление воды, которое в свою очередь определяется расходом воды на изготовление одной единицы продукции и объемом выпускаемой продукции в год. (Например, в пивоваренной промышленности:  $0,6 \text{ м}^3$  сточной воды/галл пива при производстве  $10^6$  галл в год дает объем стоков  $0,6 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{г.}$ ) Табл. 1.3 и 1.4 дают представление об объемах сточных вод в различных отраслях промышленности и в общественных заведениях соответственно.

**Пример 1.3.** Рассчитайте максимальный часовой поток сточных вод для прачечной с годовым оборотом 12 000 т белья (14-часовой рабочий день, 5-дневная рабочая неделя).

В таблице 1.3 указано, что для прачечных в расчете на тонну продукции сброс составляет  $20\text{--}60 \text{ м}^3$ . Возьмем для расчетов значение  $50 \text{ м}^3/\text{т.}$

$$Q_{\text{г.}} = (12\,000 \text{ т/г.})(50 \text{ м}^3/\text{т}) = 600\,000 \text{ м}^3/\text{г.}$$

Число рабочих дней в году  $t_{\text{сут,г.}}$  приблизительно составляет 45 недель  $\cdot$  5 сут/неделю = 225 сут/г.

$$\begin{aligned} Q_{\text{сут,ср}} &= Q_{\text{г.}}/t_{\text{сут,г.}} = (600\,000 \text{ м}^3/\text{г.})/(225 \text{ сут/г.}) = \\ &= 2670 \text{ м}^3/\text{сут.} \end{aligned}$$

Часовой фактор  $t_{\text{ч,г.}}$  оценим как 12 ч/сут (объем сточных вод непостоянен на протяжении всех 14 рабочих часов).

$$\begin{aligned} Q_{\text{ч,макс}} &= Q_{\text{сут,ср}}/t_{\text{ч,г.}} = (2670 \text{ м}^3/\text{сут})/(12 \text{ ч/сут}) = \\ &= 220 \text{ м}^3/\text{ч.} \end{aligned}$$

**Пример 1.4.** Рассчитайте максимальный часовой поток сточных вод из лагеря на 700 человек в период с 15 мая по 1 октября.

$$Q_{\text{г.,чел}} = 25\text{--}30 \text{ м}^3/\text{г.}$$

(из табл. 1.4), примем эту величину за  $Q_{\text{г.,чел}} = 30 \text{ м}^3/\text{г.}$

$$Q_{\text{г.}} = Q_{\text{г.,чел}}N = 700 \text{ чел} \cdot 30 \text{ м}^3/(\text{г.} \cdot \text{чел}) = 21\,000 \text{ м}^3/\text{г.}$$

Суточный фактор  $t_{\text{сут,г.}}$  равен числу дней, в течение которых лагерь открыт, т. е. 135 сут.

$$\begin{aligned} Q_{\text{сут,ср}} &= Q_{\text{г.}}/t_{\text{сут,г.}} = (21\,000 \text{ м}^3/\text{г.})/(135 \text{ сут/г.}) = \\ &= 156 \text{ м}^3/\text{сут.} \end{aligned}$$

Почасовой фактор  $t_{\text{ч,г.}}$  высокий; его можно принять 6 ч/сут.

$$\begin{aligned} Q_{\text{ч,макс}} &= Q_{\text{сут,ср}}/t_{\text{ч,г.}} = (156 \text{ м}^3/\text{сут})/(6 \text{ ч/сут}) = \\ &= 26 \text{ м}^3/\text{ч.} \end{aligned}$$

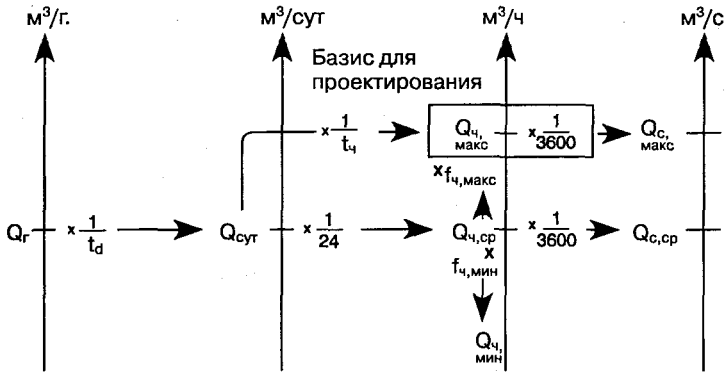


Рис. 1.7. Расчет объемов промышленных стоков и стоков общественных заведений.

Для промышленных стоков и стоков общественных заведений:

$\left\{ \begin{array}{l} Q_{г.} = \text{сильно варьирует (см. табл. 1.3 и 1.4)} \\ t_{ч,г.} = 100-365 \text{ (обычно 225-275)} \\ t_{ч,сут} = 4-24 \text{ (обычно 6-8)} \\ f_{ч,макс} = 1-6 \text{ (обычно 3-4)} \\ f_{ч,мин} = 0,1-0,2 \end{array} \right.$	
---	--

$Q_{г.}$	годовой объем стоков в сухую погоду	$m^3/г.$
$Q_{сут,ср}$	средний объем стоков в сутки за год в сухую погоду	$m^3/сут$
$Q_{ч,ср}$	средний объем стоков в час за год в сухую погоду	$m^3/ч$
$Q_{ч,макс}$	среднее максимальных значений за час в течение суток за год в сухую погоду	$m^3/ч$
$Q_{с,макс}$	средний объем стоков в секунду за средний максимальный час в сухую погоду	$m^3/с$
$Q_{с,ср}$	средний объем стоков в секунду за средний час в сухую погоду	$m^3/с$
$Q_{ч,мин}$	среднее минимальных значений за час в сутки за год в сухую погоду	$m^3/ч$
$N$	количество человек	
$t_{сут,г.}$	суточный фактор	сут/г.
$t_{ч,сут}$	часовой фактор	ч/сут
$f_{ч,макс}$	максимальная часовая константа	-
$f_{ч,мин}$	минимальная часовая константа	-

Таблица 1.3. Промышленные стоки, получаемые в процессе производства определенной продукции. 1 кг БПК<sub>7</sub> соответствует ≈ 0,85 кг БПК<sub>5</sub>. Взято из работы [12]

Промышленность/ Продукция	Потребление воды, м <sup>3</sup> /т	Удельные объемы стоков, м <sup>3</sup> /т	Загрязненность стоков, кг БПК <sub>7</sub> /т	Концентрация в обработанном стоке, г БПК <sub>7</sub> /м <sup>3</sup>	Примечания
<b>Молочная промышленность</b> Питьевое молоко Сыр Смешанная продукция	0,7-2,0 0,7-3,0 0,7-2,5	0,7-1,7 0,7-2,0 0,7-2,0	0,4-1,8 0,7-2,0 0,7-2,0	500-1500 1000-2000 1000-2000	Дано в расчете на тонну молока. Колебания рН стоков, выделение дур- но пахнущих веществ
<b>Бойни</b> Забой  Забой + мясопродукты Мясопродукты		3-8  3-12 1-15	7-16  10-25 6-15	500-2000 10-20 г Р <sub>общ</sub> /м <sup>3</sup> 500-2000 500-1000	Дано в расчете на тон- ну продукта. Сильный запах, в стоках содер- жится жесткая шерсть, дезинфицирующие ве- щества. Состав сбросов сильно меняется в за- висимости от вида продукции
<b>Пивоварение</b> Пиво и безалко- гольные напитки	3-7 м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	3-7 м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	4-15	1000-3000	Дано в расчете на м <sup>3</sup> продукта. Высокий рН стоков
<b>Производство консервов</b> Картофель (сухой) Картофель (влажный) Свекла Морковь Зеленый горошек Смешанная овощная продукция Рыба	2-4 4-8 5-10 5-10 15-30 20-30 м <sup>3</sup> /т КП 8-15		3-6 5-15 20-40 5-15 15-30 10-50	1000-2000 2000-3000 3000-5000 800-1500 1000-2000 5000-10 000	Дано в расчете на тонну исходного материала. КП — конечная про- дукция. Образование взвесей

<b>Текстильная промышленность</b> Промышленность в целом Хлопок Шерсть Синтетические волокна	100-250	100-250 100-250 50-100 150-250	50-100 70-120 15-30	100-1000 200-600 500-1500 100-300	Дано в расчете на тонну исходного материала. Высокая температура стоков, экстремальные значения рН, содержат- ся газообразные хлор и сероводород, опасные химические вещества (аллергены)
<b>Кожевенные производства</b> Смешанная продукция Шкуры Мех	20-70 20-40 60-80	20-70 20-40 60-80	30-100 1-4 кг Сг/т 0-100 кг S/т 10-20 кг N <sub>общ</sub> /м <sup>3</sup>	1000-2000 30-70 г Сг/м <sup>3</sup> 0-100 г S <sub>2</sub> /т 200-400 г N <sub>общ</sub> /м <sup>3</sup>	Дано в расчете на тон- ну исходного материа- ла. Колебания рН сто- ков; содержатся хром, ил и шерсть
<b>Прачечные</b> Стирка	20-60	20-60	20-40 10-20 кг Р <sub>общ</sub> /м <sup>3</sup>	300-800 10-50 кг Р <sub>общ</sub> /м <sup>3</sup>	Дано в расчете на тонну белья. Если использу- ется противоточная система, потребле- ние воды при том же количестве загрязне- ний на 70% меньше (кг БПК <sub>7</sub> /т). Высокая температура сбросов
<b>Гальваническая промышленность</b>	20-200 л/м <sup>2</sup>	20-200 л/м <sup>2</sup> < 1 м <sup>3</sup> /ч макс. 10 м <sup>3</sup> /ч	3-30 г ТМ/м <sup>2</sup> 2-20 г CN/м <sup>2</sup>	До собственно очистки: ≈ 150 г ТМ/м <sup>3</sup> ≈ 100 г CN/м <sup>3</sup> После гальванической очистки: 1-10 г ТМ/м <sup>3</sup> 0,1-0,5 г CN/м <sup>3</sup>	Дано в расчете на 1 м <sup>2</sup> поверхности. ТМ — тя- желый металл. Для 50% всей промышлен- ности скорость стоков < 1 м <sup>3</sup> /ч. Стоки имеют экстремальные зна- чения рН, содержат растворители, цианиды, ТМ, комплексоны

Таблица 1.3. Продолжение

Промышленность/ Продукция	Потребление воды	Удельные объемы стоков	Загрязненность стоков	Концентрация в обработанном стоке	Примечания
Производство электрокабелей	0,5-1,5 м <sup>3</sup> /м <sup>2</sup>	0,5-1,5 м <sup>3</sup> /м <sup>2</sup>	100-200 г Cu/м <sup>2</sup> 0-5 г Sn/м <sup>2</sup> 0-5 г Pb/м <sup>2</sup>	100-200 г Cu/м <sup>3</sup> 0-5 г Sn/м <sup>3</sup> 0-5 г Pb/м <sup>3</sup>	Дано в расчете на 1 м <sup>2</sup> проката
Фотолаборатории	0,5-1,5 м <sup>3</sup> /м <sup>2</sup>	0,5-1,5 м <sup>3</sup> /м <sup>2</sup>	200-400 г БПК <sub>7</sub> /м <sup>2</sup>	400-700 г БПК <sub>7</sub> /м <sup>3</sup> 50-100 г ЭДТА/м <sup>3</sup>	Дано в расчете на 1 м <sup>2</sup> эмульсии. Загряз- нения могут быть са- мыми разнообразными. Стоки опасны при кон- такте с кожей, содержат аллергены
Типографии	30-40 м <sup>3</sup> /сут	30-40 м <sup>3</sup> /сут	≈ 7 кг Zn/сут ≈ 0,04 кг Ag/сут ≈ 0,03 кг Cr/сут ≈ 0,01 кг Cd/сут	170-230 г Zn/м <sup>3</sup> 1,0-1,3 г Ag/м <sup>3</sup> 0,8-1,0 г Cr/м <sup>3</sup> 0,2-0,3 г Cd/м <sup>3</sup>	Расходы рассчитаны исходя из объемов про- даж. Представленные значения получены для средней типогра- фии с расходом воды 30-40 м <sup>3</sup> /сут. Стоки со- держат растворители, кислоты
Ремонт и мойка машин Легковые автомшины Грузовики	≈ 400 л (НД) ≈ 200 л (ВД) ≈ 1200 л (ВД)				Стоки содержат рас- творители. НД — мойка под низким давлени- ем, ВД — мойка под высоким давлением

Таблица 1.4. Объемы сточных вод, поступающих из общественных заведений

Тип	Объем, м <sup>3</sup> /г.	Расчет проводится в зависимости от числа	Литература
Школы	8–10	Учеников	10, 2
Производственные помещения	15–20	Служащих	10, 2
Кемпинги	25–30	Человек/сутки	2
Коттеджи	40–60	Коттеджей	
Военные городки	50–60	Постоянных жителей	10
	15–20	Служащих	10
Больницы	150–250	Мест	10, 2, 11
Санатории	100–150	Мест	10
Гостиницы	60–100	Мест	10, 2
Рестораны и др.	100–150	Служащих	10
Плавательные бассейны	50–60	Посетителей/сутки	10, 2

Рис. 1.8 показывает, как можно учитывать инфильтрацию. Эта величина зависит от протяженности канализационных труб и их состояния, а также от уровня подземных вод в бассейне канализования. Инфильтрацию часто рассчитывают, исходя из площади бассейна канализования, и выражают объемом (л), приходящимся на площадь (га), кроме того имеется формула, позволяющая рассчитывать инфильтрацию, исходя из протяженности канализационных коммуникаций [13]. Наиболее простой (но ненадежный) способ учесть инфильтрацию — это принять ее вклад равным определенному проценту (50–100%) расчетного объема стоков.

Инфильтрация может быть и отрицательной. В этом случае мы имеем дело с эксфильтрацией. В условиях сухого и жаркого климата она может составлять до 50% всего объема канализационных стоков и может достигать значительного уровня там, где канализация находится в плохом состоянии.

**Пример 1.5.** Рассчитайте максимальную инфильтрацию за сутки для бассейна канализования 20 га.

Из рис. 1.8 находим:  $Q_{с,А} = 0,02–0,06$  л/(с · га). Примем  $Q_{с,А} = 0,05$  л/(с · га).

$$\begin{aligned}
 Q_{сут,ср} &= Q_{с,А} \cdot 3600 \text{ с/ч} \cdot 24 \text{ т/сут} \cdot А = \\
 &= 0,05 \text{ л/(с} \cdot \text{га)} \cdot 3600 \text{ с/ч} \cdot 24 \text{ т/сут} \cdot 20 \text{ га} = \\
 &= 80\,400 \text{ л/сут} = 86,4 \text{ м}^3/\text{сут}.
 \end{aligned}$$

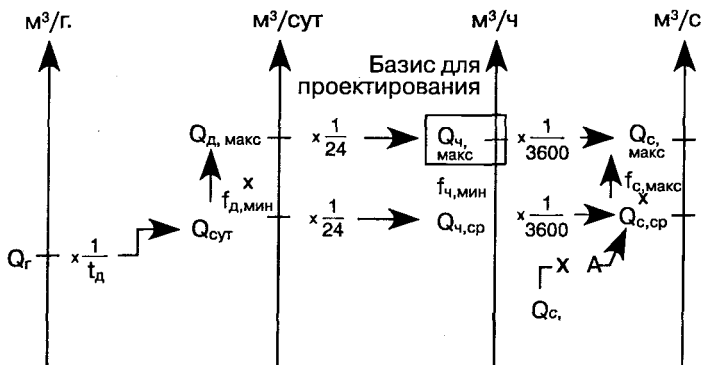


Рис. 1.8. Расчет объема инфильтрации.

$$\text{Инфильтрация : } \begin{cases} Q_{с, А} = 0,02-0,06 \text{ л}/(\text{с} \cdot \text{га}) \\ t_{сут, г.} = 200-365 \\ f_{сут, макс} = 2-3 \\ f_{с, макс} = 0,1-0,2 \end{cases}$$

$Q_{г.}$	годовой объем инфильтрации	$\text{м}^3/\text{г.}$
$Q_{сут, ср}$	средний объем инфильтрации за сутки в период инфильтрации	$\text{м}^3/\text{сут}$
$Q_{сут, ср, макс}$	средний объем инфильтрации за сутки за месяц максимальной инфильтрации	$\text{м}^3/\text{ч}$
$Q_{ч, ср}$	средний объем инфильтрации в час в период инфильтрации	$\text{м}^3/\text{ч}$
$Q_{ч, макс}$	средний объем инфильтрации в час за месяц максимальной инфильтрации	$\text{м}^3/\text{ч}$
$Q_{с, А}$	средний объем инфильтрации в секунду с гектара в период инфильтрации	$\text{л}/(\text{с} \cdot \text{га})$
$Q_{с, ср}$	средний объем воды в секунду в период инфильтрации	$\text{л}/\text{с}$
$Q_{с, макс}$	средний объем инфильтрации в секунду за месяц максимальной инфильтрации	$\text{м}^3/\text{с}$
A	площадь бассейна канализования	$\text{га}$
$t_{сут, г.}$	суточный фактор	$\text{сут}/\text{г.}$
$f_{сут, макс}$	суточная константа в месяц максимальной инфильтрации	—
$f_{с, макс}$	секундная константа в месяц максимальной инфильтрации	—



Суточный фактор  $f_{\text{сут, макс}}$  из рис. 1.8 оценим как 2,5.

$$\begin{aligned} Q_{\text{сут, макс}} &= Q_{\text{сут, ср}} f_{\text{сут, макс}} = (86,4 \text{ м}^3/\text{сут}) \cdot 2,5 = \\ &= 216 \text{ м}^3/\text{сут}. \end{aligned}$$

Значение  $Q_{\text{с, макс}}$  можно рассчитать непосредственно из  $Q_{\text{сут, макс}}$  делением на  $(24 \cdot 3600)$ , т. е.

$$\begin{aligned} Q_{\text{с, макс}} &= Q_{\text{сут, макс}} / (24 \cdot 3600) = \\ &= (216 \text{ м}^3/\text{сут}) / (24 \cdot 3600 \text{ с/сут}) = 0,0025 \text{ м}^3/\text{с}. \end{aligned}$$

$$Q_{\text{с, макс}} = 2,5 \text{ л/с}.$$

Объединяя значения максимальных объемов в час для коммунальных и промышленных стоков и инфильтрационных потоков, получаем общий объем стоков в час. Эту величину можно использовать при проектировании очистных сооружений.

$$\begin{aligned} Q_{\text{ч, макс}} &= Q_{\text{ч, макс}} (\text{коммунальные}) + \\ &+ Q_{\text{ч, макс}} (\text{промышленные}) + \\ &+ Q_{\text{ч, макс}} (\text{инфильтрационные}) \end{aligned} \quad (1.1)$$

#### 1.1.4. Популяционный эквивалент и нагрузка, создаваемая условным жителем

Иногда для расчета объема стоков используется популяционный эквивалент (ПЭ), который можно выразить в объемах воды или единицах БПК, приходящихся на одного человека в сутки. В мировой практике широко используются следующие два значения ПЭ:  $1\text{ПЭ} = 0,2 \text{ м}^3/\text{сут}$  и  $1\text{ПЭ} = 60 \text{ г БПК/сут}$ .

Оба значения являются фиксированными и не могут изменяться. Вклад же отдельного человека, живущего в бассейне канализования, так называемая нагрузка, создаваемая одним условным жителем (НУЖ), может меняться в широких пределах (см. табл. 1.5) в зависимости от места работы и проживания человека, стиля его жизни, наличия таких приспособлений для домашнего хозяйства, как дробилки для мусора и т. д.

Таблица 1.4а. Нагрузка, создаваемая условным жителем

БПК, г/(чел · сут)	15–80
ХПК, г/(чел · сут)	25–200
Азот, г/(чел · сут)	2–15
Фосфор, г/(чел · сут)	1–3
Сточная вода, м <sup>3</sup> /(чел · сут)	0,05–0,40

Таблица 1.5. Нагрузка, создаваемая условным жителем в ряде стран [2, 3, 5, 16-18]

	Страна									
	Дания	Бразилия	Египет	Индия	Италия	Швеция	Турция	Уганда	США	Германия
<b>Загрязнитель, кг/(чел·г.)</b>										
БПК	20-25	20-25	10-15	10-15	18-22	25-30	10-15	20-25	30-35	20-25
ВВ	30-35	20-25	15-25	20-30	20-30	30-35	15-25	15-20	30-35	30-35
N <sub>общ</sub>	5-7	3-5	3-5	3-5	3-5	4-6	3-5	3-5	5-7	4-6
P <sub>общ</sub>	1,5-2	0,6-1	0,4-0,6	0,6-1	0,6-1	0,8-1,2	0,4-0,6	0,4-0,6	1,5-2	1,2-1,6
Детергенты	0,8-1,2	0,5-1	0,3-0,5	0,5-1	0,5-1	0,7-1,0	0,3-0,5	0,3-0,5	0,8-1,2	0,7-1,0
<b>Загрязнитель, г/(чел·г.)</b>										
Фенолы	10-20		3-10		3-10		3-10			
Hg	0,1-0,2		0,01-0,2		0,02-0,04	0,1-0,2	0,01-0,02			
Pb	5-10		5-10		5-10	5-10	5-10			
Cr	2-4		2-4		2-4	0,5-1,5	2-4			
Zn	15-30		15-30		15-30	10-20	15-30			
Cd	0,2-0,4					0,5-0,7				
Ni	2-4					0,5-1,0				

XПК = (2-2,5) · БПК; ВВВ = (0,7-0,8) · ВВ; NH<sub>3</sub>-N = (0,6-0,7) · N<sub>общ</sub>

Параметры ПЭ и НУЖ часто путают, так что не забывайте об этом. ПЭ и НУЖ основываются на усредненных показателях и используются для того, чтобы получить представление о нагрузке на очистные станции. Эти параметры не следует рассчитывать из данных, получаемых за непродолжительные интервалы времени.

Нагрузка, создаваемая условным жителем, как видно из приведенных в табл. 1.5 показателей, полученных за год, в разных странах различна.

**Пример 1.6.** В бассейне канализования проживает 1000 человек. Потребление воды составляет  $150 \text{ м}^3/\text{сут}$ . Объем воды, поступающей на очистное сооружение, равен  $250 \text{ м}^3/\text{сут}$ . Найдите величину инфильтрации и ПЭ, исходя из объема стоков.

Инфильтрацию можно определить как разность между объемом стоков и объемом потребляемой воды:

$$Q(\text{инфильтрация}) = 250 - 150 = 100 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

ПЭ составляет:

$$\begin{aligned} \text{ПЭ} &= Q(\text{сток})/0,2 = (250 \text{ м}^3/\text{сут})/(0,2 \text{ м}^3/(\text{сут} \cdot \text{ПЭ})) = \\ &= 1250. \end{aligned}$$

### 1.1.5. Прогнозирование

При расширении и перестройке очистных сооружений важно провести прогнозирование возможных изменений объемов стоков на ближайшие 10–20 лет. В 50–60-е годы объем сточных вод постоянно возрастал почти во всех странах мира. Однако, начиная с 70-х годов, объемы сточных вод в некоторых областях жизнедеятельности человека уже не увеличивались (домашнее хозяйство) или вообще сокращались (промышленность). Возросшие тарифы на воду и на очистку промышленных стоков привели к значительному сокращению потребления воды и к снижению степени ее загрязнения (особенно там, где тарифы зависят от уровня загрязненности). Обновление канализационных систем также способствует сокращению объемов сточных вод.

Прогнозы на будущее могут базироваться на данных о предполагаемом росте населения и увеличении выпуска продукции в бассейне канализования. Соответствующие цифры можно найти в планах развития конкретной местности.

Пример 1.7 демонстрирует расчет (с учетом прогноза) объемов сточных вод на станции Никобинг Фальстер (Дания) [14].

**Пример 1.7.** Расчет (с учетом прогнозов) объемов стоков, поступающих на очистную станцию Никобинг Фальстер (Дания). Приведены данные для бойни и консервных заводов [14].

Область	Номер стоки	Бассейн Северной станции			Бассейн Южной станции		
		1980	1987	2005	1980	1987	2005
<b>За год при сухой погоде, млн. м<sup>3</sup>/г.</b>							
Домашнее хозяйство	1	0,69	1,00	1,24	0,22	0,29	0,35
Бойни	2	0,25	0,37	0,37	—	—	—
Овощеконсервные заводы	3	0,05	0,06	0,07	—	—	—
Другие производства	4	0,55	0,79	1,02	0,11	0,25	0,39
Инфильтрация	5	0,60	0,80	0,80	0,20	0,25	0,25
<b>Всего, млн. м<sup>3</sup>/год</b>		<b>2,14</b>	<b>3,02</b>	<b>3,50</b>	<b>0,53</b>	<b>0,79</b>	<b>0,99</b>
<b>Среднесуточное значение (за неделю) при сухой погоде, м<sup>3</sup>/сут</b>							
Домашнее хозяйство	6	1890	2740	3 400	600	790	960
Бойни	7	1000	1480	1 480	—	—	—
Овощеконсервные заводы	8	250	300	350	—	—	—
Другие производства	7	2200	3160	4 080	440	1000	1560
Инфильтрация	6	1640	2190	2 190	550	680	680
<b>Всего, м<sup>3</sup>/сут</b>	9	<b>6980</b>	<b>9870</b>	<b>11 500</b>	<b>1590</b>	<b>2470</b>	<b>3200</b>
<b>Среднечасовое значение (за неделю) при сухой погоде, м<sup>3</sup>/ч</b>							
Домашнее хозяйство	10	160	230	285	50	65	80
Бойни	11	165	245	245	—	—	—
Овощеконсервные заводы	11	40	50	60	—	—	—
Другие производства	12	275	395	510	55	125	195
Инфильтрация		70	90	90	25	30	30
<b>Всего, м<sup>3</sup>/ч</b>		<b>710</b>	<b>1010</b>	<b>1 190</b>	<b>130</b>	<b>220</b>	<b>305</b>

1. Принятое потребление воды на душу населения, м<sup>3</sup>/г.: 1980 г. — 55, 1987 г. — 65, 2005 г. — 80.

2. Оценки сделаны, исходя из объемов потребления воды в 1971–1976 гг. Бойни планировали расширение производства до 8 тыс. голов в неделю (в 1979 г. за неделю забивалось около 4800 свиней).

3. Оценки сделаны на основе объемов потребления воды в 1971–1976 гг.

4. Общий объем (ограничен потреблением воды только крупномасштабными производствами) поделен между Северным и Южным бассейнами канализования. Новые промышленно развивающиеся области ограничены условной цифрой 5000 м<sup>3</sup>/га в год. Предполагается, что потребление воды существующими предприятиями останется на прежнем уровне на период планирования.

5. Объем инфильтрации оценивается в 0,15 м<sup>3</sup>/г. (0,05 л/(с · га)).

6. Период потребления 365 сут/г.

7. Период потребления 250 сут/г.
8. Период потребления 200 сут/г.
9. В первой половине 1979 г. в среднем в Северном бассейне канализования в будние дни при сухой погоде объем стоков составлял около  $6400\text{м}^3/\text{сут}$ .
10. Часовой фактор для среднего дня равен 2.
11. Часовой фактор для среднего дня равен 4, если исходить из данных 1979 г.

## 1.2. Компоненты сточных вод

Компоненты сточных вод можно подразделить на несколько основных групп, как это показано в табл. 1.6. Далее состав различных типов коммунальных и городских стоков рассматривается без учета влияния на них промышленных стоков.

Таблица 1.6. Состав стоков (часть данных заимствована из работы [15])

Компонент	Представляет особый интерес	Влияние на окружающую среду
Микроорганизмы	Патогенные бактерии, вирусы и яйца червей	Риск при купании и употреблении в пищу обитающих в воде животных
Биоразлагаемые органические вещества	Понижение концентрации кислорода в реках, озерах и фьордах	Сокращение численности водных обитателей (снижение биоразнообразия)
Другие органические вещества	Детергенты, пестициды, жиры, масла и смазки, красители, растворители, фенол, цианид	Токсический эффект, отрицательный эстетический эффект, биоаккумуляция
Макроэлементы	Азот, фосфор, аммоний	Эвтрофикация, истощение кислорода, токсический эффект
Металлы	Hg, Pb, Cd, Cr, Cu, Ni	Токсический эффект, биоаккумуляция
Другие неорганические вещества	Кислоты (сероводород), щелочи	Коррозия, токсический эффект
Температурные эффекты	Горячая вода	Смена условий жизнедеятельности для флоры и фауны
Запах и вкус	Сероводород	Эстетически неприемлем, токсический эффект
Радиоактивность		Токсичность, накопление

### 1.2.1. Коммунальные и городские стоки

Состав коммунальных и городских стоков значительно меняется в зависимости от места и времени. Это отчасти связано с изменениями количеств сбрасываемых веществ. Однако основной причиной таких колебаний являются изменения в потреблении воды, инфильтрация и эксфильтрация. Состав типичных коммунальных и городских стоков представлен в табл. 1.7–1.12. Концентрированные стоки наблюдаются при низком уровне потребления воды или (и) небольшом объеме инфильтрации. Разбавленные стоки, напротив, являются результатом высокого уровня потребления воды и значительного объема инфильтрации.

Табл. 1.11 дает представление о концентрациях микроорганизмов в коммунальных стоках до и после биологической обработки.

Соотношение различных веществ в стоках (в табл. 1.12 представлены их типичные значения) влияет на выбор методов обработки и их эффективность. Высокое значение отношения ХПК/БПК означает наличие трудно разлагаемых органических веществ. Высокое значение отношения ХПК/общий азот делает предпочтительной денитрификацию. Высокое значение отношения БВВ/ВВ указывает на высокий уровень содержания органического вещества во взвешенной фракции.

На очистных станциях обработке подвергается не только сам сток, поступающий из бассейна канализования, но также вода из рецикла и других источников, а в ряде случаев и твердые отходы. Типичный набор обрабатываемых стоков следующий: надосадочная вода из метантенков и илоуплотнителей; вода, поступающая после обезвоживания ила и промывки фильтров; ил из септикленков; лачаты (фильтраты) мусорных свалок.

Перерабатываемый ил септикленков часто доставляется на очистные станции перевозкой, тогда как лачаты (фильтраты) мусорных свалок можно как перевозить, так и перекачивать. Поскольку оба эти вида стоков являются чрезвычайно загрязненными, то во многих случаях они весьма значительно повышают общую нагрузку на очистные сооружения.

В табл. 1.13 представлен типичный состав лачатов и илов септикленков, а в табл. 1.14 показаны возможные составы надосадочных жидкостей уплотнителей и метантенков.

**Таблица 1.7.** Типичный средний состав органических загрязнений в коммунальных стоках [17, 25, 26]

Анализируемые параметры	Обозначение	Тип стока			
		концентрированный	средне разбавленный	разбавленный	очень разбавленный
Биологическое потребление кислорода (БПК), г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>					
полное	S <sub>БПК∞</sub>	530	380	230	150
за 7 сут	S <sub>БПК7</sub>	400	290	170	115
за 5 сут	S <sub>БПК</sub>	350	250	150	100
растворенных веществ	S <sub>БПК</sub>	140	100	60	40
растворенных очень легко разлагаемых веществ	S <sub>БПК</sub>	70	50	30	20
после двухчасового осаждения	S <sub>БПК(2ч)</sub>	250	175	110	70
Химическое потребление кислорода с бихроматом (ХПК), г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>					
общее	S <sub>ХПК</sub>	740	530	320	210
растворенных веществ	S <sub>ХПК</sub>	300	210	130	80
взвешенных веществ	X <sub>ХПК</sub>	440	320	190	130
после двухчасового осаждения	S <sub>ХПК(2ч)</sub>	530	370	230	150
инертных веществ, общее	S <sub>I</sub>	180	130	80	50
растворенных	S <sub>I</sub>	30	20	15	10
взвешенных	X <sub>I</sub>	150	110	65	40
разлагаемых веществ, общее		560	400	240	160
очень легко разлагаемых веществ	S <sub>НАс,ХПК</sub>	90	60	40	25
легко разлагаемых веществ	S <sub>S,ХПК</sub>	180	130	75	50
медленно разлагаемых веществ	X <sub>ХПК</sub>	290	210	125	85
гетеротрофной биомассы	X <sub>Н</sub>	120	90	55	35
денитрифицирующей биомассы	X <sub>Н,Д</sub>	80	60	40	25
автотрофной биомассы	X <sub>А</sub>	1	1	0,5	0,5
Химическое потребление кислорода с перманганатом (ХПК <sub>п</sub> ), г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>					
общее	S <sub>ХПК, п</sub>	210	150	90	60
Общий органический углерод, г С/м <sup>3</sup>	S <sub>ООУ</sub>	250	180	110	70
углеводы		40	25	15	10
белки		25	18	11	7
жирные кислоты		65	45	25	18
жиры		25	18	11	7
Жиры, масла и смазки <sup>а</sup> , г/м <sup>3</sup>		100	70	40	30
Фенол, г/м <sup>3</sup>		0,1	0,07	0,05	0,02
Фталаты (ДЭФ), г/м <sup>3</sup>		0,3	0,2	0,15	0,07
Фталаты (ДОФ), г/м <sup>3</sup>		0,6	0,4	0,3	0,15
Нонилфенолы (НФ), г/м <sup>3</sup>		0,08	0,05	0,03	0,01
Полициклические ароматические углеводороды (ПАУ), г/м <sup>3</sup>		2,5	1,5	0,5	0,2
Анионные детергенты <sup>б</sup> , г ЛАС/м <sup>3</sup>		15	10	6	4

<sup>а</sup> г/м<sup>3</sup> = мг/л = ч. на млн.

<sup>б</sup> ЛАС — лаурилалкилсульфонат.

Таблица 1.8. Типичное содержание макроэлементов в коммунальных стоках [17, 25, 26]

Анализируемый параметр <sup>а</sup>	Обозначение	Тип стока			
		концентрированный	среднеконцентрированный	разбавленный	очень разбавленный
Азот, г N/м <sup>3</sup>					
общий	C <sub>Nобщ</sub>	80	50	30	20
аммонийный <sup>б</sup>	S <sub>NH<sub>4</sub></sub>	50	30	18	12
нитритный	S <sub>NO<sub>2</sub></sub>	0,1	0,1	0,1	0,1
нитратный	S <sub>NO<sub>3</sub></sub>	0,5	0,5	0,5	0,5
органический	C <sub>Nорг</sub>	30	20	12	8
по Кьельдалю <sup>в</sup>	C <sub>KNобщ</sub>	80	50	30	20
Фосфор, г P/м <sup>3</sup>					
общий	C <sub>Pобщ</sub>	14 (23) <sup>г</sup>	10 (16)	6 (10)	4 (6)
ортофосфат	S <sub>PO<sub>4</sub></sub>	10 (14)	7 (10)	4 (6)	3 (4)
полифосфат	S <sub>ПФ</sub>	0 (5)	0 (3)	0 (2)	0 (1)
органический фосфат	C <sub>Pорг</sub>	4 (4)	3 (3)	2 (2)	1 (1)

<sup>а</sup> В скобках приведены величины для таких бассейнов канализования, в которых используются фосфорсодержащие deterгенты.

<sup>б</sup> NH<sub>3</sub> + NH<sub>4</sub><sup>+</sup>

<sup>в</sup> N<sub>орг</sub> + NH<sub>3</sub> + NH<sub>4</sub><sup>+</sup>

<sup>г</sup> г/м<sup>3</sup> = мг/л = ч. на млн.

Таблица 1.9. Типичное содержание металлов в коммунальных стоках [17]

Анализируемый элемент <sup>а</sup> , мг/м <sup>3</sup>	Обозначение	Тип стока			
		концентрированный	среднеконцентрированный	разбавленный	очень разбавленный
Алюминий	C <sub>Al</sub>	1000	650	400	250
Мышьяк	C <sub>As</sub>	5	3	2	1
Кадмий	C <sub>Cd</sub>	4	2	2	1
Хром	C <sub>Cr</sub>	40	25	15	10
Кобальт	C <sub>Co</sub>	2	1	1	0,5
Медь	C <sub>Cu</sub>	100	70	40	30
Железо	C <sub>Fe</sub>	1500	1000	600	400
Свинец	C <sub>Pb</sub>	80	65	30	25
Марганец	C <sub>Mn</sub>	150	100	60	40
Ртуть	C <sub>Hg</sub>	3	2	1	1
Никель	C <sub>Ni</sub>	40	25	15	10
Серебро	C <sub>Ag</sub>	10	7	4	3
Цинк	C <sub>Zn</sub>	300	200	130	80

<sup>а</sup> мг/м<sup>3</sup> = мкг/л = ч. на млн.



Таблица 1.10. Другие характеристики коммунальных стоков [17]

Анализируемое вещество/параметр	Обозначение	Размерность	Тип стока			
			концентрированный	среднеконцентрированный	разбавленный	очень разбавленный
Взвешенные вещества	X <sub>ВВ</sub>	г ВВ/м <sup>3</sup>	450	300	190	120
Беззольное вещество биомассы	X <sub>БВВ</sub>	г БВВ/м <sup>3</sup>	320	210	140	80
Осадок после 2 ч отстаивания	X <sub>ВВ</sub>	мл/л	10	7	4	3
Взвешенные вещества в осадке после 2 ч отстаивания	X <sub>ВВ</sub>	г/м <sup>3</sup>	320	210	140	80
Беззольное вещество в осадке после 2 ч отстаивания	X <sub>БВВ</sub>	г/м <sup>3</sup>	220	150	90	60
Взвешенные вещества после 2 ч отстаивания		г ВВ/м <sup>3</sup>	130	90	50	40
Титр коли-форм бактерий		N <sup>а</sup> /100 мл	10 <sup>8</sup>	10 <sup>8</sup>	10 <sup>8</sup>	10 <sup>8</sup>
Абсолютная вязкость	μ <sub>А</sub>	кг/(м · с)	0,001	0,001	0,001	0,001
Поверхностное натяжение		дин/см <sup>2</sup>	50	55	60	65
Проводимость		мS/м <sup>а</sup>	120	100	80	70
pH			7-8	7-8	7-8	7-8
Щелочность		экв/м <sup>3</sup> б	3-7	3-7	3-7	3-7
Сульфиды <sup>в</sup>		г S/м <sup>3</sup>	0,100	0,100	0,100	0,100
Цианиды		г CN/м <sup>3</sup>	0,050	0,035	0,020	0,015
Хлориды <sup>г</sup>		г Cl/м <sup>3</sup>	500	360	280	200
Бор		г B/м <sup>3</sup>	1,0	0,7	0,4	0,3

<sup>а</sup> мS/м = μS/см = 1 ом<sup>-1</sup> · м<sup>-1</sup>

<sup>б</sup> 1 экв/м<sup>3</sup> = 1 мэкв/л = 50 мг CaCO<sub>3</sub>/л

<sup>в</sup> H<sub>2</sub>S + HS<sup>-</sup> + S<sup>2-</sup>

<sup>г</sup> С учетом Cl (100 г Cl/м<sup>3</sup>), содержащегося в источнике водоснабжения.

<sup>д</sup> N — здесь и далее число клеток.

Таблица 1.11. Микроорганизмы в сточных водах

	Концентрация в 100 мл сточной воды	
	исходная	после биологической очистки
<i>E. coli</i>	$10^7$	$10^4$
<i>C. perfringens</i>	$10^4$	$3 \cdot 10^2$
Фекальные стрептококки	$10^7$	$10^4$
<i>Salmonella</i>	200	1
<i>Campylobacter</i>	$5 \cdot 10^4$	$5 \cdot 10^2$
<i>Listeria</i>	$5 \cdot 10^3$	50
<i>Staphylococcus aureus</i>	$5 \cdot 10^4$	$5 \cdot 10^2$
Колифаги	$10^5$	$10^3$
<i>Giardia</i>	$10^3$	20
Круглые черви	10	0,1
Энтеровирусы	5000	500
Ротавирусы	50	5
Взвешенное вещество (мг/100 мл)	30	2

Таблица 1.12. Характеристики коммунальных стоков

Соотношение параметров	Величина соотношения		
	низкая	типичная	высокая
ХПК/БПК	1,5-2,0	2,0-2,5	2,5-3,5
ХПК/ $N_{\text{общ}}$	6-8	8-12	12-16
ХПК/ $P_{\text{общ}}$	20-35	35-45	45-60
БПК/ $N_{\text{общ}}$	3-4	4-6	6-8
БПК/ $P_{\text{общ}}$	10-15	15-20	20-30
ХПК/БВВ	1,2-1,4	1,4-1,6	1,6-2,0
БВВ/ВВ	0,4-0,6	0,6-0,8	0,8-0,9
ХПК/ООУ	2-2,5	2,5-3	3-3,5

Таблица 1.13. Типичные характеристики лечатов и илов септикте-  
нков

Характеристики	Лечаты		Илы септикте- нков		Размер- ность
	концен- триро- ванные	разбав- ленные	концен- триро- ванные	разбав- ленные	
БПК общее	12 000	300	30 000	2000	г/м <sup>3</sup>
растворимое	11 900	290	1000	100	г/м <sup>3</sup>
ХПК общее	16 000	1200	90 000	6000	г/м <sup>3</sup>
растворимое	15 800	1150	2000	200	г/м <sup>3</sup>
Азот общий	500	100	1500	200	г N/м <sup>3</sup>
аммонийный	475	95	150	50	г N/м <sup>3</sup>
Фосфор общий	10	1	300	40	г P/м <sup>3</sup>
Ортофосфат	10	1	20	5	г P/м <sup>3</sup>
Взвешенные вещества	500	20	100 000	7000	г/м <sup>3</sup>
Беззольное вещество биомассы	300	15	60 000	4000	г/м <sup>3</sup>
Осадок после 2 ч отстаивания	~0	~0	900	100	мл/л
Хлорид	2 500	200	300	50	г/м <sup>3</sup>
Сульфид	10	1	20	1	г/м <sup>3</sup>
pH	7,2	6,5	8,5	6	—
Щелочность	40	15	40	10	экв/м <sup>3</sup>
Свинец	300	20	30	10	мг/м <sup>3</sup>
Железо общее	600	50	200	20	г/м <sup>3</sup>
Кадмий	10	1	4	1	мг/м <sup>3</sup>
Ртуть	1	0,1	2	1	мг/м <sup>3</sup>
Хром	600	50	40	10	мг/м <sup>3</sup>
Фекальные коли-формы	200	5	10 <sup>8</sup>	10 <sup>6</sup>	N/100мл

Таблица 1.14. Характеристики надосадочных жидкостей уплотнителей и метантенков

Характеристики	Надосадочные жидкости				Размерность
	уплотнителей		метантенков		
	концентрированные	разбавленные	концентрированные	разбавленные	
БПК общее	1000	300	4000	300	г/м <sup>3</sup>
растворимое	900	100	1000	100	г/м <sup>3</sup>
ХПК общее	2500	700	9000	700	г/м <sup>3</sup>
растворимое	1500	650	2000	200	г/м <sup>3</sup>
Азот общий	300	50	800	120	г N/м <sup>3</sup>
аммонийный	60	30	500	100	г N/м <sup>3</sup>
Фосфор общий	25	5	300	15	г P/м <sup>3</sup>
Ортофосфат	10	4	20	5	г P/м <sup>3</sup>
Взвешенные вещества	1000	100	10 000	500	г ВВ/м <sup>3</sup>
Беззольное вещество биомассы	650	65	6000	250	г ВВВ/м <sup>3</sup>
Осадок после 2 ч отстаивания	200	10	100	5	мл/л
pH	7,5	6	8	6	—
Сероводород	5	0,2	20	2	г S/м <sup>3</sup>
Щелочность	7	2	40	3	экв/м <sup>3</sup>

Таблица 1.15. Характеристики стоков, получаемых после обезвоживания ила и промывки фильтров

Характеристика	Стоки, получаемые после				Размерность
	обезвоживания ила		промывки фильтров		
	концентрированные	разбавленные	концентрированные	разбавленные	
БПК общее	1500	300	400	50	г/м <sup>3</sup>
растворимое	1000	250	30	10	г/м <sup>3</sup>
ХПК общее	4000	800	1500	300	г/м <sup>3</sup>
растворимое	3000	600	200	40	г/м <sup>3</sup>
Азот общий	500	100	100	25	г N/м <sup>3</sup>
аммонийный	450	95	10	1	г N/м <sup>3</sup>
Фосфор общий	20	5	50	5	г P/м <sup>3</sup>
Ортофосфат	5	1	5	1	г P/м <sup>3</sup>
Взвешенные вещества	1000	100	1500	300	г/м <sup>3</sup>
Беззольное вещество биомассы	600	60	900	150	г/м <sup>3</sup>
pH	7,5	6	8	6,5	—
Щелочность	10		10	2	экв/м <sup>3</sup>
Железо общее	600	50	50	5	г/м <sup>3</sup>
Сульфид	20	0,2	0,1	0,01	г/м <sup>3</sup>

**Таблица 1.16.** Типичный вклад внешних и внутренних стоков в нагрузку очистных систем

Источник	Доля от основного потока сточных вод, %	Доля от БПК основного потока сточных вод, %
Лечаты	0,1-5	1-40
Илы септиктенков	0,1-5	1-60
Надосадочные жидкости уплотнителей	1-2	5-10
Надосадочные жидкости метантенков	0,5-2	5-15
Стоки, получаемые после обезвоживания ила	0,2-0,5	1-2
промывки фильтров	5-10	10-20

**Таблица 1.17.** Источники загрязнений и их вклад в стоки домашнего хозяйства в неэкологичном (стандартном) жилье [27, 28, 30]

Измерения	Туалет, кг/г.		Кухня, кг/г.	Ванная комната, кг/г.	Общий сток, кг/г.
	общий сток	моча			
Вода, м <sup>3</sup> /г.	19	11	18	18	55
БПК	9,1	1,8	11	1,8	21,9
ХПК	27,5	5,5	16	3,7	47,2
Азот	4,4	4,0	0,3	0,4	5,1
Фосфор	0,7	0,5	0,07	0,1	0,87
Калий	1,3	0,9	0,15	0,15	1,6

Значительный вклад в общую нагрузку на очистные сооружения, как это показано в табл. 1.16, могут вносить специфические внешние и внутренние стоки.

В связи с появлением и развитием альтернативных и экологически чистых типов жилой застройки интересно рассмотреть источники и размеры основных типов загрязнений, образующих коммунальные стоки. Таблица 1.17 дает некоторое представление об этом.

Состав стоков из жилых домов не обязательно остается неизменным на протяжении многих лет, он зависит от оборудования, установленного в домах, привычек их обитателей, уровня их жизни и соответственно может меняться. Если выделить вклад

**Таблица 1.18.** Характеристики серых и черных стоков. Разбавленные стоки являются результатом высокого расхода воды или отсутствия некоторых обитателей дома в определенные часы дня (ночи). Малый расход воды или повышенная загрязненность стоков из кухонь могут в итоге давать концентрированные общие стоки [27–30]

Характеристики	Серые стоки		Черные стоки		Размерность
	концентрированные	разбавленные	концентрированные	разбавленные	
БПК	400	100	600	300	г О <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>
ХПК общий	700	200	1500	900	г О <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>
Азот общий	30	8	300	100	г N/м <sup>3</sup>
Фосфор общий	7	2	40	20	г P/м <sup>3</sup>
Калий <sup>a</sup>	6	2	90	40	г K/м <sup>3</sup>

<sup>a</sup> Без учета калия, содержащегося в водопроводной воде.

туалетов в общий состав таких стоков, то мы получим два типа стоков — черные (от туалетов) и серые (душевые, кухня и т. д.) (см. табл. 1.18).

## 1.2.2. Разброс данных

Суточные, недельные, месячные флуктуации в объемах и уровне загрязнения воды очень важны при проектировании и функционировании очистных сооружений. На рис. 1.9 приведены почасовые изменения содержания органических загрязнений (выраженных как БПК<sub>7</sub>), наблюдавшиеся на двух очистных сооружениях. Как следует из рис. 1.9, минимальная и максимальная часовые нагрузки могут различаться в 10 раз.

Рис. 1.10 показывает, как может меняться содержание азота в стоке в течение дня. Следует отметить, что состав коммунальных стоков может сильно колебаться в течение недели. Это особенно важно в том случае, если проводится биологическая очистка стоков. Например, соотношение ХПК/N часто понижается в выходные дни, что может осложнить проведение денитрификации.

На рис. 1.11 представлена фрактальная диаграмма содержания ХПК и БПК в подаваемых на очистку стоках.

Температура стоков, а, следовательно, и температура в очистных сооружениях меняется в течение года. На рис. 1.12 показаны изменения температуры в двух реакторах с активным илом, работающих в умеренном климате.

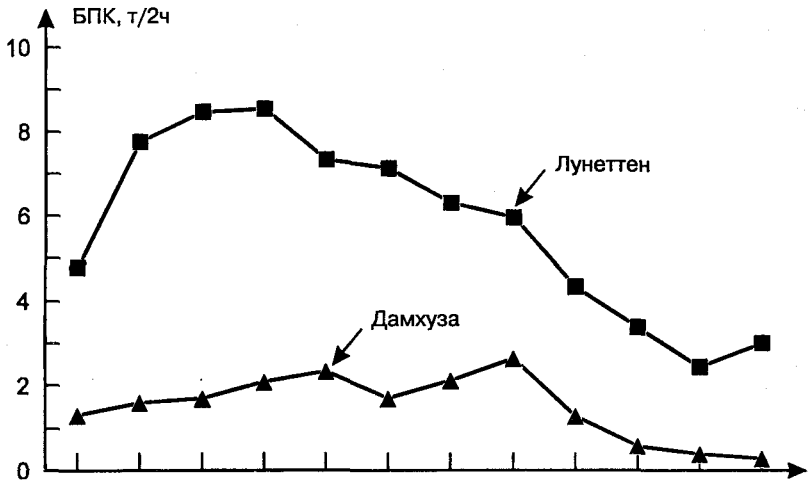


Рис. 1.9. БПК в стоках, подаваемых на очистные станции Лунеттен и Дамхуза (Дания).

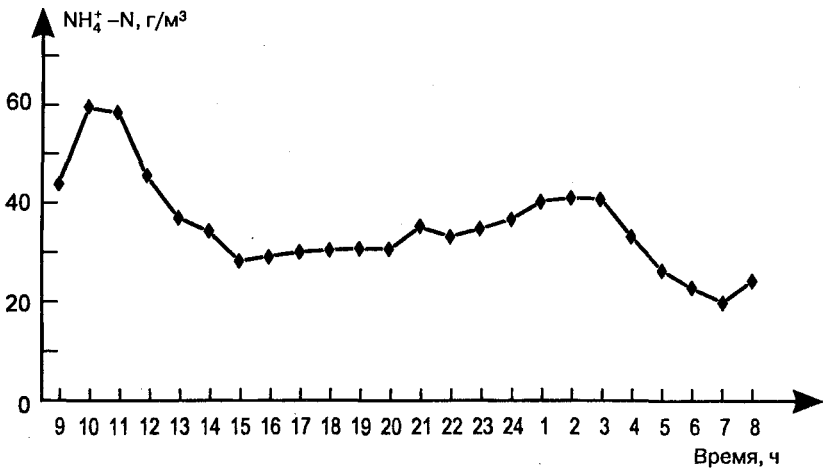


Рис. 1.10. Содержание аммонийного азота в стоках, подаваемых на очистную станцию Галиндо (Испания).

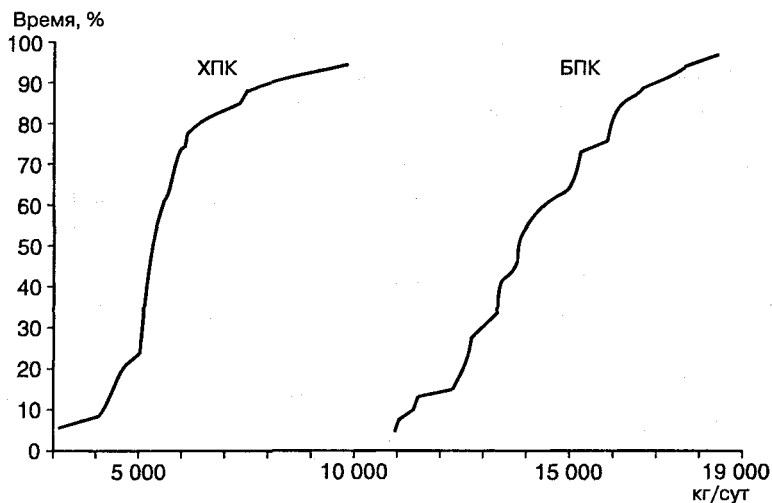


Рис. 1.11. Фрактальная диаграмма содержания БПК и ХПК в стоках, подаваемых на очистную станцию Лундтофте (Дания) [24]. Из этой диаграммы можно определить величину нагрузки для проектирования. Максимальная нагрузка может, например, быть выбрана как 85% значения, показанного на диаграмме.

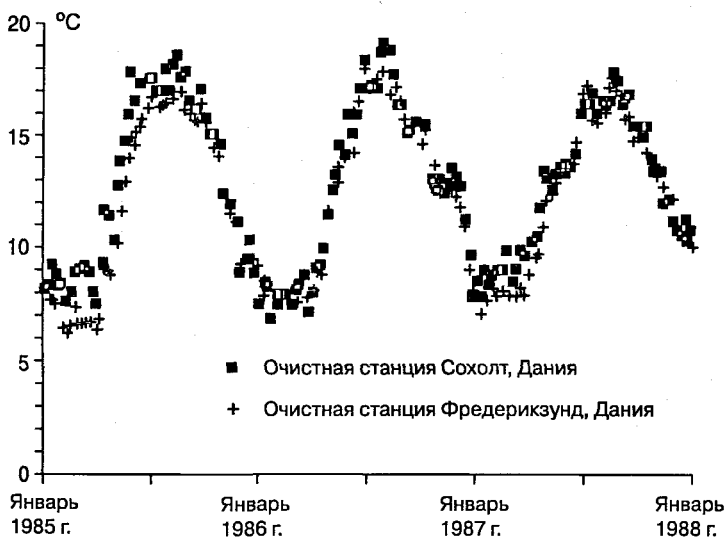


Рис. 1.12. Изменение температуры на очистных станциях с активным илом Сохолт и Фредерикзунд (Дания) [23].



## Литература

1. *Gernay K., Petersen B.*, частное сообщение (2000).
2. *Triebel W.* (red.), Lehr- und Handbuch der Abwassertechnik. (Wastewater Technique: Textbook and Manual) Bd. II. 3rd edition. Verlag von Wilhelm Ernst & Sohn, Berlin (1982).
3. *Henze M.*, Approaches and Methods in Estimation of the Polluting Load from Municipal Sources in the Mediterranean Area. Paper for the Meeting of Experts on Pollutants from Land-based Sources, Geneva 19-24 Sept. 1977. United Nations Environment Programme (UNEP Project Med X). WHO Europe, Copenhagen, Denmark (1977).
4. ASCE & WPCF Wastewater Treatment Plant Design. American Society of Civil Engineers and The Water Pollution Control Federation, New York, N.Y. (ASCE manuals and reports on engineering practice No. 36) (WPCF manual of practice No. 8) (1977).
5. *Andersson L.*, Fororeningar i avlöpssvatten från hushall. (Pollutions in Domestic Wastewater). Statens Naturvårdsverk, Stockholm, Sweden. (SNV PM1103) (1977).
6. Østlandskonsult A/S. Avløpsvannets mengde og sammensætning. (The Volume and Composition of Wastewater). PRA 1.1. Statens Forurensningstilsyn/Østlandskonsult, Oslo, Norway (1978).
7. *Barnes D. et al.*, Water and Wastewater Engineering Systems. Pitman Books Ltd., London (1981).
8. *Buky J.B.*, Appropriate Water Supply and Sanitation Technology Activities of the World Bank. Lecture at meeting on October 13 in Hygiejneteknisk Faggruppe, The Danish Society of Chemical, Civil, Electrical and Mechanical Engineers, concerning "United Nations Drinking Water and Sanitation Decade" (1981).
9. DIF. Dansk Ingeniorforenings norm for vandforureningskontrol (Advice for Water Pollution Supervision). Teknisk Forlag, Copenhagen, Denmark. (Normstyrelsens publikationer NP-150-R) (1981).
10. SPT. Retningslinjer for dimensionering av avløpsrensaneanlegg (Guidelines for the Design of Wastewater Treatment Plants). Revised edition. Statens Forurensningstilsyn, Oslo, Norway. (TA-525) (1983).
11. *Andersen E. Bahl*, Om vandforbrug. I: Kursus i vandforsyningsteknik XXII (About Water Consumption. Course in water supply technique XXII), The University of Aarhus, pp 127-157. Danish Water Supply Association, Aarhus, Denmark (1973).
12. VAV. Kontroll av industriavlopp (Control of Industrial Effluent). Svenska Vatten- och Avloppsverksforeningen, Stockholm, Sweden (VAV Publikation P36) (1980).
13. *Andersen E. Bahl et al.* Aflobsteknik (Sanitary Engineering). 2nd edition. Polyteknisk Forlag, Lyngby, Denmark (1976).

14. Cowiconsult. Planlægning af spildevandsbehandling i Nykøbing F (Planning of Wastewater Treatment in Nykobing F). Cowiconsult Consulting Engineers and Planners AS, Virum, Denmark (1980).
15. Forureningsradet. Vandrensning (Water Treatment). Forureningsradets Sekretariat, Copenhagen, Denmark. (Publication No. 11) (1971).
16. EPA. Process Design Manual. Wastewater Treatment Facilities for Sewered Small Communities. U.S. Environmental Protection Agency, Cincinnati, Ohio. (EPA 625/1-77-009) (1977).
17. Henze M., Huspsildevands sammensætning (The Composition of Domestic Wastewater). *Stads- og Havneing.*, **73**, 386-387 (1982).
18. Lønholdt J., Raspsildevands indhold af BI<sub>5</sub>, N og P (The Content in Raw Wastewater of BOD, N and P). *Stads- og Havneing.*, **64**, 138-144 (1973).
19. Cowiconsult. Sjaelso rensningsanlag. Planlægning af udbygning (Sjaelso Treatment Plant. Planning the Expansion). Cowiconsult Consulting Engineers and Planners AS, Virum, Denmark (1979).
20. Cowiconsult. Spildevandsplanlægning for Odense Kommune. Bearbejdning af maledata for arene 1975-1978 for rensningsanlaeggene Ejby Molle og Nordvestanlaegget (Planning of Wastewater for the Municipality of Odense. Analysis of Measuring Data for the years 1975-1978 for the Treatment Plants Ejby Molle and the North-West Plant). Cowiconsult Consulting Engineers and Planners AS, Virum, Denmark (1979).
21. Jensen K.H., Jorgensen M., Variationer i spildevands sammensætning. Individuelt kursus. (Variations in the Composition of Wastewater). Department of Environmental Engineering, The Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark (1974).
22. Villadsen I. Statistiske metoder til dimensionering og drift af rensningsanlag. Eksamensprojekt (Statistical Methods for the Design and Operation of Treatment Plants. Master thesis). The Department of Environmental Engineering and the Institute of Mathematical Statistics of Operations, The Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark (1982).
23. VKI. Temperaturforhold i danske rensaanlag — indledende undersøgelser (Temperatures in Danish Treatment Plants — Initial Examinations). Water Quality Institute, Hørsholm, Denmark (1988).
24. Kruger, Dispositionsforslag for N- og P-reduktion. Lyngby-Tarbeek Kommune. Rensaanlaeg Lundtofte. (Proposal for N and P Reduction. The Municipality of Lyngby-Tarbask. Lundtofte Treatment Plant) I. Krüger AS, Copenhagen, Denmark (1989).
25. Henze M. Characterization of Wastewater for Modelling of Activated Sludge Processes. *Water Sci. Technol.*, **25**, (6), 1-15 (1992).
26. Odegaard H., Norwegian Experiences With Chemical Treatment of Raw Wastewater. *Water Sci. Technol.*, **25**, (12), 255-264 (1992).

27. Henze M., Waste design for households with respect to water, organics and nutrients. *Water Sci. Technol.*, **35**, (9), 113–120 (1997).
28. Naturvardsverket. Vad innehaller avlopp fran hushall? (What is the content in household waste?) Swedish EPA, Stockholm. (Rapport nr.4425) (1995).
29. Almeida M.C., Butler D., Friedler E., At-source domestic wastewater quality. *Urban Water*, **1**, 49–55 (2000).
30. Eilersen A.M., Nielsen S.B., Gabriel S., Hoffmann B., Moshøj C.R., Henze M., Elle M., Mikkelsen P.S., Assessing the sustainability of wastewater handling in non-sewered settlements. Department of Env. Science and Engineering, Technical University of Denmark. Submitted to *Ecological Engineering* (1999).



Увеличение объемов стоков в канализационных системах во время приливов характерно для городов, расположенных в низинах. Вероятно именно поэтому в канализации иногда попадает рыба, а вовсе не потому, что рыбе это нравится. Фотография показывает, что во время прилива улица становится реактором для избыточной воды (Бангкок, Таиланд).

# Характеристика сточных вод и биомассы

*Могенс Хенце (Mogens Henze)*

Для характеристики сточных вод и биомассы используются самые разнообразные аналитические методы. Многие из них разработаны специально для анализа процесса обработки стоков. Ниже рассматриваются некоторые из применяемых методов анализа. Подробные сведения по данному вопросу можно найти в работах [1–3].

## 2.1. Взвешенные вещества

Подразделение загрязнений на растворенные и взвешенные вещества представляется важными потому, что многие процессы очистки сточных вод эффективны только по отношению к одной из этих групп.

Тем не менее деление на растворенные и взвешенные вещества проводится не очень строго. В большинстве стран пользуются фильтрами с размером пор 1 мкм (GF/C) или даже 0,45 мкм, а в Дании применяются фильтры с размером пор 1,6 мкм (GF/A). Естественно, фильтры с меньшим размером пор удерживают больше взвешенных веществ, чем более грубые фильтры.

Твердые частицы, прошедшие через фильтр, рассматриваются как растворенные вещества (S), а задержанные частицы — как взвешенные (X) (см. рис. 2.1).

Общее число частиц C:

$$C = S + X \quad (2.1)$$

В соответствии с химическими законами частицы размером 0,1 мкм и более могут самопроизвольно осаждаться, следовательно, было бы логично определять взвешенные вещества как задерживаемые фильтром с размером пор 0,1 мкм.

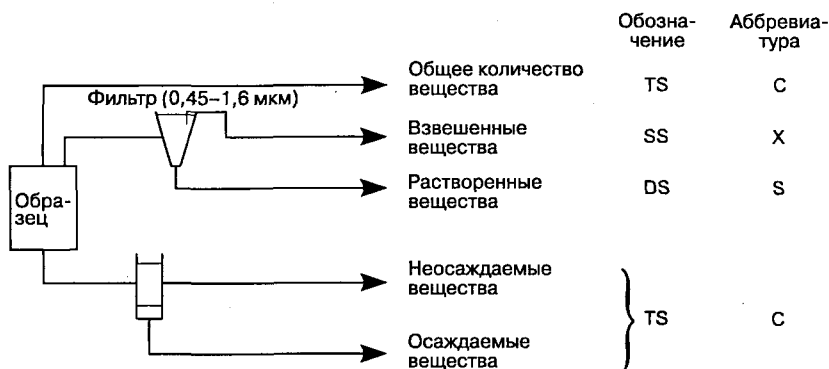


Рис. 2.1. Разделение растворенных и взвешенных веществ в соответствии с датскими стандартами [4].

Для процессов разделения и осаждения важно, как распределяются частицы по размерам. На рис. 2.2 представлен пример такого распределения частиц. Несмотря на различия в концентрации частиц в стоке в моменты отбора трех рассматриваемых проб, полученные кривые имеют похожую форму, т. е. сточная вода обладает некой характерной для нее особенностью — своим «отпечатком пальцев».

Иногда для характеристики стоков используют индекс растворимости, определяемый как

$$S/C \quad (2.2)$$

### 2.1.1. Осаждаемые вещества

Процесс самопроизвольного осаждения частиц обычно завершается за 2 ч. Всегда наблюдается различие между общим содержанием твердых веществ в необработанном стоке и их содержанием в верхней части водного столба после двухчасового отстаивания жидкости.

## 2.2. Органические вещества

Сточные воды обычно содержат тысячи различных органических соединений. Определение каждого из них в отдельности совершенно невозможно. Поэтому проводят групповые анализы как на доминирующие, так и на минорные компоненты стоков. Возможность проведения групповых анализов можно проиллюстрировать урав-

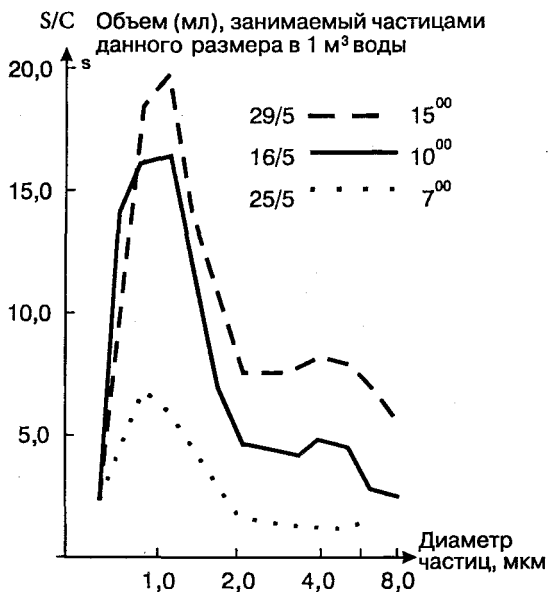
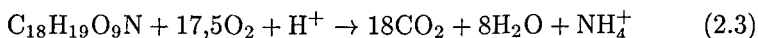


Рис. 2.2. Распределение частиц по размерам в стоках, поступающих на очистную станцию в Лундтофте (Дания) [19].

нением реакции окисления органического вещества усредненного состава, в данном случае представленного формулой  $C_{18}H_{19}O_9N$  [5]:



Если органическое вещество окисляется, то можно определить потребление кислорода (анализ ХПК, БПК, ОПК) или количество выделяющегося  $CO_2$  (анализ общего органического углерода ООУ).

Различные методы анализа дают различающиеся результаты, следовательно, ни один из них не может заменить другой. В табл. 2.1 представлены характеристики двух типов стоков, полученные различными методами.

Выбор анализируемых параметров всегда был и остается до сих пор предметом дискуссии. Обычно химические анализы проводятся довольно быстро, но они не всегда позволяют измерять то, что необходимо. Напротив, биохимические анализы ( $S_{БПК}$ ,  $S_{S,ХПК}$ ,  $X_{S,ХПК}$ ) требуют довольно много времени, но во многих случаях они позволяют измерить именно то, что нужно для проектирования и эксплуатации очистных сооружений.

Таблица 2.1. Анализы органических веществ в сточных водах и их взаимосвязь

Анализируемый параметр	Наименование анализа	Типичная концентрация, г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>	
		исходный сток	обработанный сток (без нитрификации)
С <sub>ХПК,п</sub>	Химическое потребление кислорода (с перманганатом в щелочной среде)	180	30
С <sub>БПК</sub>	Пятидневный анализ биологического потребления кислорода	280	25
С <sub>БПК,7</sub>	Семидневный анализ биологического потребления кислорода	320	30
С <sub>БПК,∞</sub>	Полное биологическое потребление кислорода	400	35
С <sub>ХПК</sub>	Химическое потребление кислорода (с бихроматом калия)	600	100
S <sub>s,ХПК</sub>	Концентрация легко разлагаемых веществ в единицах ХПК	60	5
X <sub>s,ХПК</sub>	Медленно разлагаемые вещества	200	10
С <sub>Опк</sub>	Общее потребление кислорода (900 °С, платиновый катализатор)	800	230
С <sub>Опк(теор.)</sub>	Теоретическое общее потребление кислорода <sup>а</sup>	850	270
С <sub>Ооу</sub>	Общий органический углерод (800 °С)	200 <sup>б</sup>	35 <sup>б</sup>
С <sub>Ооу(теор.)</sub>	Теоретический общий органический углерод <sup>а</sup>	200 <sup>б</sup>	35 <sup>б</sup>

<sup>а</sup> Рассчитывается по стехиометрии, если известно содержание органических веществ.

<sup>б</sup> В единицах г С/м<sup>3</sup>.

### Биологическое потребление кислорода (БПК<sub>5</sub>)

БПК<sub>5</sub> характеризует биологическое потребление кислорода за 5 сут инкубации образца. Анализ БПК был разработан в Англии в конце 19 века. Идея его заключается в том, что содержащиеся

в воде микроорганизмы потребляют кислород, и необходимое количество кислорода является мерой ее загрязненности. Поскольку потребление кислорода возрастает с увеличением температуры и длительности реакции (см. рис. 2.3), сначала было принято проводить анализы при 18 °С (65 °F) в течение 5 сут. Сейчас стандартная температура анализа составляет 20 °С.

БПК определяет потребление кислорода микроорганизмами, необходимое им для окисления содержащихся в среде органических веществ и аммония. За 5 сут большая часть биологически разлагаемых веществ окисляется, что приводит к появлению плато на кривых (рис. 2.3).

Поскольку потребление кислорода при определении БПК<sub>5</sub> измеряется только один раз — через пять дней после начала реакции, то обычно информация, представленная здесь на рис. 2.3, отсутствует. Форма кривых может быть очень разной (рис. 2.4). Анализ БПК не показывает ни общего содержания разлагаемого органического вещества, ни содержания аммония.

Для окисления различных органических веществ требуется различное количество кислорода в расчете на грамм вещества, а это означает, что БПК дает только приблизительную оценку массы окисленного вещества.

Ход проведения анализа БПК продемонстрирован на рис. 2.5. В классическом методе разведения [11] загрязненная вода смешивается с чистой аэрируемой водой. Смесь разливается в пузырьки, которые закрываются таким образом, чтобы над жидкостью не оставалось слоя воздуха. Микроорганизмы из загрязненной воды

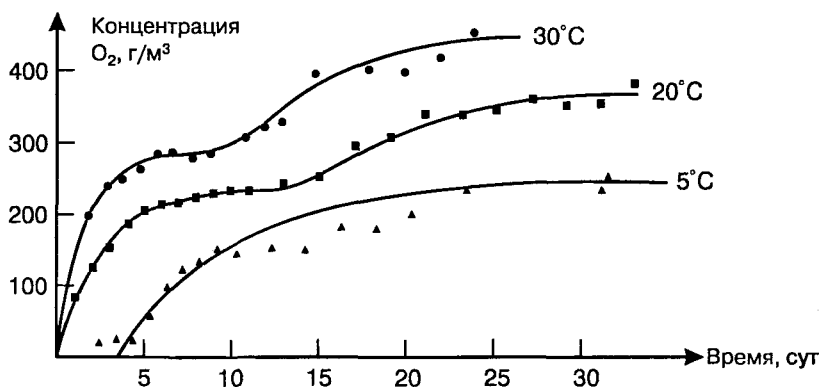


Рис. 2.3. Типичные кривые, полученные при определении БПК [9].



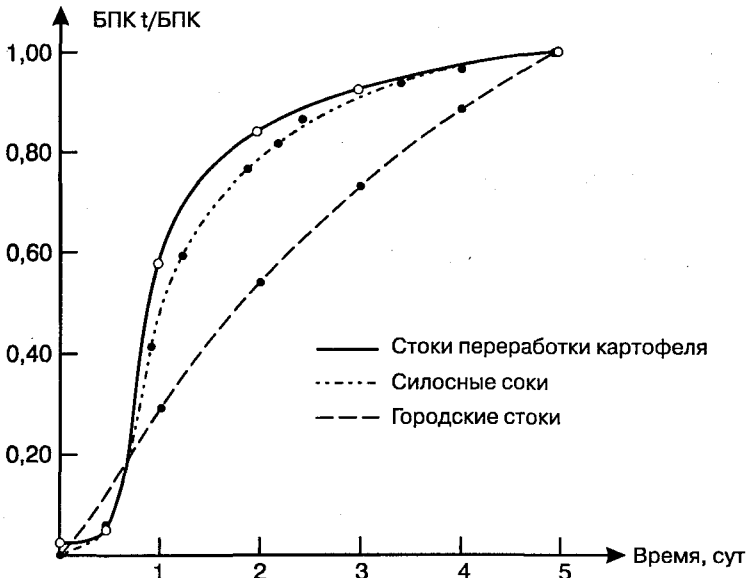


Рис. 2.4. Примеры различных скоростей окисления промышленных и обычных городских стоков. Данные отнесены к результатам определения БПК<sub>5</sub> [10].



Рис. 2.5. Принцип определения БПК [12]. Обычные городские стоки необходимо разводить чистой водой примерно в 100 раз. Изначально анализ БПК не предназначался для использования при проектировании очистных станций. Тем не менее он интенсивно применяется именно в этих целях, даже несмотря на то, что в более современных подходах к проектированию, например с использованием компьютерных моделей, все чаще начинают прибегать к фракционированию ХПК.

потребляют кислород, поэтому нужно быть уверенным, что он сохраняется в анализируемой воде все пять дней. Если кислород исчерпан или его концентрация становится очень низкой, результаты такого анализа использовать нельзя. Следовательно, разведение следует провести таким образом, чтобы хотя бы в одной склянке уровень кислорода оставался бы высоким и через 5 сут.

Исходя из потребления кислорода в течение 5 сут и объема загрязненной воды в склянке, можно рассчитать БПК (в  $\text{г}/\text{м}^3$  или  $\text{мг}/\text{л}$ ).

Данные определения БПК характеризуют содержание лишь некоторой части биологически разлагаемого вещества, что затрудняет использование этих данных для подсчета массового баланса, например, на очистных станциях. Более полные данные можно получить, продлив анализ до 15–20 сут. Для обычных стоков значение  $\text{БПК}_\infty$ , определенное в таком анализе, обычно на 40–50% выше, чем  $\text{БПК}_5$ , т. е.  $\text{БПК}/\text{БПК}_\infty$  составляет 0,6–0,7. Однако отношение  $\text{БПК}/\text{БПК}_\infty$  может сильно меняться, и, в частности, оно снижается после проведения биологической очистки.

Автоматические анализаторы позволяют сократить длительность анализа. В таких случаях пробы сточной воды (часто без разведения) помещают в контейнеры со слоем воздуха над жидкостью. Потребление кислорода определяют либо по понижению давления в контейнере, вызванному потреблением кислорода микроорганизмами, либо по количеству кислорода, подаваемого в контейнер с тем, чтобы давление не изменялось. Результаты автоматизированного анализа могут сильно отличаться от результатов, полученных методом разведения. Токсичные вещества могут, например, подавлять процессы биоокисления, что приводит к снижению показателя БПК для неразбавленных образцов, используемых в автоматизированном анализе. Таким образом, при определении БПК возможны большие неточности и расхождения в результатах, полученных в разных лабораториях и разными людьми даже при одной и той же методике, не говоря уже об использовании различных методик.

**Пример 2.1.**  $\text{БПК}_5$  сточной воды составляет  $240 \text{ г } \text{O}_2/\text{м}^3$ . Оцените величину  $\text{БПК}_\infty$ .

Обычно  $\text{БПК}/\text{БПК}_\infty = 0,6\text{--}0,7$ .

Примем, что  $\text{БПК}/\text{БПК}_\infty = 0,7$ .

$\text{БПК}_\infty = \text{БПК}/0,7 = (240 \text{ г}/\text{м}^3)/0,7 = 340 \text{ г } \text{O}_2/\text{м}^3$ .

(Расчет дает величину  $342,8571429 \text{ г } \text{O}_2/\text{м}^3$ , но в качестве оценки вполне достаточно указать три значащие цифры.)

### *Модифицированный метод определения БПК*

Если процессы окисления органического вещества и аммония разделены, то мы имеем дело с модифицированным методом определения БПК. В лабораторный сосуд помещают вещество, предотвращающее окисление аммония (например, тиомочевину), но не влияющее на окисление органических веществ. Методика анализа не меняется, но полученный результат относится только к окислению органического вещества.

Модифицированный метод определения БПК используют иногда для анализа стока после проведения биологической очистки.

### *Химическое потребление кислорода, ХПК<sub>II</sub> и ХПК*

В качестве окислителей в данном методе служат либо перманганат, либо бихромат калия.

Перманганат калия используют для определения ХПК<sub>II</sub>. В этом случае происходит весьма неполное окисление органических веществ, и этот метод можно рассматривать лишь как оценочный, цель которого установить необходимое разведение для последующего определения БПК.

Окисление бихроматом калия является более полным, окисляются даже некоторые неорганические вещества ( $\text{NO}_2^-$ ,  $\text{S}^{2-}$ ,  $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ ,  $\text{Fe}^{2+}$ ,  $\text{SO}_3^{2-}$ ). Аммиак и ионы аммония, образующиеся при окислении органического азота, не окисляются. Некоторые азотсодержащие вещества, такие как триметиламин, обычно присутствующий в стоках рыбных производств, циклические соединения азота, такие как пиридин, также не окисляются при анализе ХПК. В общем анализ ХПК вполне позволяет оценить содержание органического вещества в городских стоках, возможно, в диапазоне 90–95% теоретического потребления кислорода, необходимого для полного окисления всех присутствующих органических веществ.

Анализ ХПК также можно автоматизировать и проводить сравнительно быстро (за 1–2 ч), а получаемые данные пригодны для расчета массового баланса на очистных сооружениях.

ХПК<sub>II</sub> и ХПК выражают по отношению к кислороду, например как г  $\text{O}_2/\text{м}^3$ . Это означает, что потребление перманганата или бихромата калия переводят в эквивалентное потребление кислорода (то количество кислорода, которое потребовалось бы для окисления кислородом).

### Фракционирование ХПК

Значения общего ХПК учитывают целый ряд органических веществ с различной способностью к биологическому разложению. Для расчетов процессов биологической очистки стоков ХПК можно подразделить на следующие фракции:

$$C_{\text{ХПК}} = S_S + S_I + X_S + X_I + X_B, \quad (2.4)$$

где  $S_S$  — растворенное легко разлагаемое органическое вещество,  $S_I$  — растворенное биологически инертное органическое вещество,  $X_S$  — взвешенное медленно биологически разлагаемое органическое вещество,  $X_I$  — взвешенное биологически инертное органическое вещество,  $X_B$  — биомасса.

Такое подразделение, как правило, является достаточным для большинства практических целей. Фракции  $S_S$ ,  $X_S$  и  $X_B$  при необходимости можно разделить, как это показано ниже, на подгруппы. Темой для дискуссии остается разграничение между растворенными и взвешенными веществами ( $S_S$  и  $X_S$ ). Применительно к биологическим процессам это не так важно, но если рассматривать процесс разделения (сепарации), то в этом случае ситуация другая. Символы, используемые для обозначения разлагаемых веществ  $S_S$  и  $X_S$ , указывают лишь на основной компонент в данной фракции. Следует помнить, что взвешенные вещества могут очень легко разлагаться (и, следовательно, они относятся к группе  $S_S$ ), а растворимые органические вещества иногда могут разлагаться с трудом (т. е. они относятся к группе  $X_S$ ). Биомасса  $X_B$ , присутствующая в стоках в различных количествах, влияет на состав биомассы в реакторе. Такая дополнительная инокуляция может оказаться благоприятной, а может и вызвать проблемы. Последнее происходит в том случае, если со сточной водой в реактор поступают нитчатые или пенообразующие организмы.

Представления о фракционном составе сточной воды и биомассы активно развивались в последние 20 лет [13, 21, 22]. Степень детализации в каждом случае определяется самим биологическим процессом и необходимой точностью, с которой следует решать возникшую проблему. Ниже рассмотрено фракционирование в процессе биологического удаления фосфора [21].

### Фракции растворимого ХПК

$S_A$  — продукты ферментации, размерность — масса(ХПК)/м<sup>3</sup>. Эти вещества могут быть использованы фосфор-аккумулирующими ор-

ганизмами (ФАО) в анаэробных условиях. Для стехиометрических вычислений и при моделировании под фракцией  $S_A$  понимают ацетат. Поскольку ферментация является частью биологического процесса, продукты ферментации должны быть смоделированы отдельно от других фракций растворимого органического вещества. Они являются конечными продуктами ферментации. На практике ацетат действительно доминирует в этой фракции, но в ней также может присутствовать и целый ряд других веществ.

$S_F$  — ферментируемые легко разлагаемые органические вещества, размерность — масса(ХПК)/м<sup>3</sup>. Эта фракция растворимого ХПК, которая непосредственно доступна для биологического разложения под действием гетеротрофных организмов. При моделировании процесса часто принимают, что  $S_F$  является субстратом для ферментации, следовательно, эта фракция не содержит продуктов ферментации.

$S_I$  — инертное растворимое органическое вещество, размерность — масса(ХПК)/м<sup>3</sup>. Основная характеристика веществ этой фракции: они не разлагаются в процессе традиционной биологической очистки сточных вод. Вещества, входящие в эту фракцию, являются частью подаваемого стока, а также образуются при гидролизе фракции  $X_S$ .

$S_S$  — легко разлагаемый субстрат, размерность — масса(ХПК)/м<sup>3</sup>. Эта фракция заложена в модель ASM1, разработанную для процессов с активным илом (Activated Sludge Model No. 1) [13]. В модели ASM2d вместо фракции  $S_S$  заложена сумма фракций  $S_F + S_A$  [21].

### *Фракции взвешенного ХПК*

$X_S$  — медленно биологически разлагаемый субстрат, размерность — масса(ХПК)/м<sup>3</sup>. Это органические вещества с большим молекулярным весом, которые присутствуют в виде частичек или коллоидных образований. Чтобы они стали доступными для биологического разложения, их сначала следует подвергнуть гидролизу внеклеточными ферментами микроорганизмов. В одних моделях принимают, что в результате гидролиза фракции  $X_S$  образуется фракция  $S_S$ , которая далее метаболизируется, в других — что  $X_S$  гидролизуеться до  $S_F$ , которая способна подвергаться далее ферментации.

$X_B$  или  $X_N$  — гетеротрофные организмы, размерность — масса(ХПК)/м<sup>3</sup>. Считается, что это гетеротрофные организмы, которые могут расти и в аэробных, и в анаэробных (при денитрификации) условиях, а также проявлять активность в анаэробных

условиях (ферментационные процессы). Они отвечают за гидролиз взвешенных веществ и способны утилизировать все биологически разлагаемые органические субстраты в соответствующих условиях. Считается, что в анаэробных условиях эти организмы не образуют метан.

$X_{\text{ФАО}}$  — фосфат-аккумулирующие организмы, размерность — масса(ХПК)/м<sup>3</sup>. Эти гетеротрофные организмы представляют все виды полифосфат-аккумулирующих организмов. Считается, что все они растут в аэробных условиях, а часть из них — в аноксических условиях (иногда их обозначают  $X_{\text{ФАО,ДЕН}}$ ). При моделировании считают, что ФАО не участвуют в процессах ферментации в аэробных и аноксических условиях. Концентрация  $X_{\text{ФАО}}$  не включает концентрацию внутриклеточных запасных веществ  $X_{\text{ПФ}}$  и  $X_{\text{ПНО}}$ , но лишь «истинную» биомассу клеток. В биологических процессах  $X_{\text{В}}$  и  $X_{\text{ФАО}}$  могут обратимо переходить друг в друга. Это означает, что в определенных условиях (например, в анаэробных зонах)  $X_{\text{В}}$  становится  $X_{\text{ФАО}}$ , и наоборот.

$X_{\text{В,А}}$  или  $X_{\text{АВТ}}$  — нитрифицирующие организмы, размерность — масса(ХПК)/м<sup>3</sup>. Нитрифицирующие организмы ответственны за процессы нитрификации стока. Это облигатные аэробы, хемолютоавтотрофы. Во многих моделях принимают, что нитрифицирующие организмы окисляют аммоний  $S_{\text{NH}_4}$  непосредственно в нитрат  $S_{\text{NO}_3}$ , т. е. что в этой группе присутствуют и аммоний- и нитрит-окисляющие бактерии (часто их называют *Nitrosomonas* и *Nitrobacter*).

$X_{\text{I}}$  — инертные взвешенные органические вещества, размерность — масса(ХПК)/м<sup>3</sup>. Эта фракция не разлагается в условиях биологической очистки сточных вод. Вещества данной фракции флокулированы в активном иле. Эта фракция может образоваться в результате распада биомассы, а также может быть частью ХПК входящего стока.

$X_{\text{ПНО}}$  — внутриклеточные запасные вещества в фосфат-аккумулирующих бактериях, размерность — масса(ХПК)/м<sup>3</sup>. В большинстве моделей эта фракция включает прежде всего полимерные насыщенные оксикислоты (ПНО) и гликоген. Обычно она связана с фракцией  $X_{\text{ФАО}}$ , однако не является ее частью.  $X_{\text{ПНО}}$  может находиться также в других, например в нитчатых организмах, но в них она в отличие от ФАО связана необратимо.  $X_{\text{ПНО}}$  нельзя непосредственно сравнивать с аналитически измеряемой концентрацией ПНО. Это необходимый для моделирования системы компонент, не идентифицируемый химически.  $X_{\text{ПНО}}$ ,

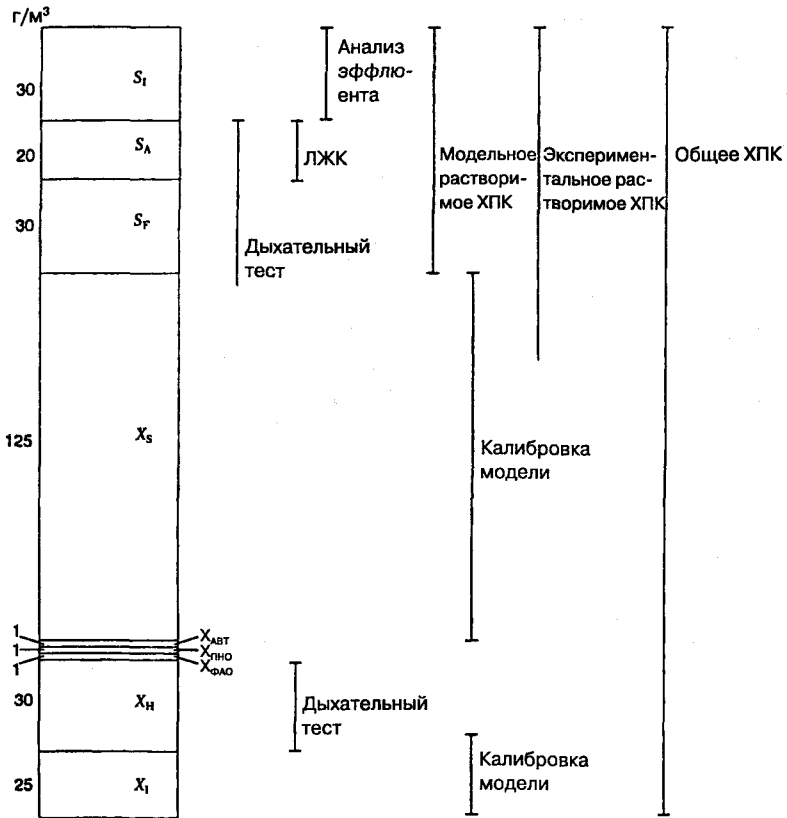


Рис. 2.6. Фракционирование ХПК в модели процессов с активным илом ASM2d [21]. В колонке показано стандартное распределение ХПК в обработанном городском стоке. На рисунке перечислены аналитические методы, позволяющие провести анализ различных фракций ХПК. Величина  $X_I$  установлена путем моделирования с использованием значения прироста ила; величина  $X_S$  — в результате моделирования на основе экспериментально найденного отношения скорость потребления кислорода/скорость потребления нитрата.

однако, можно вычислить при определении ХПК, если учесть закон сохранения масс. Для стехиометрических расчетов этой фракции приписывают химический состав полиоксибутирата  $(C_4H_6O_2)_n$ .

На рис. 2.6 показаны фракции ХПК в процессе биологического удаления фосфора и существующие на сегодняшний день методы их определения. Подходы к характеристике сточных вод и биомассы

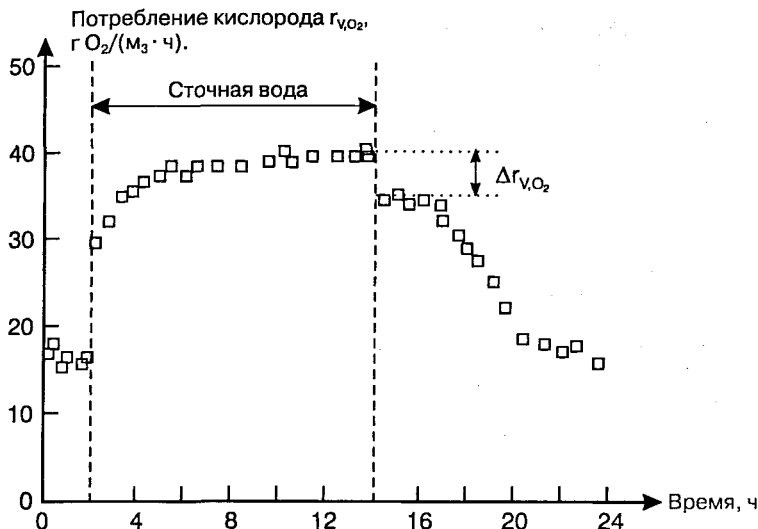


Рис. 2.7. Определение легко разлагаемого органического вещества.  $S_S$  можно рассчитать из  $\Delta r_{V,O_2}$  в соответствии с уравнением (2.5) [13].

до сих пор еще разрабатываются, поскольку стандартные методы пока не установлены.

Ниже кратко указано, как можно определить отдельные фракции ХПК.

- Инертные растворенные органические вещества  $S_I$  определяют из величин ХПК растворенных веществ после 15–20 сут окисления сточной воды, смешанной с активным илом. Параллельно необходимо проводить холостой опыт с активным илом без загрязненной воды.
- Легко разлагаемое органическое вещество  $S_S$  определяется по результатам дыхательного теста [18]. Пример такого определения показан на рис. 2.7. Зная коэффициент прироста ила  $Y_H$ , содержание  $S_S$  можно определить из уравнения массового баланса

$$\begin{aligned} r_{V,O_2} V &= Q S_S (1 - Y_H) \\ S_S &= r_{V,O_2} \cdot \theta / (1 - Y_H), \end{aligned} \quad (2.5)$$

поскольку  $(1 - Y_H)$  — это окисленная часть легко разлагаемого органического вещества,  $Y_H$  — та его часть, которая трансформирована в биомассу, а  $\theta$  — это время гидравлического удержания.



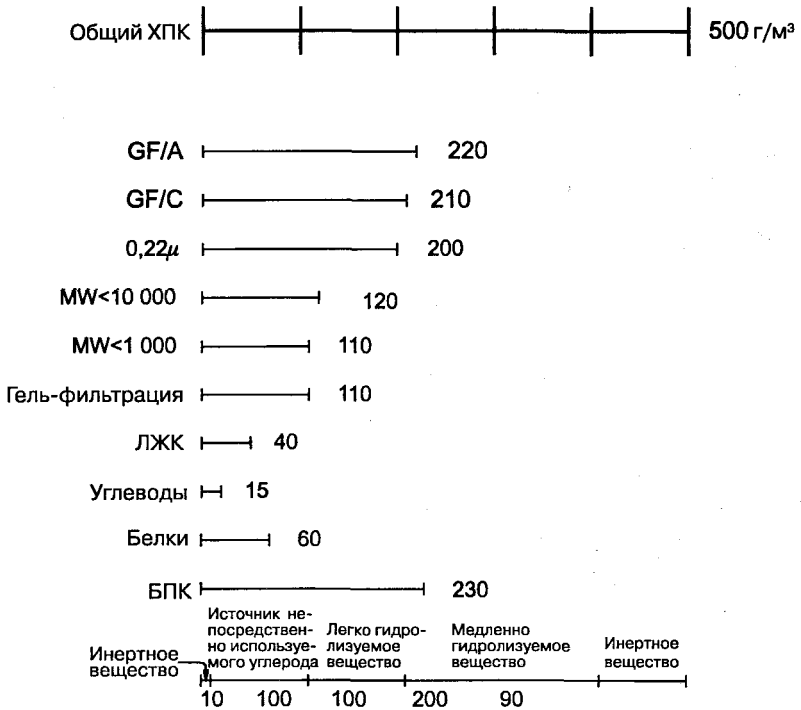


Рис. 2.8. Концентрация органических веществ в городских стоках (Лингби, Дания). Для характеристики стока использовались различные методы.

живания. Для оценки величины  $S_S$  можно также использовать кривую БПК, если принять, что ее первая, «быстрая», часть соответствует  $S_S$ .

- Продукты ферментации  $S_A$  — это часть легко разлагаемого вещества. Содержащуюся в этой фракции в значительном количестве уксусную кислоту можно определить выборочно методами газовой или ионной хроматографии и т. д. Эту фракцию в основном составляют вещества с молекулярным весом ниже 800–1000 (однако, присутствуют также в невысоких концентрациях низкомолекулярные растворенные инертные вещества). Содержание продуктов ферментации можно оценить по выделению фосфата в тесте с фосфор-аккумулирующей биомассой. В анаэробных условиях количество выделяющегося фосфата обычно пропорционально содержанию вещества во фракции  $S_A$ .

- Ферментируемое органическое вещество  $S_F$  измерять трудно. Оценить его содержание можно с помощью теста на потенциальное содержание летучих жирных кислот [24]: образец выдерживают в анаэробных условиях 2–6 сут и затем измеряют количество образовавшегося ацетата.
- Взвешенные инертные органические вещества определяются, исходя из скорости образования ила в экспериментах с илами разного возраста.  $X_I$  можно также оценить с помощью математической подгонки (адаптации) кривой накопления биомассы к модели [17], а также из результатов длительной аэробной стабилизации ила.
- Взвешенное легко разлагаемое органическое вещество определяется как разность между общим ХПК и ХПК других фракций, т. е.

$$X_S = C_{\text{ХПК}} - X_I - S_A - S_S - S_I$$

Концентрацию бактерий  $X_B$  можно установить по результатам дыхательного теста [16], где дыхание при 20 °С на 1 кг бактерий в сточной воде может, например, составлять 200 г  $O_2$ /ч. Фракцию денитрифицирующих бактерий можно определить параллельно в дыхательном тесте с нитратом в качестве акцептора электронов (около 70 г  $NO_3^- - N$ /(кг бактерий · ч).

Концентрацию бактерий можно также оценить посредством прямого подсчета, измерения АТФ, по содержанию дегидрогеназы и т. д.

### *Общее потребление кислорода*

Общее потребление кислорода (ОПК) можно установить, проводя окисление при высокой температуре в присутствии соответствующего катализатора. В указанных условиях удается окислить некоторые органические вещества, которые не окисляются при обычном анализе ХПК. Кроме того, в этом случае окисляется и аммоний. Таким образом, показатель ОПК обычно несколько выше, чем показатель ХПК (см. табл. 2.1).

### *Общий органический углерод*

В этом анализе органические вещества окисляются до  $CO_2$  при нагревании. Разность в концентрации  $CO_2$  до и после окисления используется для вычисления ООУ.

Параметр ООУ не связан непосредственно с другими характеристиками органического вещества: он показывает число углеродных атомов, но не степень их окисления и, следовательно, ничего не говорит о том, сколько кислорода должно быть затрачено на окисление.

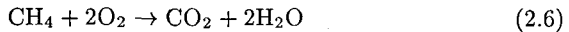
Значения ОПК, БПК и БПК<sub>20</sub> для некоторых веществ представлены в табл. 2.2 и 2.3.

**Пример 2.2.** В двух пробах сточной воды, как установлено, ООУ=12 г/м<sup>3</sup>. Одна проба содержала чистый метан, а другая — чистую уксусную кислоту. Рассчитайте ХПК для обоих образцов (примите, что при анализе ХПК наблюдается полное окисление).

1. Метан CH<sub>4</sub>

1 моль метана содержит 1 моль углерода (12 г), т. е. сточная вода содержала 1 моль метана.

Окисление метана:

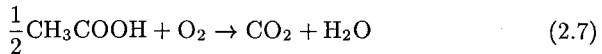


Потребление кислорода = 2O<sub>2</sub> = 2 · (16 · 2) = 64 г кислорода.

$$\text{ХПК} = 64 \text{ г/м}^3.$$

2. Уксусная кислота CH<sub>3</sub>COOH

$\frac{1}{2}$  моль уксусной кислоты содержит 1 моль углерода (12 г), т. е. сточная вода содержала  $\frac{1}{2}$  моль уксусной кислоты. Окисление  $\frac{1}{2}$  моль уксусной кислоты:



Потребление кислорода = O<sub>2</sub> = 16 · 2 = 32 г кислорода.

$$\text{ХПК} = 32 \text{ г/м}^3.$$

Оказывается, что несмотря на идентичные показатели ООУ два типа воды сильно различаются по значениям ХПК.

## 2.3. Азот

Как и органические вещества, азот в сточной воде может присутствовать в ряде фракций:

$$C_{N,\text{общ}} = S_{N,\text{окс}} + S_{\text{NH}_4} + S_{I,N} + X_{S,N} + X_{I,N}, \quad (2.8)$$

где C<sub>N,общ</sub> — общий азот, S<sub>N,окс</sub> — нитритный + нитратный азот, S<sub>NH<sub>4</sub></sub> — аммонийный + аммиачный азот, S<sub>I,N</sub> — растворенный инертный органический азот, X<sub>S,N</sub> — взвешенный легко биологически разлагаемый органический азот, X<sub>I,N</sub> — взвешенный инертный органический азот.

Таблица 2.2. Содержание углерода, ОПК, БПК и БПК<sub>20</sub> для некоторых органических веществ [14]

Вещество	Формула	Углерод, %	ОПК <sup>а</sup>	БПК	БПК <sub>20</sub>
			г О <sub>2</sub> /г вещества		
Метан	CH <sub>4</sub>	75	4	—	—
Этан	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	80	3,74	—	—
Гексан	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	84	3,54	—	—
Этилен	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	86	3,43	—	—
Ацетилен	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	92	3,07	—	—
Трихлорметан	CHCl <sub>3</sub>	10	0,36	—	—
Тетрахлорметан	CCl <sub>4</sub>	8	0,21	—	—
Этиловый эфир	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O	65	2,59	—	—
Ацетон	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	62	2,21	0,54	—
Муравьиная кислота	CH <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	26	0,35	0,09	0,25
Уксусная кислота	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	40	1,07	0,70	0,90
Пропионовая кислота	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	49	1,52	1,30	1,40
Масляная кислота	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	55	1,82	1,15	1,45
Валериановая кислота	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	59	2,04	1,40	1,90
Пальмитиновая кислота	C <sub>16</sub> H <sub>32</sub> O <sub>2</sub>	75	2,88	1,68	1,84
Стеариновая кислота	C <sub>18</sub> H <sub>36</sub> O <sub>2</sub>	76	2,93	1,13	1,59
Щавелевая кислота	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	27	0,18	0,10	0,12
Янтарная кислота	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	41	0,95	0,64	0,84
Малеиновая кислота	C <sub>4</sub> H <sub>4</sub> O <sub>4</sub>	41	0,83	—	—
Молочная кислота	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	40	1,07	0,54	0,96
Винная кислота	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>6</sub>	31	0,53	0,35	0,46
Лимонная кислота	C <sub>6</sub> H <sub>8</sub> O <sub>7</sub>	37	0,75	0,46	0,67
Глицин	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> O <sub>2</sub> N	31	0,96 <sup>б</sup>	0,55	—
Аланин	C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> N	40	1,35 <sup>б</sup>	0,94	—
Валин	C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> O <sub>2</sub> N	51	1,84 <sup>б</sup>	—	—
Глутаминовая кислота	C <sub>5</sub> H <sub>9</sub> O <sub>4</sub> N	41	1,14 <sup>б</sup>	—	—
Тирозин	C <sub>9</sub> H <sub>11</sub> O <sub>3</sub> N	60	1,81 <sup>б</sup>	—	—
Метанол	CH <sub>4</sub> O	37	1,50	0,96	1,26
Этанол	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	52	2,09	1,35	1,80
Изопропанол	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	60	2,40	1,42	—
Амиловый спирт	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> O	68	2,73	1,27	1,73

<sup>а</sup> Рассчитано теоретически.<sup>б</sup> С учетом окисления азота до нитрата.

Азотсодержащие фракции можно определять с помощью соответствующих аналитических методов (азот по Кьельдалю, нитритный, нитратный, аммонийный азот). Часто принимается, что

Таблица 2.3. Содержание углерода, ОПК, ВПК и ВПК<sub>20</sub> для некоторых органических веществ [14]

Вещество	Формула	Углерод, %	ОПК <sup>а</sup>	ВПК	ВПК <sub>20</sub>
			г О <sub>2</sub> /г вещества		
Этиленгликоль	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	39	1,29	0,49	—
Глицерин	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	39	1,22	0,72	0,94
Маннитол	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub>	40	1,14	0,68	0,94
Глюкоза	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	40	1,07	0,64	0,95
Лактоза	C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	42	1,12	0,61	0,91
Декстрины	C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	45	1,19	0,52	0,84
Крахмал	C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	45	1,19	0,68	0,90
Бензол	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	92	3,07	—	—
Толуол	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	91	3,13	—	—
Нафталин	C <sub>10</sub> H <sub>8</sub>	94	3,00	—	—
Фенол	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O	77	2,39	1,70	2,00
о-Крезол	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> O	78	2,52	1,60	1,80
α-Нафтол	C <sub>10</sub> H <sub>8</sub> O	83	2,56	0,93	1,60
Пирокатехин	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	65	1,89	0,90	0,90
Бензойная кислота	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	69	1,97	1,25	1,45
Салициловая кислота	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	61	1,62	0,95	1,25
Бензиловый спирт	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> O	78	2,52	1,55	1,95
Анилин	C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> N	77	2,66 <sup>б</sup>	1,49	—
Пиридин	C <sub>5</sub> H <sub>5</sub> N	76	2,53 <sup>б</sup>	1,15	—
Хинолин	C <sub>9</sub> H <sub>7</sub> N	84	2,66 <sup>б</sup>	1,71	—

<sup>а</sup> Рассчитано теоретически.<sup>б</sup> С учетом окисления азота до нитрата.

содержание азота в разных органических фракциях практически одинаково для различных типов сточных вод. В результате содержание азота рассчитывают следующим образом:

$$S_{I,N} = f_{SI,N} S_{I,ХПК} \quad (2.9)$$

$$X_{I,N} = f_{XI,N} X_{I,ХПК} \quad (2.10)$$

$$X_{S,N} = f_{XS,N} X_{S,ХПК}, \quad (2.11)$$

где  $f_{SI,N}$ ,  $f_{XI,N}$  и  $f_{XS,N}$  обычно лежат в диапазоне 0,04–0,08. Концентрация инертного растворенного азота  $S_{I,N}$  в обычных городских стоках колеблется от 1 до 4 г N/м<sup>3</sup>, поэтому поддерживать низкое содержание азота на выходе из очистных сооружений не всегда просто.

**Таблица 2.4.** Концентрация азота и фосфора в ХПК фракций органических веществ, содержащихся в сточных водах [20]

Символ	Компонент	Типичный диапазон, %	
		N	P
S <sub>S</sub>	Легко биологически разлагаемый (ферментируемый) субстрат	2-4	1-1,5
S <sub>A</sub>	Летучие кислоты (ацетат)	0	0
S <sub>I</sub>	Инертные биологически не разлагаемые органические вещества	1-2	0,2-0,8
X <sub>I</sub>	Инертные биологически не разлагаемые органические вещества	0,5-1	0,5-1
X <sub>S</sub>	Медленно биологически разлагаемые вещества	2-4	1-1,5
X <sub>H</sub>	Гетеротрофная биомасса	5-7	1-2
X <sub>ФАО</sub>	Фосфор-аккумулирующие организмы	5-7	1-2
X <sub>ПНО</sub>	Запасные полимерные насыщенные оксикислоты	0	0
X <sub>A</sub>	Автотрофная нитрифицирующая биомасса	5-7	1-2

В табл. 2.4 представлено типичное содержание азота и фосфора в различных органических фракциях городских стоков.

## 2.4. Фосфор

Содержащийся в сточных водах фосфор можно подразделить на следующие фракции:

$$C_{P, \text{общ}} = S_{PO_4} + S_{ПФ} + S_{P, \text{орг}} + X_{P, \text{орг}}, \quad (2.12)$$

где  $C_{P, \text{общ}}$  — общий фосфор,  $S_{PO_4}$  — растворенный неорганический ортофосфат,  $S_{ПФ}$  — растворенный неорганический полифосфат,  $S_{P, \text{орг}}$  — растворенный органический фосфор,  $X_{P, \text{орг}}$  — взвешенный органический фосфор.

Обычно более детальная классификация фосфорсодержащих веществ не требуется. Анализ данных фракций проводится с использованием хорошо известных лабораторных методов.

## 2.5. Общая щелочность

Щелочность сточной воды важно знать для оценки буферной устойчивости воды по отношению к кислотам и щелочам. Щелочность определяют титрованием сточной воды кислотой до рН 4,5. Чем выше значение щелочности, тем больше буферная емкость стоков.

Различные процессы обработки сточных вод приводят к изменению их щелочности, как это имеет место, в частности, при нитрификации, денитрификации и химическом осаждении. Обычно городские стоки со щелочностью выше 5 экв/м<sup>3</sup> не создают проблем при проведении этих процессов, однако при более низком значении щелочности возможен сдвиг значений рН и снижение эффективности обработки воды. В то же время для процессов предосаждения низкая щелочность часто предпочтительна, так как для достижения желаемых значений рН нужно затратить меньше реагентов.

## 2.6. Иловый индекс (объемный)

Иловый индекс (объемный) (ИИ) дает информацию о флокуляции и осаждаемости ила. По определению, ИИ — это величина обратная концентрации ила в иловой фазе после получасового отстаивания в стеклянном цилиндре.

$$\text{ИИ} = 1/X_{0,5} (\text{обычно мл/г ВВ}),$$

где  $X_{0,5}$  — концентрация ила в иловой фазе после получасового отстаивания.

Чем ниже ИИ, тем лучше флокуляция и осаждение ила. Если встряхивать цилиндр во время осаждения ила, то можно определить ИИ при встряхивании, эта величина меньше, чем обычный иловый индекс.

При высоких значениях ИИ ( $> 200$  мл/г ВВ) определяют значение разбавленного илового индекса (РИИ), например, вводя фактор разведения 2. РИИ рассчитывают по формуле:

$$\text{РИИ} = f_D (1/X_{0,5}),$$

где  $f_D$  — фактор разведения.

Значение ИИ около 100 мл/г обычно считают приемлемым для удовлетворительного функционирования очистной станции с активным илом. Это означает, что при указанном значении ИИ можно поддерживать удовлетворительную концентрацию возвратного ила и получать хорошее отстаивание.

Индекс плотности ила (ИПИ) — это его концентрация в фазе ила после 30 мин осаждения ( $= X_{0,5}$ ).

Объем ила — это соотношение объема фазы ила через 30 мин отстаивания и исходного объема иловой смеси, выраженное в процентах.

**Пример 2.3.** Образец активного ила взят из аэротенка и помещен в цилиндр объемом 1 л. Концентрация ила 5 г ВВ/л (5 кг ВВ/м<sup>3</sup>).

Через 30 мин отстаивания фаза ила составляет 400 мл, вода над илом прозрачна. Определите иловый индекс, индекс плотности ила и объем ила (%).

Иловый индекс:

$$\text{ИИ} = 400 \text{ мл} / 5 \text{ г} = 80 \text{ мл/г.}$$

Индекс плотности ила: 5 г ила занимает 400 мл:

$$\text{ИПИ} = 5 \text{ г} / 400 \text{ мл} = 12,5 \text{ г/л.}$$

Объем ила:  $(400 \text{ мл} / 1000 \text{ мл}) \cdot 100\% = 40\%$ .

## 2.7. Скорость дыхания ила

Скорость потребления кислорода (СПК) или скорость потребления нитрата (СПН) илом может дать важную информацию о состоянии ила. На рис. 2.9 показаны результаты дыхательного теста, в котором сточную воду окисляли при высокой концентрации кислорода (8–12 г/м<sup>3</sup>), после чего аэрацию останавливали, но воду продолжали перемешивать. Скорость дыхания ила в сточной воде можно рассчитать по наклону кривой и результатам измерения концентрации ила (ХПК, ВВ или БВБ). В этом случае она приблизительно равна 50 г O<sub>2</sub>/(кг БВБ · ч). Скорость дыхания активного ила порядка 20–40 г O<sub>2</sub>/(кг БВБ · ч) свидетельствует, что ил активен (в нем много живых микроорганизмов), а в сточной воде достаточна концентрация органических субстратов. Низкая скорость дыхания (5–10 г O<sub>2</sub>/(кг БВБ · ч)) может означать, например, что

- ил отравлен,
- в нем отсутствуют легко разлагаемые органические вещества,
- ил стабилизирован (например, аэробной стабилизацией).

Параллельно в эксперименте по определению нитратного дыхания можно обнаружить фракцию денитрифицирующих бактерий  $\eta_g$ :

$$\eta_g = \frac{\text{Нитратное дыхание (эл. экв/ч)}}{\text{Кислородное дыхание (эл. экв/ч)}} \quad (2.13)$$



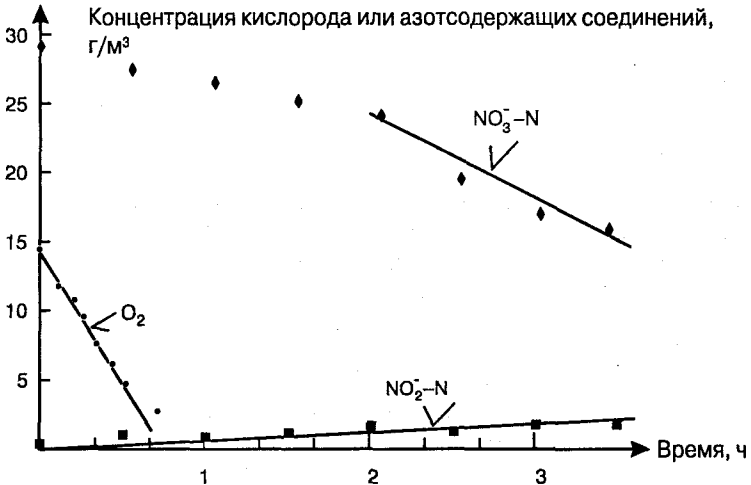


Рис. 2.9. Дыхательный тест со сточной водой. Показано кислородное и нитратное дыхание [15].

Пересчет концентраций кислорода и нитрата в электронные эквиваленты (эл. экв) осуществляется по следующим формулам:

$$32 \text{ г кислорода} = 1 \text{ моль } \text{O}_2 = 4 \text{ эл. экв.}$$

$$14 \text{ г нитратного азота} = 1 \text{ моль } \text{NO}_3^- - \text{N} = 5 \text{ эл. экв.}$$

По скорости потребления аммония (СПА) можно судить о содержании нитрифицирующих (автотрофных) бактерий [16].

**Пример 2.4.** Скорости дыхания образца активного ила были определены как  $32 \text{ г O}_2/(\text{кг БВБ} \cdot \text{ч})$  и  $7 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/(\text{кг БВБ} \cdot \text{ч})$ . Найдите содержание денитрифицирующих бактерий  $\eta_g$ .

$32 \text{ г O}_2/(\text{кг БВБ} \cdot \text{ч})$  соответствует  $(32 \text{ г O}_2/32 \text{ г O}_2) \cdot 4 \text{ эл. экв} = 4 \text{ эл. экв}/(\text{кг БВБ} \cdot \text{ч})$ . Такая скорость дыхания показывает, что ил активен и что органического субстрата достаточно.

$7 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/(\text{кг БВБ} \cdot \text{ч})$  соответствует  $(7 \text{ г NO}_3^- - \text{N})/((14 \text{ г NO}_3^- - \text{N}) \cdot 5 \text{ эл. экв}) = 2,5 \text{ эл. экв}/(\text{кг БВБ} \cdot \text{ч})$ .

$7 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/(\text{кг БВБ} \cdot \text{ч})$  — это высокая скорость денитрификации; хороший легко разлагаемый источник углерода доступен.

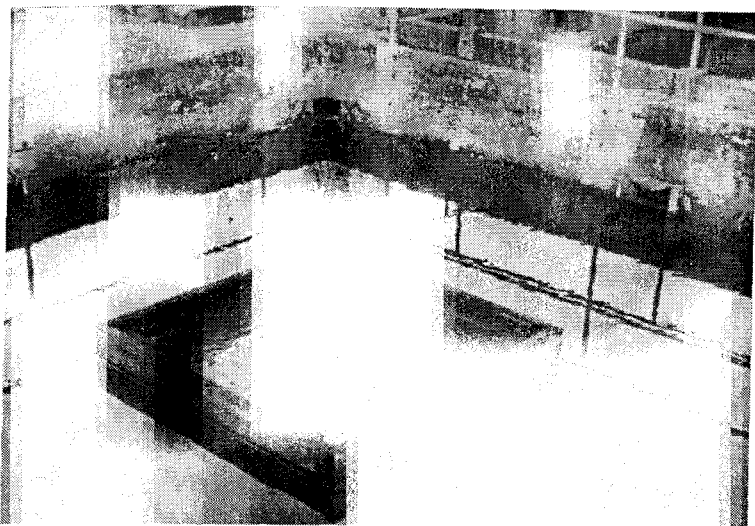
$$\eta_g = 2,5/4 = 0,63.$$

Это нормальное содержание денитрифицирующих бактерий.

## Литература

1. APHE. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 16th edition. American Public Health Association, Washington D. C. (1985).
2. VCH. Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlamm-Untersuchung Bd. I-III (German Standard Procedures for the Examination of Water, Wastewaters and Sludge, Volumes I-III). VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim (1989).
3. Danske standarder for analysemetoder for vand (Danish Standards for Methods of Analysis for Water). Danish Standards Association, Copenhagen.
4. DS 207. Vandundersøgelse. Suspenderet stof og gløderest (Total Non Filtrable Residue and Fixed Matter in Non Filtrable Residue). Danish Standards Association, Copenhagen (1985).
5. Popel F. (editor), Lehrbuch für Abwassertechnik und Gewässerschutz (Textbook for Wastewater Engineering and Protection of Aquatic Environment). Deutscher Fachschriften-Verlag, Wiesbaden (1975/88).
6. Institut für Wasserversorgung, Abwasserreinigung und Gewässerschutz der Technischen Hochschule Wien. Kläranlage Wien-Inzersdorf, Blumental. Betriebsbericht für den Zeitraum Oktober 1969-Oktober 1972 (Institute for Water Supply, Wastewater Treatment and Protection of Aquatic Environment, Vienna Technical University (1972): Treatment plant Wien-Inzersdorf, Blumental. Report on the operation for the period October 1969 to October 1972).
7. Lyngby-Tårnbæk Kommune. Analyser fra Lyngby-Tårnbæk Kommunes rensningsanlæg i Lundtofte 1970-1977 (The Municipality of Lyngby-Tårnbæk (1977): Analyses from the treatment plant in Lundtofte, owned by the Municipality of Lyngby-Tårnbæk, 1970-1977), Lyngby, Denmark.
8. Metcalf & Eddy, Inc., Wastewater Engineering. Treatment, Disposal and Reuse. McGraw-Hill Book Company. New York, N.Y. (1991).
9. Gotaas H.B., Effect of Temperature on Biochemical Oxidation of Sewage. *Sewage Works Journal*, 20, 441-477 (1948).
10. Frederiksen J., Om nedbrydningshastigheden af sukkerholdigt spildevand (About the degradation rate for Wastewater containing carbohydrate). *Hedeselskabets Tidsskrift*, 84, 136-143 (1963).
11. DS. 5 dogns biokemisk oxygenforbrug (BOD) (Water analysis — Determination of biochemical oxygen demand (BOD)). Danish Standards Association, Copenhagen. (DS/R 254) (1977).
12. Henze M., BOD (eller BI<sub>5</sub> analysen (The BOD (or BOD<sub>5</sub>) analysis). *Vand & Miljø*, 3, 30-31 (1986).

13. Henze M., Grady C. P. L., Gujer W., Marais G. v. R., Matsuo T., Activated Sludge Model No. 1. IAWPRC, London. (IAWPRC Scientific and Technical Reports No. 1) (1987).
14. Busse H. J., Instrumentelle Bestimmung der organischen Stoffe in Wässern (Instrumental Determination of Organic Matter in Waters). *Z. f. Wasser- und Abwasser-Forschung*, **8**, 164–176 (1975).
15. Henze M., Nitrate Versus Oxygen Utilization Rates in Wastewater and Activated Sludge System. *Wat. Sci. Tech.*, **18**, (6), 115–122 (1986).
16. Kristensen G. H., Jorgensen P. E., Henze M., Characterization of Functional Groups and Substrate in Activated Sludge and Wastewater by AUR, NUR and OUR. *Wat. Sci. Tech.*, **25**, (6), 43–57 (1992).
17. Gujer W., Henze M., Activated Sludge Modelling and Simulation. *Wat. Sci. Tech.*, **23**, Kyoto, 1011–1023 (1991).
18. Kappeler J., Gujer W., Estimation of Kinetic Parameters of Heterotrophic Biomass Under Aerobic Conditions and Characterization of Wastewater for Activated Sludge Modelling. *Wat. Sci. Tech.*, **25**, (6), 125–139 (1992).
19. Gillberg L., Eger L., Jepsen S. E., Effect of Coagulants on Particle Distribution and Concentration. I; Chemical Water and Wastewater Treatment, Ed: H. H. Hahn and R. Klute. Springer Verlag, Heidelberg (1990).
20. Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C., Marais G. v. R., Activated Sludge model no. 2. IAWQ Scientific and Technical Report no. 3, IAWQ, London (1995).
21. Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C., Marais, G. v. R., van Loosdrecht M. C. M., Activated sludge model No. 2d, ASM2d. *Wat. Sci. Tech.*, **39**, (1), 165–182 (1999).
22. Gujer W., Henze M., Takashi M., Van Loosdrecht M. C. M., Activated Sludge Model No. 3. In: Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2D and ASM3 (Henze M., Gujer W., Mino T., Loosdrecht M. C. M., editors). Scientific and Technical Report No. 9, 99–121, IWA Publishing, London (2000).
23. Henze M., Kristensen G. H., Strube R., Determination of organic matter and nitrogen in wastewater. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark (1992).
24. Lie E., Welander T., Determination of volatile fatty acid potential of wastewater from different municipal treatment plants. *Water Res.*, **31**, 1269–1274 (1997).



Биологическая обработка сточных вод.

*Вверху.* Очистная станция «Киркесковен» (Соллерод, Дания, 1989 г.). Построена в 1922 г. и является первым в континентальной Европе сооружением с активным илом. Отстойник использовался с 1922 по 1992 г. Многие ли подобные сооружения, построенные в наши дни, проработают 70 лет?

*Внизу.* Очистная станция «Моригосаки» (Токио, Япония). В нижней части снимка видны крытые первичные отстойники, а за ними слева расположены крытые отстойники с активным илом. Над ними организованы футбольное поле и теннисные корты.

## Глава 3

# Основные биологические процессы

*Могенс Хенце (Mogens Henze)*

«Тут дело, должно быть,  
в неудовлетворительном научном объяснении».

*Лейф Пандуро  
(вольный перевод с датского М. Хенце)*

В этой главе мы обсудим наиболее важные биологические процессы, которыми пользуются при биологической очистке воды. Сложность биологических процессов такова, что «научные объяснения» могут показаться неудовлетворительными. Для того чтобы посмотреть на процессы с инженерной точки зрения, весь излагаемый материал несколько упрощен, но принципиальные моменты изложены достаточно детально. Мы рассмотрим только процессы конверсии и, чтобы, как было указано выше, упростить изложение, все скорости процессов будут считаться положительными. В последующих главах при привлечении уравнений массового баланса всем выражениям будет задано направление (математически: приписан знак плюс или минус).

### 3.1. Биология в биологической очистке сточных вод

В осуществлении биологической очистки сточных вод участвуют самые разнообразные группы организмов. Можно составить только очень приблизительный список отдельных видов, входящих в биологический консорциум, развивающийся в очистном сооружении, так как его состав очень сильно зависит от внешних условий. Мы поговорим об этом при обсуждении методов селекции.

#### 3.1.1. Организмы

Все организмы, обитающие в очистном сооружении, попадают в него из какого-либо внешнего источника: вместе со сточной водой, из воздуха и почвы вместе с рядом добавок, или же заносятся мухами, крысами, чайками и т. д. Существенная часть таких организмов

может размножаться непосредственно в очистном сооружении, и это указывает на значимость процессов селекции микроорганизмов, которые описаны в следующем разделе.

При рассмотрении биологических способов очистки воды нельзя не упомянуть о важном гигиеническом аспекте этой проблемы — о наличии патогенных организмов. В этой книге мы не будем больше об этом говорить, но важно помнить, что большое количество патогенных организмов всегда присутствует на любой стадии биологической очистки, за исключением тех стадий, на которых применяется мощная дезинфицирующая обработка. Распространителями опасных патогенных организмов могут быть животные, обитающие вблизи очистных станций. Так что опасность заражения существует даже в отсутствие непосредственного контакта со сточной водой.

Организмы, обитающие в очистных сооружениях, можно разделить на следующие группы [1]:

- бактерии,
- грибы,
- водоросли,
- простейшие,
- многоклеточные.

В двух основных типах реакторов (сооружений) биологической очистки сточных вод — биофильтрах и установках с активным илом<sup>1</sup> — создаются разные условия для жизнедеятельности, и это сказывается на составе обитающих в них организмов. Наибольшее число видов организмов обнаружено в биофильтрах. Из-за различий в конструкции и операционных характеристиках биофильтры отличаются сильно изменяющимися условиями среды, и хорошо приспосабливаться к обитанию в них могут самые различные организмы. В установках с активным илом их меньше и они не так разнообразны по видовому составу.

**Бактерии.** Многочисленны в реакторах обоих типов, но в реакторах с активным илом их относительно больше. Основная задача

<sup>1</sup> Это упрощенное деление, которое, в целом, справедливо для реакторов, используемых для **аэробной** биологической обработки стоков. Классификация же **анаэробных** реакторов несколько другая. Дополнительную информацию см. *Калужный С. В., Данилович Д. А., Ножневникова А. Н.*, Анаэробная биологическая очистка сточных вод. — М.: ВИНТИ, Итоги науки и техники, сер. Биотехнология, 29, 1991. — 187 с. — *Прим. ред.*

бактерий — первичная трансформация и разложение растворенных органических веществ. Они также участвуют в разложении взвешенных органических веществ посредством синтеза внеклеточных ферментов. Обычное содержание бактерий в активном иле составляет  $10^{10}$ – $10^{12}$  на литр [3].

**Грибы.** Конкурируют с бактериями за источники питания и, поскольку преимущество обычно бывает на стороне бактерий, в реакторах грибы не так многочисленны, как бактерии. Однако именно их развитию способствуют низкие значения рН в реакторе. Грибы лучше представлены в биофильтрах, чем в активном иле.

**Водоросли.** Обнаруживаются на поверхности биофильтров, где условия благоприятны для их развития (свет и питание), а также в биопрудах, используемых на конечных стадиях очистки стока.

**Простейшие.** Обычные обитатели биофильтров. В сооружениях с активным илом их численность зависит от нагрузки на это сооружение: чем ниже нагрузка, тем больше простейших. Простейшие паразитируют на бактериях, поедают грибы и водоросли, взвешенные органические вещества и выполняют важную функцию во вторичном осаждении сточных вод.

**Многоклеточные.** Ареал распространения тот же, что и у простейших, т. е. они предпочитают биофильтры и активный ил при низкой нагрузке. В реакторах можно обнаружить коловраток, ракообразных, различного вида насекомых и т. д.

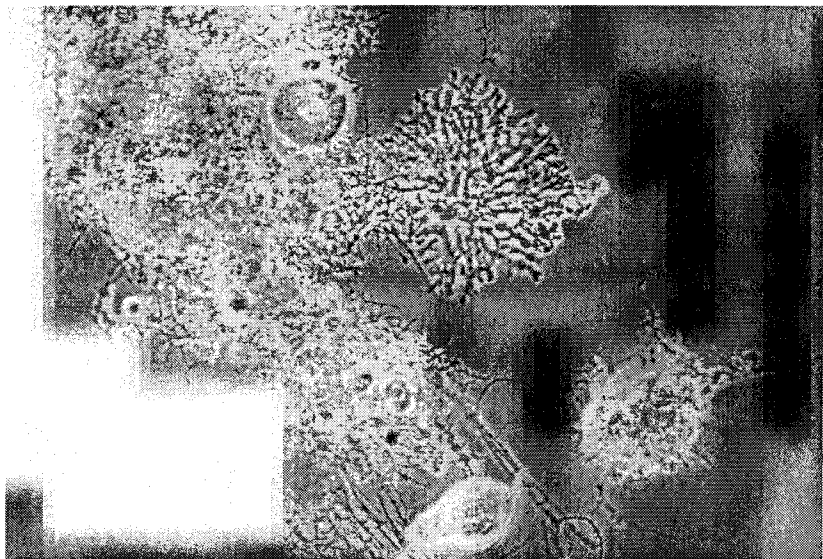
В табл. 3.1 перечислены организмы, часто встречающиеся в реакторах, предназначенных для биологической обработки стоков.

Опыт работы на очистных сооружениях показывает, что непосредственный контакт с водой опасен, поскольку бактерии, вирусы и особенно патогенные микроорганизмы могут проникать в организм человека через кожу, при употреблении такой воды в качестве питьевой или вдыхании ее паров [37]. Однако причиной инфекционных болезней, передаваемых воздушно-капельным путем, очистные станции становятся редко. Раньше на церемонии открытия новых станций очистки было принято, чтобы мэр пил воду, прошедшую очистку. Теперь этого уже не делают, так как даже на выходе из очистной станции вода может содержать патогенные микроорганизмы.

**Таблица 3.1.** Организмы, участвующие в процессе биологической очистки воды

- Achromobacter** — Бактерии, часто встречающиеся как в биофильтрах, так и в реакторах с активным илом
- Acinetobacter** — Один из родов бактерий, ответственных за биологическое удаление фосфора [16]
- Alcaligenes** — Бактерии, часто встречающиеся как в биофильтрах, так и в реакторах с активным илом, а также в метантенках
- Красные черви** — Очень подвижные личинки красного цвета, длиной 1–2 см. Встречаются в реакторах с активным илом и в биофильтрах, а также в очень загрязненных стоках [4]
- Chironomidae** — Мотыль (личинки комаров)
- Crustacea** — Ракообразные, обитающие в реакторах с активным илом при очень низкой нагрузке, а также в прудах
- Дафнии** — Ракообразные, обитающие в реакторах с активным илом при очень низкой нагрузке, а также в прудах
- Desulfovibrio** — Сульфат-восстанавливающие бактерии, обычно обитают в метантенках. Вырабатывают токсичный обладающий неприятным запахом сероводород [2]
- Фильтровые мошки** — Двукрылые насекомые, 2–5 мм длиной, могут быть весьма многочисленными в биофильтрах при низкой нагрузке. Они не играют особой роли в работе реактора, но могут создавать довольно неприятный фон
- Flavobacterium** — Бактерии, часто встречающиеся в реакторах с активным илом, биофильтрах, а также в метантенках
- ГАО** — Гликоген-аккумулирующие организмы, не накапливают фосфат
- Geotrichum** — Род грибов, обитающих в реакторах с активным илом и биофильтрах
- Gordonia** — Бактерии, вызывающие образование пены в реакторах с активным илом (ранее назывались *Nocardia*)
- Micrococcus** — Бактерии, часто встречающиеся как в биофильтрах, так и в реакторах с активным илом
- Microtrix** — Бактерии, вызывающие вспухание ила (высокий иловый индекс) в реакторах с активным илом. Предпочитают длинноцепочечные жирные кислоты
- Nitrobacter** — Бактерии, окисляющие нитрит до нитрата. Развиваются в реакторах с низкой нагрузкой
- Nitrosomonas** — Бактерии, окисляющие аммоний до нитрита. Развиваются в реакторах с низкой нагрузкой
- ФАО** — Фосфат-аккумулирующие организмы
- Pseudomonas** — Бактерии, обитающие в реакторах с активным илом, биофильтрах, в метантенках и в денитрифицирующих реакторах
- Psychodidae** — Фильтровые мошки
- Rotifera** — Коловратки, живут в реакторах с активным илом при низкой нагрузке. Являются индикатором очень хорошей биологической очистки
- Sphaerotilus natans** — Нитчатые бактерии, могут препятствовать процессу осаждения активного ила, вызывая так называемое вспухание ила. Эти бактерии встречаются также в очень загрязненных стоках [5]
- Tubifex** — Малощетинковые красные черви длиной 3–4 см. Встречаются в биофильтрах и в очень загрязненных стоках [4]
- Vorticella** — Сувойки, колоколообразные прикрепленные инфузории. Являются индикатором хорошей очистки. Свободно плавающие инфузории поедают свободно плавающих бактерий, очищая тем самым воду. Если в воде доминируют прикрепленные формы, это означает, что в растворе питания для них (т. е. бактерий) немного и, следовательно, вода чистая [2]
- Zoogloea ramigera** — Бактерии, обитающие в реакторах с активным илом и в биофильтрах. Выделяют желатиноподобную слизь, приводящую к флокуляции активного ила





**Рис. 3.1.** Активный ил, в котором представлены бактерии рода *Zoogloea* (большие кластеры) и *Gordonia* (нити), а также простейшие. (Водные консорциумы, Бильбао.)

Рис. 3.1 иллюстрирует биологическое разнообразие организмов в активном иле.

### 3.1.2. Селекция организмов

Селекцией называют механизм, способствующий преимущественному росту определенных видов микроорганизмов и затрудняющий рост других видов. В основе селекции лежит разнообразие видов. Чтобы происходила селекция, необходимо определенное количество видов различных организмов, и чем их больше, тем больше вероятность того, что вы получите микроорганизмы, способные развиваться в предлагаемых условиях.

Кроме селекции, происходит также и адаптация ряда микроорганизмов.

Биологическая очистка воды в значительной степени основана на селекции микроорганизмов. К счастью, богатое разнообразие видов, содержащихся в стоках, обеспечивает селекцию среди самых разных микроорганизмов. Ввиду большого разнообразия микроорганизмов, поступающих со стоками на очистные станции,

мы можем не слишком задумываться о том, в какие условия попадают там микроорганизмы, а можем быть уверенными, что биологическая очистка воды будет происходить. Качество очистки, конечно, зависит от созданных условий, но в любом случае произойдет определенная биологическая обработка воды. Вопрос только в том, насколько изобретательны и профессиональны мы в технологической реализации процесса.

Два основных метода биологической очистки довольно сильно различаются по механизму селекции. Наиболее жесткий отбор происходит в активном иле. Вероятно, именно поэтому на первых этапах освоения технологий с активным илом в систему добавляли чистые культуры организмов в надежде на то, что только эти культуры выживут в реакторе. В то время еще не вполне понимали, насколько велико разнообразие микроорганизмов в необработанных стоках.

### *Селекция на биофильтрах*

Существуют два основных механизма селекции микроорганизмов на биофильтрах: либо он основан на адгезии, либо определяется скоростью роста (зависит от субстрата, температуры, pH, содержания кислорода и т. д.)

Селекция, определяемая скоростями роста, эффективна не всегда, так как и субстрат, и температура среды все время меняются. Субстраты могут меняться весьма значительно, если городские стоки содержат сточные воды производств, работающих не круглосуточно или не полную неделю. Температура меняется в зависимости от времени года. Изменения температуры особенно важны, поскольку приводят к сезонной селекции микроорганизмов в реакторе.

### *Селекция в реакторах с активным илом*

Селекцию в реакторах с активным илом можно подразделить на несколько рассмотренных ниже типов.

1. Акцепторы электронов. Поскольку в работе реактора с активным илом принципиальным является то обстоятельство, что через смесь ила и воды продувают воздух, то анаэробные бактерии вряд ли способны выживать в нем длительное время. Анаэробные условия могли бы сохраняться внутри флоккул ила, но флокулы часто разрушаются и формируются заново. Факультативные анаэробные организмы, впрочем, способны выживать в таких изменяющихся (но все-таки преимущественно аэробных) условиях.

В реакторах денитрификации в определенные периоды акцептором электронов может служить нитрат. В такой ситуации преимущество получают те бактерии, которые способны использовать в качестве акцепторов электронов как кислород, так и нитрат.

2. Субстрат. Микроорганизмы должны быть способны использовать как первичные, так и вторичные субстраты. Например, в процессе биологического удаления фосфора происходит отбор фосфат-аккумулирующих организмов (ФАО), поскольку они способны использовать относительно небольшие органические молекулы (уксусную кислоту, спирты и т. д.) при анаэробных условиях. Другие бактерии, обычно содержащиеся в активном иле, такой способностью не обладают [6].

3. Седиментационные и флокуляционные характеристики. Седиментационные (осаждающиеся) формы составляют основную часть активного ила. Если организмы обладают достаточно большими размерами и массой, они осаждаются самопроизвольно и, следовательно, удерживаются в реакторе. Маленькие и легкие организмы должны образовывать агрегаты или флокулы с другими такими же клетками, чтобы вернуться в реактор.

4. Температура. Если температура в реакторе ниже той, при которой организм способен расти, он в конечном итоге погибнет.

5. Скорость роста. Для поддержания постоянных условий в реакторе с активным илом из него выводят избыточный ил. Это один из способов удаления организмов из процесса очистки. Кроме того, происходит поедание ила многоклеточными организмами и вынос их вместе со взвешенными веществами в обработанном стоке. Для того чтобы организмы оставались в реакторе, скорость их воспроизведения должна быть больше скорости их удаления. Следовательно, скорость роста микроорганизмов очень важна для их выживания в реакторе. Организмы, разлагающие сложные органические вещества, например различные токсичные продукты, часто характеризуются невысокими скоростями роста, так как они «выполняют тяжелую работу», не дающую большого выигрыша энергии. То же самое касается нитрифицирующих бактерий, вызывающих конверсию аммония. Для эффективного удаления специфических загрязнений в реакторах с активным илом особое значение имеет та минимальная скорость роста, при которой соответствующие микроорганизмы могут выживать в реакторе.

6. Суспендированные (неприкрепленные) формы. Микроорганизмы, растущие только на поверхностях, не могут выживать в реакторах с активным илом при долговременной эксплуатации.

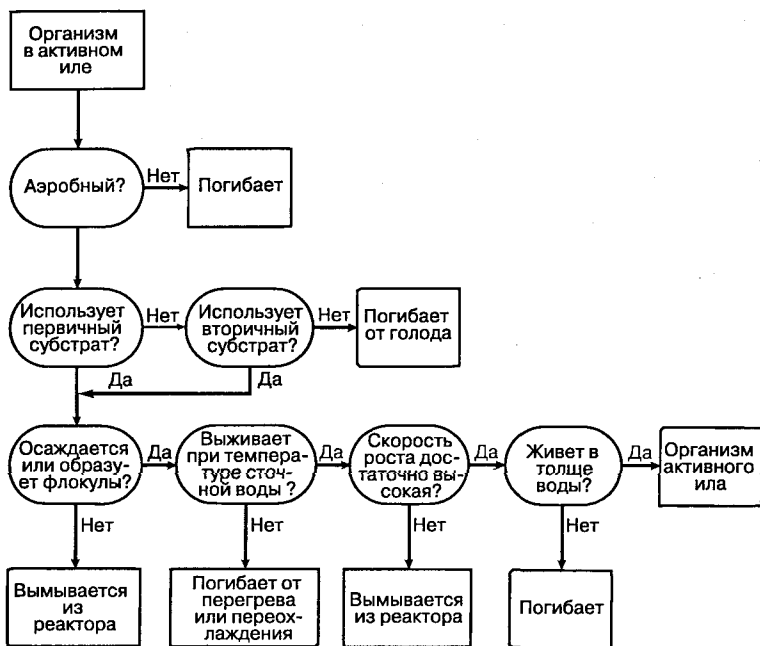


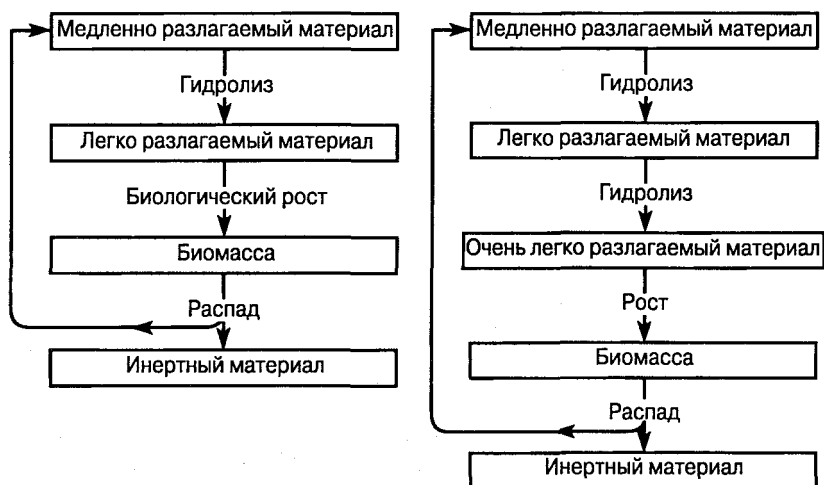
Рис. 3.2. Селекция в реакторе с активным илом.

На рис. 3.2 представлена схема механизмов селекции в системах с активным илом.

В реакторах с активным илом, как и в биофильтрах, механизмы селекции по субстрату и температуре не являются постоянно действующими. Два других механизма (концентрация кислорода и скорость роста) в какой-то степени зависят от условий работы реактора. Содержание кислорода изменяется в зависимости от содержания органических веществ и(или) интенсивности аэрации. Необходимая минимальная скорость роста организмов зависит от возраста ила в реакторе.

### 3.2. Процессы конверсии на станциях биологической очистки стоков

Для биореакторов принципиально важными являются несколько типов биологических превращений: биологический рост, гидролиз, распад.



**Рис. 3.3.** Биологические превращения для двухсубстратной модели. Эта схема может использоваться для описания обычного реактора с активным илом, реакторов нитрификации и денитрификации, а также анаэробных реакторов. Трехсубстратная модель применима, в частности, для описания процесса биологического удаления фосфора.

Сюда следовало бы добавить еще адсорбцию, которая, хотя и не является превращением в полном смысле слова, но также может влиять на процессы очистки воды.

На рис. 3.3 представлены две модели, описывающие указанные превращения. В реальном реакторе все намного сложнее, чем это показано на рисунке, который подчеркивает только те моменты, которые наиболее важны для описания большинства процессов.

Наиболее существенной проблемой в биологическом превращении является то, что только определенная часть веществ, которые должны подвергнуться обработке, с самого начала доступна для микроорганизмов.

Ниже мы рассмотрим подробнее все три процесса — рост, гидролиз и распад, а далее (гл. 4–9) используем их для описания закономерностей биологической очистки воды.

### 3.2.1. Биологический рост

Принято считать, что в процессе очистки воды для роста бактерии используют только очень небольшие и относительно простые орга-

нические соединения, например уксусную кислоту, этанол, метанол, пропионовую кислоту, глюкозу, аммоний, нитрит и т. д.

Этот процесс можно описать следующим уравнением:

$$r_{V,ХВ} = \mu_{\max} f(S) X_B, \quad (3.1)$$

где  $r_{V,ХВ}$  — объемная скорость биологического роста, размерность  $M \cdot m^{-3} T^{-1}$  (например, кг ХПК(Б)/(м<sup>3</sup> · сут)),  $\mu_{\max}$  — максимальная удельная скорость роста, размерность  $T^{-1}$  (например, ч<sup>-1</sup> или сут<sup>-1</sup>),  $f(S)$  — описывает кинетику роста (нулевой порядок, первый порядок или уравнение Моно),  $X_B$  — концентрация биомассы, размерность  $M_X \cdot m^{-3}$  (например, кг ХПК(Б)/м<sup>3</sup> или кг ВВ(Б)/м<sup>3</sup>).

Расход субстрата, необходимый для биологического роста, можно рассчитать из уравнения

$$r_{V,S} = (r_{V,ХВ})/Y_{\max},$$

где  $Y_{\max}$  — максимальный коэффициент прироста ила, размерность  $M_{ХВ} \cdot M_S^{-1}$  (например, кг ХПК(Б)/кг ХПК(S) или кг ВВ(Б)/кг ХПК(S)).

Наиболее часто для описания расхода субстрата на рост биомассы используется уравнение Моно, которое выглядит следующим образом:

$$r_{V,S} = \frac{\mu_{\max}}{Y_{\max}} \cdot \frac{S}{S + K_S} \cdot X_B \quad (3.2)$$

Следует отметить, что это выражение применимо только в том случае, если единственным фактором, лимитирующим рост, является концентрация субстрата. Напротив,  $\mu_{\max}$  можно рассматривать как максимальную удельную скорость роста при данных определенных условиях (температура, рН, концентрации кислорода, питательных и токсичных компонентов). Изменения в окружающей среде можно учесть, как это показано в разделе об аэробной конверсии.

Биомасса  $X_B$  является единственной органической фракцией в иле<sup>1</sup>. Рис. 3.4 демонстрирует влияние нагрузки на ил (см. гл. 4) на распределение его фракций.

<sup>1</sup> Это несколько упрощенное представление: в иле может содержаться также нерастворимый органический субстрат и инертные органические вещества, мертвая биомасса и т. д. — *Прим. ред.*

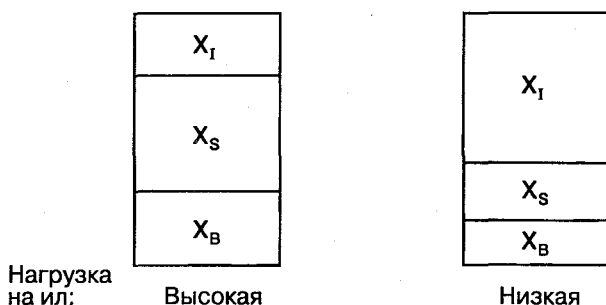


Рис. 3.4. Распределение биомассы в зависимости от нагрузки на ил.

### 3.2.2. Гидролиз

В результате гидролиза большие молекулы превращаются в маленькие, легко разлагаемые. В данной ситуации это может быть разложение как частиц, так и растворенных веществ. Процессы гидролиза обычно являются медленными по сравнению с процессами роста. Следовательно, если исходить из скоростей реакций, гидролиз часто может выступать лимитирующей стадией биологической очистки воды.

О процессах гидролиза известно не так много<sup>1</sup> [9], для их описания часто используется математический аппарат реакций первого порядка по отношению к гидролизуемому веществу, например взвешенному веществу  $X_S$ :

$$r_{V, X_S} = k_h X_S \quad (3.3a)$$

Аналогичное выражение для гидролиза растворенного органического вещества выглядит как

$$r_{V, S} = k_h S_S \quad (3.3b)$$

Заметим, что константы гидролиза  $k_h$  в уравнениях (3.3a) и (3.3b) не являются идентичными.

В некоторых моделях применяются более сложные гиперболические зависимости, где данная биомасса  $X_B$  имеет максимальную гидролизующую активность:

$$r_{V, X_S} = k_h X [X_S / X_B / (K_X + X_S / X_B)] X_B \quad (3.4)$$

<sup>1</sup> Это точка зрения инженеров, к которым относятся и авторы книги. На самом деле ферментативный гидролиз органических полимеров является весьма продвинутой областью энзимологии. — *Прим. ред.*

Таблица 3.2. Константы гидролиза органических веществ в присутствии различных акцепторов электронов [9. 11]

Акцептор электронов	Константа гидролиза для растворенных веществ, сут <sup>-1</sup>	Константа гидролиза для взвешенных веществ, сут <sup>-1</sup>	Константа гидролиза, кг ХПК(Х)/(кг ХПК(В) · сут)	Константа насыщения, кг ХПК(Х)/(кг ХПК(В))
Кислород	3–20	0,6–1,4	0,6–1,4	0,02–0,05
Нитрат	1–15	0,15–0,4	0,15–0,4	0,02–0,05
Без кислорода и без нитрата	2–20	0,3–0,7	0,3–0,7	0,02–0,05

где  $k_{hX}$  — константа гидролиза,  $M_{XS} \cdot M_{XB}^{-1} \cdot T^{-1}$ ,  $K_X$  — константа насыщения,  $M_{XS} \cdot M_{XB}^{-1}$

Если отношение между гидролизуемым веществом  $X_S$  и биомассой  $X_B$  составляет  $K_X$ , скорость гидролиза равна половине максимальной скорости.

Для растворенного субстрата

$$r_{V,S} = r_{V,XS} \nu_{X,S},$$

где  $\nu_{X,S}$  — это стехиометрический коэффициент перехода взвешенного вещества  $X$  в растворенное вещество  $S$ . Если концентрации обоих веществ выражены в одних единицах, то  $\nu = 1$ , например 1 кг ХПК(S)/кг ХПК(В).

Значения констант гидролиза для гетеротрофных бактерий при различных условиях представлены в табл. 3.2.

### 3.2.3. Распад биомассы

Микроорганизмы подвергаются различным воздействиям, которые могут приводить к сокращению их массы и численности. Этот процесс называют распадом, лизисом, эндогенным дыханием и поддержанием. Часто термин распад используют для общего описания явления, которое включает в себя также поедание (хищничество) микроорганизмов высшими организмами [40]. Если рассматривается биологическая очистка воды, то распад — это деградация биомассы, связанная с окислением части органиче-



ского вещества биомассы<sup>1</sup>. Это может быть окисление отдельных внутриклеточных структур или разложение целых клеток. Распад является важным элементом в описании процессов конверсии на очистных станциях. Тот факт, что микроорганизмы умирают, не влияет на количество веществ в системе, но означает возрастание в ней концентрации медленно разлагаемого вещества. Это вещество будет гидролизовано и впоследствии будет способствовать новому росту и потреблению кислорода или нитрата (см. рис 3.3).

Обычно процесс распада описывают уравнением первого порядка по биомассе  $X_B$ :

$$r_{V,XS} = bX_B \quad (3.5)$$

где  $b$  — это константа распада (размерность  $T^{-1}$ , например  $\text{сут}^{-1}$ ).

При распаде образуется некоторое количество биологически неразлагаемого (или очень медленно разлагаемого) вещества, т. е. при любых скоростях процесса в биореакторе всегда содержатся неразлагаемые (инертные) вещества.

#### 3.2.4. Накопление запасных веществ

При определенных обстоятельствах микроорганизмы способны запасать органические и неорганические вещества в клетках (табл. 3.2а). Запасные вещества хранятся в полимерной форме внутри клетки. Микроорганизмы также способны превращать органический субстрат во внеклеточные полимерные вещества (ВПВ). Являются ли такие вещества запасными для микроорганизмов — это вопрос спорный, так как микроорганизмы обычно их в дальнейшем не используют. В процессе биологической очистки воды обнаружено три типа запасных веществ.

Полимерные насыщенные оксикислоты (ПНО) — это липиды, включающие в себя разнообразные жирные кислоты. Такие полимеры состоят в основном из полиоксибутирата (ПОБ) и полиоксивалерата (ПОВ) (см. табл. 3.2а). Они синтезируются из жирных кислот, присутствующих в стоке или образующихся в процессе ферментации. Определить указанные вещества в биомассе можно аналитическими методами. Метаболизм фосфат-аккумулирующих организмов (ФАО) также связан с накоплением гликогена. Для расчетов можно принять, что ПОБ имеет общую формулу  $(C_4H_6O_2)_n$ .

<sup>1</sup> В анаэробных процессах может происходить, например, химическое диспропорционирование, в результате которого одна часть углерода биомассы окисляется, а другая восстанавливается. — *Прим. ред.*

Таблица 3.2а. Запасные вещества, обнаруженные в биомассе в процессе биологической очистки воды

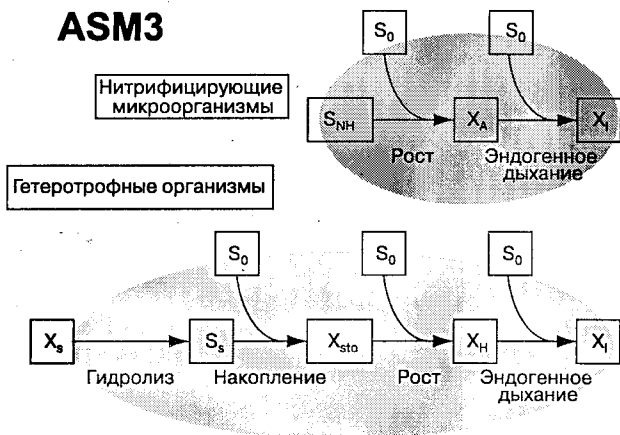
Запасное вещество	Аббревиатура	Какие микроорганизмы используют
Внеклеточные полимерные вещества	ВПВ	Гетеротрофные аэробные микроорганизмы при углеводной нагрузке
Поли- $\beta$ -оксибутират	ПОБ	Гетеротрофные микроорганизмы при высокой нагрузке по ацетату, ФАО, некоторые нитчатые микроорганизмы
Поли- $\beta$ -оксивалерат	ПОВ	Гетеротрофные микроорганизмы при нагрузке по ацетату и пропионату, ФАО, некоторые нитчатые организмы
Полимерные насыщенные оксикислоты	ПНО	Как в случае ПОБ
Гликоген	Гл	Гетеротрофные микроорганизмы при нагрузке по глюкозе, ФАО, ГАО
Полифосфаты	ПФ	ФАО

Запасные полимерные вещества метаболизируются очень быстро, часто за 4–6 ч при 20 °С.

Гликоген (Гл) — полимерный углеводород, накапливается в гетеротрофных организмах при обработке промышленных стоков, богатых углеводородами [43], или в ФАО вместе с ПНО. Накопление и расходование гликогена и ПНО в ФАО происходит в противофазе: пока одно вещество создается, другое расходуется (см. рис. 3.15). Накопление гликогена имеет для биомассы в реакторе долгосрочный эффект, так как может обеспечить запас энергии на 1–2 дня.

Полифосфаты обнаружены в ФАО, где они используются как энергетический запас только в анаэробных условиях в присутствии ацетата и при возможности накопления ПОБ. В аэробных условиях полифосфаты могут сохраняться в течение многих дней, и разлагаются они только при распаде клеток [40].

При аэробной обработке сточной воды процесс накопления запасных веществ можно изобразить следующей схемой, представленной на рис. 3.4а.



**Рис. 3.4а.** Потоки ХПК в гетеротрофных микроорганизмах в модели с активным илом ASM3 [39]. Модель основана на предположении, что весь субстрат проходит через стадию запасного вещества перед тем, как будет метаболизирован гетеротрофными микроорганизмами. Это предположение является почти верным при определенных высоких нагрузках и совершенно неоправдано при низких нагрузках. Однако схему можно использовать для упрощенного описания процесса.

### 3.3. Аэробная гетеротрофная конверсия органических веществ

#### 3.3.1. Реакции аэробной конверсии

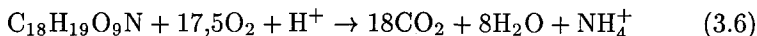
Органические вещества, попадающие в аэробный биологический реактор, могут:

- окисляться до диоксида углерода и различных питательных веществ (в виде N-, P- и S-содержащих соединений);
- ассимилироваться в биомассе (иле);
- проходить сквозь реактор, не претерпевая изменений (биологически не разлагаемые в данных условиях, т. е. инертные, вещества);
- превращаться в другие органические вещества.

Обычно при обработке городских стоков интересуются общим количеством подлежащих удалению органических загрязнений. Только в особых случаях, например при удалении токсичных веществ, таких как цианиды, фенолы, хлорированные углеводороды, обращают внимание на отдельные конкретные компоненты. Более

детальное описание процесса биологической конверсии сточных вод можно найти, например, в работе [36].

Органическое вещество в сточной воде имеет приблизительно следующий химический состав:  $C_{18}H_{19}O_9N$  [7]. Если это вещество окисляется под действием микроорганизмов до диоксида углерода, суммарную реакцию можно представить следующими уравнениями:



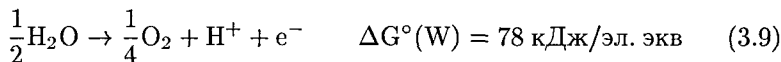
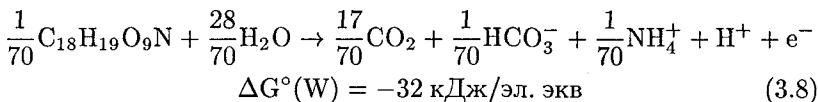
(без нитрификации)



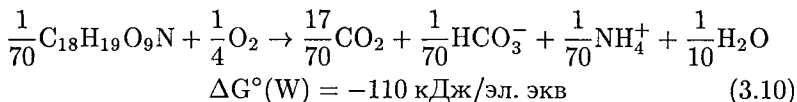
(с нитрификацией)

Потребление кислорода микробами, согласно уравнениям (3.6) и (3.7), составляет 1,42 и 1,59 кг  $O_2$ /кг органического вещества соответственно. Значение ХПК в обоих случаях равно 1,42 кг  $O_2$ /кг органического вещества, так как аммоний при определении ХПК не окисляется.

Количество энергии, выделяющееся в ходе реакции окисления органического вещества, можно найти из уравнений двух следующих полуреакций [8]:



При объединении уравнений (3.8) и (3.9) получаем общий энергетический выход реакции аэробного окисления органического вещества:



Органическое вещество, содержащееся в обычных городских стоках, можно разделить на углеводы, жиры и белки. По массе эти вещества представлены примерно в равной пропорции. В табл. 3.3 приведены формулы веществ, потребление кислорода и процентное содержание углерода и азота в веществах этих трех групп. Из таблицы видно, что потребление кислорода для указанных групп субстратов сильно различается.

Таблица 3.3. Органические вещества, содержащиеся в сточной воде

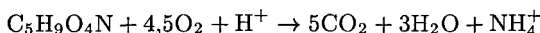
Вещество	Усредненная формула	Потребление кислорода микробами, кг O <sub>2</sub> /кг вещества	Углерод, %	Азот, %
Углеводы	C <sub>10</sub> H <sub>18</sub> O <sub>9</sub>	1,13	43	0
Жиры, масла	C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	2,03	72	0
Белки	C <sub>14</sub> H <sub>12</sub> O <sub>7</sub> N <sub>2</sub>	1,20 (1,60 <sup>a</sup> )	53	8,8
Усредненное органическое вещество	C <sub>18</sub> H <sub>19</sub> O <sub>9</sub> N	1,42 (1,59 <sup>a</sup> )	55	3,6

<sup>a</sup>В условиях нитрификации.

**Пример 3.1.** Промышленная сточная вода содержит глутаминовую кислоту C<sub>5</sub>H<sub>9</sub>O<sub>4</sub>N в концентрации 1,5 кг/м<sup>3</sup>. Объем воды 300 м<sup>3</sup>/сут. Определите ХПК сточной воды.

Сколько кислорода в сутки нужно подавать в реактор биологической обработки для окисления 70% органического вещества в воде? Нитрификация в реакторе не осуществляется.

Значение ХПК найдем из уравнения реакции



(поскольку азот в органических соединениях не окисляется в условиях определения ХПК). Из уравнения получаем, что 1 моль глутаминовой кислоты (мол. вес 147 г/моль) потребляет 4,5 моль кислорода (144 г/моль). Следовательно, потребление кислорода составляет 0,98 г кислорода/г глутаминовой кислоты, а ХПК равно  $1,5 \cdot 0,98 = 1,47$  кг O<sub>2</sub>/м<sup>3</sup>.

Таким образом, суточное потребление кислорода составляет  $1,47$  кг O<sub>2</sub>/м<sup>3</sup> · 300 м<sup>3</sup>/сут · 0,70 = 309 кг O<sub>2</sub>/сут.

### 3.3.2. Коэффициент прироста ила при аэробной гетеротрофной конверсии

Коэффициент прироста ила<sup>1</sup> (биомассы) при аэробной гетеротрофной конверсии определяется как прирост биомассы в результате потребления определенной массы субстрата.

$$Y = \Delta X / \Delta S \quad (3.11)$$

Энергетическая эффективность гетеротрофных микроорганизмов  $\beta$  обычно составляет 55–60% [8]. При аэробном росте мик-

<sup>1</sup> В микробиологической литературе используется термин экономический коэффициент. — Прим. ред.

робной биомассы максимальное количество органического вещества, превращаемого в новую биомассу, составляет около 50% по ХПК. Это означает, что коэффициент прироста ила равен 0,5 г ХПК/г ХПК(S) [45]. Разность между 50%-ным выходом биомассы и 55–60%-ным выходом энергии объясняется накоплением запасных веществ.

Применительно к процессам обработки сточной воды термин «прирост ила» обычно понимают в широком смысле и рассматривают как общий прирост биомассы в пересчете на массу вещества, удаленного из стоков.

Органические вещества, разлагаемые в аэробном (или анаэробном) процессе, можно использовать в следующих целях:

- получение энергии, выделяющейся при окислении (кислородом или нитратом) до диоксида углерода,
- рост (новая биомасса),
- накопление питательных веществ (разнообразные типы внутриклеточных полимеров),
- синтез внеклеточных полимерных веществ (ВПВ).

Поскольку окисление является частью любого аэробного процесса, это означает, что органический субстрат никогда не может быть превращен на 100% в органическое вещество биомассы. Конечно, если учитывать образование диоксида углерода, потерь углерода не будет. В процессах накопления запасных веществ прирост может достигать 0,95 г ХПК/г ХПК(S). Другая предельная ситуация — весь субстрат расходуется на поддержание жизнедеятельности клеток (эндогенное дыхание), в результате прирост биомассы равен нулю или даже отрицателен. При заданном количестве субстрата прирост биомассы зависит от длительности процесса [47].

Табл. 3.4 демонстрирует зависимость прироста биомассы от условий, в которых происходит превращение субстрата.

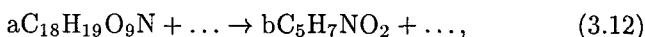
Максимальный коэффициент прироста биомассы  $Y_{\text{макс}}$  в аэробном процессе (в условиях минимального накопления запасных веществ) составляет примерно 0,6–0,65 г ХПК/г ХПК(S). В моделях, описывающих процесс биологической очистки воды, обычно используют величины этого порядка [41]. Наблюдаемый на практике коэффициент прироста биомассы  $Y_{\text{набл}}$  часто ниже (0,3–0,5 г ХПК/г ХПК) из-за процессов поддержания жизнедеятельности клеток (эндогенного дыхания). Однако, как было сказано выше, при биологической очистке воды с низкой (или нулевой) концентрацией источника углерода (низкая нагрузка

Таблица 3.4. Прирост биомассы в различных биологических системах, (кг веса на кг потребленного питания)

	Прирост, г ХПК/г ХПК
Бактерии с субстратом для роста (1 сут)	0,60
Бактерии при избытке субстрата в условиях накопления питательных веществ (1 ч)	0,95
Бактерии при сильной нехватке субстрата	0,00
Рыба (1 год, до 0,5 кг)	0,45
Курица	0,32
Свинья (до 65 кг)	0,23
Яловая корова	0,18
Человек (0-16 лет)	0,010
Человек (0-70 лет)	0,002
Человек (16-70 лет)	0,000

на ил) наблюдаемый коэффициент прироста биомассы будет отрицательным. Часто целью обработки сточных вод является получение низкого прироста ила. Достичь этого можно, понижая нагрузку на ил или же используя процессы с высоким ФПЦ (фактор питательной цепи). Если в конверсии органического вещества участвует более, чем один организм, то для получения энергии при дыхании расходуется большее количество этого вещества, что приводит в результате к понижению прироста биомассы. Если наблюдаемый коэффициент прироста биомассы в каждом из двух биологических превращений, которые претерпевает субстрат, равен 0,5 г ХПК/г ХПК, то суммарный коэффициент прироста для всего процесса составит  $0,5 \cdot 0,5 = 0,25$  г ХПК/г ХПК. Реакторы с активным илом обычно имеют невысокий ФПЦ (около 1,2), а вот в капельных фильтрах он может быть выше — до 2,0 из-за наличия большого числа простейших и многоклеточных организмов. Это приводит к более низким приростам ила в капельных фильтрах по сравнению с реакторами с активным илом.

Если известен коэффициент прироста биомассы, то можно написать уравнение роста микробов в аэробных условиях, причем соотношение между количеством полученной биомассы (состава  $C_5H_7NO_2$ ) и количеством удаленного субстрата (состава  $C_{18}H_{19}O_9N$ ) и дает  $Y_{набл.}$ :



где  $b \cdot MW_{\text{биом}}/a \cdot MW_{\text{орг}} = Y_{\text{набл}}$ ,  $MW_{\text{биом}}$  и  $MW_{\text{орг}}$  — молярный вес биомассы и органического субстрата соответственно,  $Y_{\text{набл}}$  — наблюдаемый коэффициент прироста биомассы в весовых единицах.

Если, например,  $Y_{\text{набл}} = 0,5$  кг биомассы/кг органического вещества, то выражение (3.12) примет следующий вид:

$$b \cdot MW_{\text{биом}}/a \cdot MW_{\text{орг}} = 0,5$$

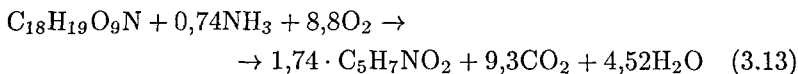
(коэффициенты  $a$  или  $b$  находят подбором при оценке выражения, здесь  $a=1$ ).

Молярный вес биомассы ( $C_5H_7NO_2$ ) и органического вещества ( $C_{18}H_{19}O_9N$ ) в данном примере составляют 113 г/моль и 393 г/моль соответственно.

Находим  $b$ :

$$b = \frac{0,5 \cdot 1 \cdot 393}{113} = 1,74.$$

Таким образом, уравнение реакции выглядит так:



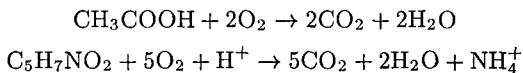
(следовательно, необходимо добавить некоторое количество азота в виде аммиака (или аммония), поскольку в органическом веществе азота недостаточно для ассимиляции его в биомассу).

Коэффициенты прироста биомассы можно выражать самыми разными способами. Так, в уравнении (3.13)  $Y_{\text{набл}} = 0,5$  кг биомассы/кг органического вещества. Чтобы перейти к единицам ХПК, и биомассу, и органическое вещество пересчитывают в единицах ХПК. Поскольку фактор пересчета при данном условном составе биомассы и органического вещества в обоих случаях составляет 1,42 кг  $O_2$ /кг органического вещества, то  $Y_{\text{набл}} = 0,5$  кг ХПК(X)/кг ХПК(S). Выраженное в молях значение коэффициента прироста биомассы в уравнении (3.13) равно:  $Y_{\text{набл}} = 1,74$  моль биомассы/моль органического вещества.

**Пример 3.2.** Наблюдаемый коэффициент прироста биомассы аэробно-го окисления уксусной кислоты 0,55 кг ХПК/кг ХПК.

Предложите уравнение реакции, если состав биомассы описывается формулой  $C_5H_7NO_2$ .

Рассчитаем ХПК уксусной кислоты и биомассы:





1 моль уксусной кислоты (60 г) соответствует 2 моль кислорода (64 г), т. е. 64 г ХПК/60 г уксусной кислоты = 1,07 г ХПК/г уксусной кислоты.

1 моль биомассы (113 г) соответствует 5 моль кислорода (160 г), т. е. 160 г ХПК/113 г биомассы = 1,42 г ХПК/г биомассы.

Выражение (3.12) в единицах ХПК выглядит следующим образом:

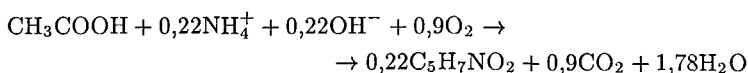
$$b \cdot MW_{\text{биом}} \cdot 1,42/a \cdot MW_{\text{орг}} \cdot 1,07 = Y_{\text{набл}} \quad (3.12)$$

Если примем  $a = 1$  и подставим все остальные известные величины, то найдем  $b$ :

$$\frac{b \cdot 113 \text{ г биомассы/моль} \cdot 1,42 \text{ ХПК/г биомассы}}{1 \cdot 60 \text{ г уксусной кислоты/моль} \cdot 1,07 \text{ ХПК/г уксусной кислоты}} = \\ = 0,55 \text{ г ХПК/г ХПК}$$

$$b = 0,22$$

Следовательно, уравнение реакции выглядит так:



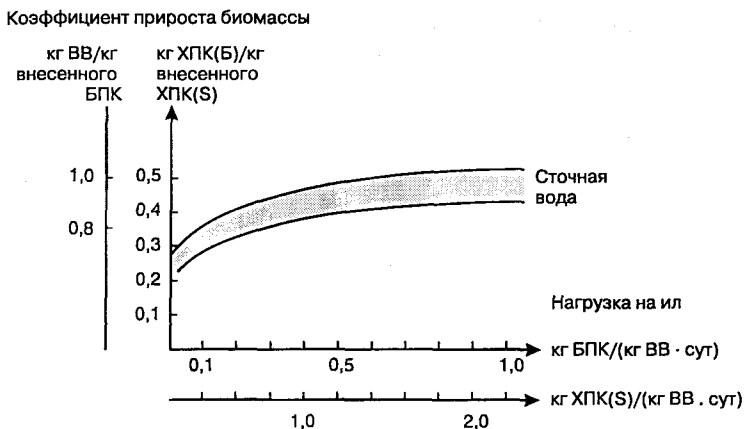
Это уравнение показывает, что бактериям необходим азот для роста, т. е. что процесс не может протекать в присутствии только уксусной кислоты. Это касается и других необходимых компонентов (фосфора, серы, калия и т. д.).

Из приведенного выражения следует, что значение  $Y_{\text{набл}} = 0,22$  моль биомассы/моль уксусной кислоты.

В биологических реакторах коэффициент прироста биомассы зависит от типа стоков и нагрузки на реактор. На рис. 3.5 эта зависимость показана на примере реактора с активным илом.

### 3.3.3. Макроэлементы для аэробной гетеротрофной конверсии

Для роста микроорганизмов необходимы макроэлементы. Если известен «химический состав» микроорганизмов, то потребность их в макроэлементах можно рассчитать из уравнений материального баланса. В табл. 3.5 перечислены типичные концентрации различных веществ в микроорганизмах, взятых из реактора аэробной конверсии. Эти концентрации могут довольно сильно меняться при биологическом разложении определенных органических веществ (развиваются другие группы микроорганизмов), а также в



**Рис. 3.5.** Зависимость наблюдаемого коэффициента прироста биомассы от нагрузки на реактор с активным илом.

**Таблица 3.5.** Типичные концентрации элементов в гетеротрофных микроорганизмах, участвующих в аэробных процессах

Элемент	Концентрация элемента,		
	г/кг ВВВ	г/кг ХПК	г/кг ООУ
Углерод	400–600	300–400	800–1000
Азот	80–120	55–85	150–250
Фосфор	10–25	7–18	25–55
Сера	5–15	4–11	12–30
Железо	5–15	4–11	12–30

результате других биологических процессов (при удалении фосфора, например).

В коммунальных и городских стоках (без специфических промышленных стоков) обычно содержится достаточное количество макроэлементов, тогда как промышленные стоки часто обеднены азотом и фосфором (см. пример 3.3).

**Пример 3.3.** Стоки пивных производств с  $2,5 \text{ кг ХПК/м}^3$ ,  $15 \text{ г N/м}^3$  и  $20 \text{ г P/м}^3$  необходимо обработать в аэробных условиях с активным илом. Наблюдаемый коэффициент прироста биомассы равен  $0,45 \text{ кг ХПК/кг добавленного ХПК}$ , содержание азота и фосфора в иле  $7\% \text{ N/ХПК}$  и  $1,5\% \text{ P/ХПК}$  соответственно.

Следует ли добавлять в реактор азот и фосфор, и если следует, то в каком количестве?

Если имеет место полное превращение ХПК, то образование ила  $F_{SP}$  в расчете на  $1 \text{ м}^3$  воды можно описать следующим образом:

$$F_{SP}/Q_1 = C_1 Y_{\text{набл}} = 2,5 \text{ кг ХПК/м}^3 \cdot 0,45 \text{ кг ХПК/кг ХПК} = \\ = 1,125 \text{ кг ХПК/м}^3.$$

Следовательно, потребление азота и фосфора должно составлять

$$f_{X,N} F_{SP}/Q_1 = 0,07 \cdot 1,125 = 79 \text{ г N/м}^3, \\ f_{X,P} F_{SP}/Q_1 = 0,015 \cdot 1,125 = 17 \text{ г P/м}^3.$$

Таким образом, фосфора в воде достаточно, а вот азот ( $79 - 15 = 64 \text{ г N/м}^3$ ) необходимо добавить. В противном случае очистка будет происходить очень медленно, будет неполной, а, кроме того, возможно ухудшение показателей осаждаемости и флокулированности ила.

### 3.3.4. Кинетические аспекты аэробной гетеротрофной конверсии

Превращение субстрата под действием микроорганизмов можно представить реакцией первого порядка по биомассе:

$$r_{V,S} = (\mu_{\text{набл}}/Y_{\text{макс}}) \cdot X_B,$$

где  $r_{V,S}$  — скорость удаления субстрата,  $\text{М} \cdot \text{м}^{-3} \text{T}^{-1}$ ;  $X_B$  — концентрация биомассы,  $\text{М} \cdot \text{м}^{-3}$ ;  $\mu_{\text{набл}}$  — наблюдаемая удельная скорость роста,  $\text{T}^{-1}$ ;  $Y_{\text{макс}}$  — максимальный коэффициент прироста биомассы,  $\text{M}_X \cdot \text{M}_S^{-1}$ .

На скорость роста влияет ряд параметров окружающей среды, таких как концентрации субстрата  $S$  и кислорода  $S_{O_2}$ , pH, температура  $T$  и т. д.:

$$\mu_{\text{набл}} = \mu_{\text{макс}} f(S) f(S_{O_2}) f(\text{pH}) f(T)$$

Обычно кинетика роста описывается уравнением Моно:

$$\mu_{\text{набл}} = \mu_{\text{макс}} (S_2 / (S_2 + K_S)), \quad (3.14)$$

где  $\mu_{\text{набл}}$  — наблюдаемая удельная скорость роста,  $\mu_{\text{макс}}$  — максимальная удельная скорость роста,  $S_2$  — концентрация субстрата в реакторе,  $K_S$  — константа насыщения по субстрату.

Кинетику процесса, в соответствии с уравнением (3.14), можно в определенных случаях (например, при высоких концентрациях субстрата в промышленных стоках) описать уравнением нулевого порядка по субстрату, т. е. если  $S_2 \gg K_S$ :

$$\mu_{\text{набл}} = \mu_{\text{макс}} \quad (3.15)$$

### 3.3.5. Гетеротрофные микроорганизмы в аэробной конверсии

Аэробные микробиологические превращения на очистных сооружениях осуществляются чрезвычайно большой и разнообразной группой микроорганизмов. Состав биомассы очень сильно меняется от реактора к реактору из-за различного состава сточных вод, а также различий в конструкции и эксплуатационных особенностях реакторов. Что касается скоростей обработки органического вещества в промышленных стоках, то опыт показывает, что они все являются величинами одного порядка, несмотря на различия в составе биомассы.

### 3.3.6. Влияние окружающей среды на аэробную гетеротрофную конверсию

Наибольшее влияние на аэробную конверсию оказывают:

- температура,
- содержание кислорода,
- pH,
- содержание токсичных веществ, азота, фосфора.

#### *Температура*

Зависимость скорости биологического процесса от температуры можно описать уравнением Вант-Гоффа:

$$\mu_{\text{макс}}(T) = \mu_{\text{макс}}(20^\circ\text{C}) \cdot \exp(k(T - 20)) \quad (3.16)$$

Для аэробных процессов это выражение применимо в интервале температур от 0 до 32 °С. При 32–40 °С скорость потребления субстрата практически не меняется, а при дальнейшем повышении температуры уже до 45 °С обычно резко снижается практически до нуля.

Гетеротрофная конверсия может также происходить в термофильных условиях (50–60 °С); при этом значения скоростей приблизительно на 50% выше, чем при 35 °С.

#### *Кислород*

Зависимость скорости аэробного процесса от концентрации кислорода можно описать уравнением Моно:

$$\mu_{\text{набл}} = \mu_{\text{макс}}(S_{\text{O}_2,2}/(S_{\text{O}_2,2} + K_{S,\text{O}_2}))$$

где  $S_{O_2,2}$  — концентрация кислорода в реакторе,  $K_{S,O_2}$  — константа насыщения по кислороду.

Объединяя это выражение с выражением (3.14), получаем двойное уравнение Моно:

$$\mu_{\text{набл}} = \mu_{\text{макс}} \left( S_2 / (S_2 + K_S) \right) \cdot \left( S_{O_2,2} / (S_{O_2,2} + K_{S,O_2}) \right) \quad (3.17)$$

Константа насыщения  $K_{S,O_2}$  зависит от размера флокул (толщины биопленки) и от температуры, поскольку температура накладывает ограничения на диффузию кислорода внутрь флокул (биопленки).

### *pH*

Скорость аэробной конверсии является pH-зависимой (см. рис. 3.6). Довольно необычный вид зависимости связан с наложением нескольких факторов — pH-зависимости для конкретных микроорганизмов и селекции различных микроорганизмов.

Кинетику зависимости от pH можно описать следующим образом:

$$\mu_{\text{макс}}(\text{pH}) = \mu_{\text{макс}}(\text{опт. pH}) \frac{K_{\text{pH}}}{K_{\text{pH}} + I} \quad (3.18)$$

где  $K_{\text{pH}}$  — это pH-константа,  $I = 10^{(\text{опт. pH} - \text{pH})} - 1$ .

Обычно в процессе биологической обработки воды проблемы возникают только при низких значениях pH. Низкие значения pH в реакторе могут быть связаны с низким значением pH в самом стоке, а также могут быть результатом нитрификации (см. разд. 3.4) и, возможно, химического осаждения фосфора.

### *Токсичные вещества*

Многие вещества являются токсичными для аэробной конверсии, даже с учетом в целом высокой надежности аэробных процессов очистки сточных вод. Оценивать токсический эффект того или иного компонента непросто, так как он часто маскируется рядом других факторов: образованием различных комплексов, химическим осаждением (осаждением металлов сульфидом), биологическим разложением (цианиды, фенолы и т. д.). Для оценки токсичности конкретного стока необходимы специальные тесты. Детальное описание влияния токсичных веществ на биоконверсию можно найти, например, в работе [36].

Механизм ингибирования токсичными веществами процессов биологического разложения включает как конкурентное, так и неконкурентное ингибирование [8].

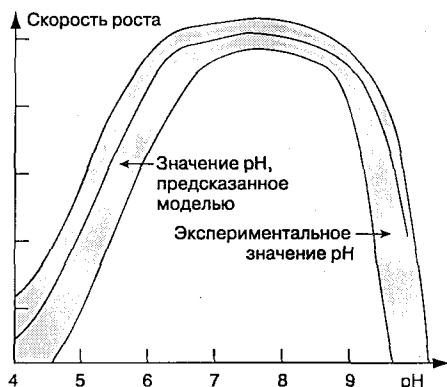


Рис. 3.6. pH-зависимость для аэробных гетеротрофных процессов. В данной модели  $K_{pH} = 200$  (см. выражение (3.18)).

При обратимом конкурентном ингибировании увеличивается константа насыщения  $K_S$

$$K_S'' = K_S \frac{K_{S,I} + C_I}{K_{S,I}}, \quad (3.19)$$

где  $K_S''$  — константа насыщения при ингибировании,  $K_S$  — константа насыщения без ингибирования,  $K_{S,I}$  — константа ингибирования,  $C_I$  — концентрация ингибитора.

При обратимом неконкурентном ингибировании снижается максимальная удельная скорость роста

$$\mu'_{\max} = \mu_{\max} K_{S,I} / (K_{S,I} + C_I) \quad (3.20)$$

где  $\mu'_{\max}$  — максимальная удельная скорость роста с ингибитором,  $\mu_{\max}$  — максимальная удельная скорость роста без ингибитора.

### Азот и фосфор

Влияние азота и фосфора на процесс аэробной деградации можно выразить двойным уравнением Моно, которое, однако, не показывает, что при низких концентрациях азота и фосфора микробный рост ингибируется.

$$\mu_{\text{набл}} = \mu_{\max} \cdot S_{\text{NH}_4} / (S_{\text{NH}_4} + K_{S,\text{NH}_4}) \cdot S_{\text{PO}_4} / (S_{\text{PO}_4} + K_{S,\text{PO}_4}), \quad (3.21)$$

где  $S_{\text{NH}_4}$  — концентрация аммония,  $S_{\text{PO}_4}$  — концентрация фосфора (ортофосфат),  $K_{S,\text{NH}_4}$  — константа насыщения по азоту,  $K_{S,\text{PO}_4}$  — константа насыщения по фосфору.

### Кинетические и другие константы в аэробной гетеротрофной конверсии

В табл. 3.6 представлены типичные значения кинетических и других констант, а также стехиометрических коэффициентов для аэробного процесса очистки городских стоков. Следует отметить, что между индивидуальными константами существует определенная корреляция, поэтому необходимо пользоваться набором констант из одного источника, а не выбирать отдельные константы из различных источников. В табл. 3.7 представлены подобные корреляции.

Экспериментальное определение констант — работа довольно кропотливая; проводят ее при периодическом или непрерывном

**Таблица 3.6.** Константы уравнения скорости реакции гетеротрофной аэробной конверсии городских стоков (20 °С)

Характеристика реакции	Обозначение	Размерность	Величина
Максимальная удельная скорость роста	$\mu_{\text{макс}}$	сут <sup>-1</sup>	4-8
Константа распада	b	сут <sup>-1</sup>	0,1-0,2
Константа насыщения по субстрату	$K_{S, \text{ХПК}}$	г ХПК/м <sup>3</sup>	5-30
Константа насыщения по кислороду	$K_{S, O_2}$	г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>	0,5-1
Максимальный коэффициент прироста биомассы	$Y_{\text{макс, Н}}$	г ХПК/г ХПК	0,5-0,7
Температурная константа для $\mu_{\text{макс, кн}}$ и b	$\kappa$	град <sup>-1</sup>	0,06-0,1
pH-константа	$K_{\text{рН}}$	—	150-250
Константа гидролиза взвешенных веществ	$k_h$	сут <sup>-1</sup>	0,6-1,4
Константа гидролиза растворенных веществ	$k_h$	сут <sup>-1</sup>	3-20
Константа гидролиза	$k_{hX}$	кг ХПК(Х)/ кгХПК(В) · сут	0,6-1,4
Константа насыщения при гидролизе	$k_X$	кг ХПК(Х)/ кгХПК(В)	0,02-0,05
Константа насыщения по азоту	$K_{S, NH_4}$	г N/м <sup>3</sup>	0,1-0,5
Константа насыщения по фосфору	$K_{S, PO_4}$	г P/м <sup>3</sup>	0,1-0,2

Таблица 3.7. Кинетические константы, стехиометрические коэффициенты и их температурная зависимость ( $f_p = f_i$ ,  $i_{XB} = f_{B,N}$ ,  $i_{XE} = f_{I,N}$ ,  $\mu'_H = \mu_{\max}$ ) [9]

Символ	Размерность	Величина	
		при 20 °С	при 10 °С
Стехиометрические параметры			
$Y_A$	г образовавшегося клеточного ХПК/ г потребленного азота	0,24	0,24
$Y_H$	г образовавшегося клеточного ХПК/ г окисленного ХПК	0,67	0,67
$f_p$	Безразмерная величина	0,08	0,08
$i_{XB}$	г азота/ХПК в биомассе	0,086	0,086
$i_{XE}$	г азота/ХПК в эндогенной массе	0,06	0,06
Кинетические параметры			
$\mu'_H$	сут <sup>-1</sup>	6,0	3,0
$K_S$	г ХПК · м <sup>-3</sup>	20,0	20,0
$K_{O_2,H}$	г O <sub>2</sub> · м <sup>-3</sup>	0,20	0,20
$K_{NO}$	г NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N · м <sup>-3</sup>	0,50	0,50
$b_H$	сут <sup>-1</sup>	0,62	0,20
$\eta_g$	Безразмерная величина	0,8	0,8
$\eta_h$	Безразмерная величина	0,4	0,4
$k_h$	г медленно разлагаемого ХПК/г клеточного ХПК · сут	3,0	1,0
$K_X$	г медленно разлагаемого ХПК/г клеточного ХПК	0,03	0,01
$\mu'_A$	сут <sup>-1</sup>	0,80	0,3
$K_{NH_3}$	г NH <sub>3</sub> -N · м <sup>-3</sup>	1,0	1,0
$K_{O_2,A}$	г O <sub>2</sub> · м <sup>-3</sup>	0,4	0,4
$k_S$	м <sup>3</sup> ХПК/г · сут	0,08	0,04

режиме работы реактора с использованием разнообразных химических анализов. Детально этот вопрос обсуждается в работах [9, 33–35].

### 3.4. Нитрификация

Нитрификация — это микробиологический процесс, в ходе которого аммоний превращается в нитрит, а нитрит в конечном итоге — в нитрат.

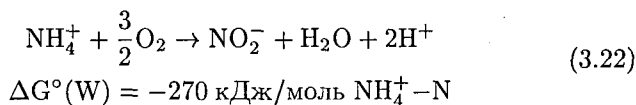


Этот процесс происходит в биосфере повсеместно, если условия среды способствуют развитию нитрифицирующих бактерий. Нитрификация очень важна для поддержания определенного уровня кислорода в почве, реках, озерах и, соответственно, на станциях очистки воды.

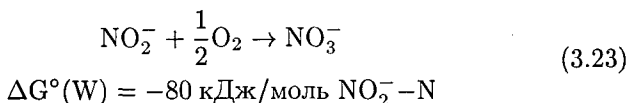
### 3.4.1. Реакции нитрификации

На практике нитрификацию осуществляет очень ограниченная группа автотрофных микроорганизмов. Процесс проходит в два этапа. На первом этапе аммоний окисляется до нитрита под действием бактерий, часто называемых *Nitrosomonas*. Затем нитрит окисляется до нитрата под действием другой группы бактерий, часто называемых *Nitrobacter*. На этот процесс также оказывают влияние бактерии родов *Nitrospira*, *Nitrococcus* и *Nitrosocystis*. В процессах очистки стоков участвует значительное количество различных нитрифицирующих микроорганизмов. Однако те нитрифицирующие бактерии, которые были идентифицированы с помощью ДНК-зондов, по-видимому, не слишком сильно отличаются по своей активности от известных бактерий *Nitrosomonas* и *Nitrobacter*. Таким образом, с инженерной точки зрения нитрификацию можно рассматривать как двухстадийный процесс, с хорошо известной стехиометрией и кинетикой, в котором задействованы две группы бактерий.

Окисление аммония под действием бактерий можно выразить следующей реакцией:

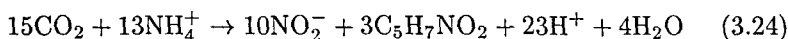


Нитрит-окисляющие бактерии осуществляют следующую реакцию:

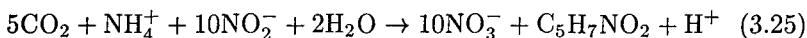


Для нитрифицирующих бактерий характерны низкие скорости роста, что связано с низким энергетическим выходом реакций окисления аммиака и нитрита. Медленный рост таких бактерий — основная проблема при нитрификации на станциях биологической очистки стоков.

Большинство нитрифицирующих бактерий автотрофны и, следовательно, в качестве источника углерода используют диоксид углерода. Прежде чем углерод из диоксида углерода будет включен в процесс роста клетки, он должен быть восстановлен. Восстановление его происходит за счет окисления источника азота. Если окисляется аммоний, уравнение роста имеет следующий вид:

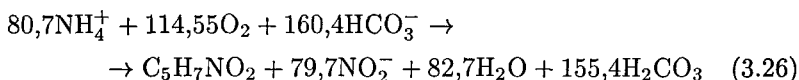


Если же окисляется нитрит, это уравнение выглядит так:



Если известны наблюдаемые коэффициенты прироста биомассы по аммонию  $Y_{\text{набл},\text{NH}_4}$  и нитриту  $Y_{\text{набл},\text{NO}_2}$ , то могут быть рассчитаны соответствующие уравнения реакций. Максимальные коэффициенты прироста биомассы также могут быть рассчитаны, как показано в работе [8]. Однако метаболическая эффективность является существенно более низкой чем обычно ( $\beta \approx 0,20$ ).

Объединяя уравнения (3.22) и (3.24), а также используя уравнение для карбонатного равновесия в системе (заметьте, что азот, кислород и углерод меняют степени окисления), получим следующее уравнение для аммоний-окисляющих бактерий ( $Y_{\text{набл},\text{NH}_4} = 0,1$  г БВВ/г  $\text{NH}_4^+ - \text{N} = 0,14$  г ХПК/г  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ ):



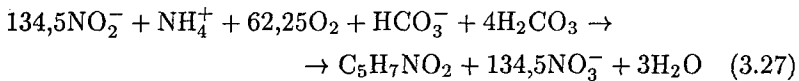
Это выражение показывает, что при конверсии  $80,7 \cdot 14 = 1129,8$  г  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  образуется 113 г биомассы бактерий ( $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ ). Следовательно, коэффициент прироста биомассы составляет  $113/1129,8 = 0,1$  г БВВ/г удаленного  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ . В расчете на количество окисленного аммонийного азота коэффициент прироста составляет  $113/(79,7 \cdot 14) = 0,1$  г БВВ/г окисленного  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ .

**Пример 3.4.** Из уравнения (3.26) коэффициент прироста биомассы может быть рассчитан и в других единицах, например в г ХПК/г  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ :

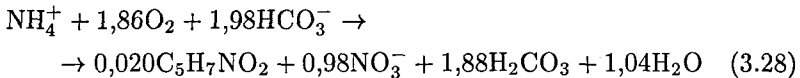
113 г бактерий ( $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ ) содержат  $1,42$  г ХПК/г  $\cdot 113$  г, (см. пример 3.2). Следовательно, коэффициент прироста биомассы равен

$$(1,42 \text{ г ХПК/г} \cdot 113 \text{ г})/1129,8 \text{ г } \text{NH}_4^+ - \text{N} = 0,14 \text{ г ХПК/г } \text{NH}_4^+ - \text{N}$$

Объединяя выражения (3.23) и (3.25), для нитрит-окисляющих бактерий получаем  $Y_{\text{набл}, \text{NO}_2} = 0,06$  г БВВ/г  $\text{NO}_2^- - \text{N}$ :



Выражения (3.26) и (3.27) дают суммарное уравнение реакции нитрификации:



**Пример 3.5.** Рассчитайте потребление кислорода для полной нитрификации.

Из выражения (3.28) находим, что для окисления 1 моль  $\text{NH}_4^+$  используется 1,86 моль  $\text{O}_2$ , т. е. потребление кислорода на г  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  составляет:

$$(1,86 \text{ моль } \text{O}_2 \cdot 32 \text{ г } \text{O}_2/\text{моль}) / (1 \text{ моль } \text{NH}_4^+ - \text{N} \cdot 14 \text{ г } \text{N}/\text{моль}) = \\ = 4,25 \text{ г } \text{O}_2/\text{г } \text{NH}_4^+ - \text{N}$$

Следовательно, стехиометрический коэффициент  $\nu_{\text{NH}_4, \text{O}_2} = 4,25$ .

Из выражения (3.28) рассчитываем также потребление кислорода на 1 г образующегося  $\text{NO}_3^- - \text{N}$ :

$$(1,86 \text{ моль } \text{O}_2 \cdot 32 \text{ г } \text{O}_2/\text{моль}) / (0,98 \text{ моль } \text{NO}_3^- - \text{N} \cdot 14 \text{ г } \text{N}/\text{моль}) = \\ = 4,34 \text{ г } \text{O}_2/\text{г } \text{NO}_3^- - \text{N} \approx 4,34 \text{ г } \text{O}_2/\text{г окисленного } \text{NH}_4^+ - \text{N}$$

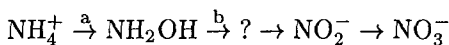
Различие между значением 4,34 г  $\text{O}_2/\text{г } \text{NH}_4^+ - \text{N}$  и полученным из выражений (3.22) и (3.23):



$$(2,0 \text{ моля } \text{O}_2 \cdot 32 \text{ г } \text{O}_2/\text{моль}) / (1,0 \text{ моль } \text{NO}_3^- - \text{N} \cdot 14 \text{ г } \text{N}/\text{моль}) = \\ = 4,57 \text{ г } \text{O}_2/\text{г } \text{NO}_3^- - \text{N} = 4,57 \text{ г } \text{O}_2/\text{г окисленного } \text{NH}_4^+ - \text{N}$$

объясняется тем, что неорганический углерод, потребляемый бактериями, также является акцептором электронов, что в итоге снижает потребление кислорода.

Окисление аммония до нитрита протекает в несколько стадий, а окисление нитрита до нитрата — это одностадийная реакция. Промежуточные продукты, образующиеся между гидроксиламином и нитритом, неизвестны:

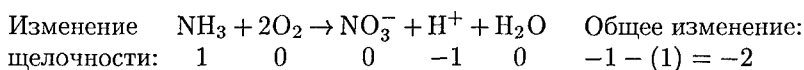
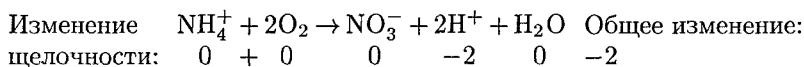


Реакционные стадии а и в селективно ингибируются тиомочевой и гидразином [12]. Тиомочевина используется для подавления нитрификации при проведении дыхательных тестов в активном иле и при модифицированном БПК-анализе. Для ингибирования процесса достаточно 1 ч. на млн тиомочевины [13].

### 3.4.2. Щелочность

Нитрификация понижает щелочность воды. Из выражений (3.26) и (3.27) видно, что на щелочность влияет только первая стадия процесса нитрификации. На каждый моль  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ , окисляющегося до  $\text{NO}_2^- - \text{N}$ , расходуется около 2 моль  $\text{HCO}_3^-$ , что соответствует 2 экв щелочности. Это существенно при нитрификации относительно мягкой воды, рН которой может быть настолько низким, что дальнейшее его снижение приведет к замедлению или даже прекращению нитрификации.

Из самого уравнения реакции нитрификации не следует, что щелочность среды меняется в процессе реакции. Вклад в изменение щелочности каждого компонента реакции рассчитывается, исходя из его химического состояния при рН 4,5. В упрощенном виде можно записать:



Итак, в обоих случаях общее изменение щелочности составляет  $-2$  экв/моль окисленного азота.

**Пример 3.6.** Обычные коммунальные стоки содержат около  $50 \text{ г N}_{\text{общ}}/\text{м}^3$ . Часть азота аккумулируется в иле, остальной азот (около  $30 \text{ г N}/\text{м}^3$ ) может быть нитрифицирован.

Расход щелочности при этом составляет

$$(30 \text{ г N}/\text{м}^3)/(14 \text{ г N}/\text{моль N}) \cdot 2 \text{ экв}/\text{моль N} = 4,29 \text{ экв}/\text{м}^3.$$

Если щелочность воды ниже  $\sim 5$  экв/м<sup>3</sup> (а такая щелочность стоков встречается часто, см. гл. 1), то ее необходимо повышать, например, добавлением извести или посредством денитрификации (см. разд. 3.5).

### 3.4.3. Кинетические аспекты нитрификации

Кинетические закономерности нитрификации описываются уравнением Моно (3.14). Константы насыщения  $K_{S, NH_4, A}$  и  $K_{S, NO_2, A}$  невелики (см. табл. 3.10). Для практических расчетов на станциях очистки процесс нитрификации можно рассматривать как одностадийный и использовать приведенные в табл. 3.10 константы для суммарного процесса.

### 3.4.4. Влияние окружающей среды на нитрификацию

К числу факторов, влияющих на нитрификацию, относятся: концентрация субстрата, температура, концентрация кислорода, pH, концентрация и природа токсичных веществ.

Важно помнить, что на практике лимитирующей стадией суммарного процесса является окисление аммония. Это означает, что появление значительной концентрации нитрита в системе возможно только в нестационарном процессе, например при изменении нагрузки, запуске реактора, вымывании ила или при выполнении в очистных сооружениях каких либо других операций.

#### *Зависимость от температуры*

Основные принципы зависимости в этом случае те же, что и для гетеротрофной аэробной конверсии, см. выражение (3.16). Это выражение применимо по крайней мере в диапазоне 10–22 °C. При более высоких температурах (30–35 °C) скорость постоянна, при дальнейшем повышении от 35 до 40 °C падает до нуля (рис. 3.7). При температурах от нуля до 10 °C выражение (3.16) также, по-видимому, может применяться.

Как и все прочие виды бактерий, нитрифицирующие бактерии особенно чувствительны к резким изменениям температуры (рис. 3.8). Если температура возрастает быстро (за несколько часов), то повышение скорости роста идет медленнее, чем предсказывает расчет. А вот при резком уменьшении температуры активность, напротив, падает сильнее, чем следует из рис. 3.7. Насколько нам известно, в термофильных условиях (при 50–60 °C) нитрификация не происходит.

#### *Концентрация кислорода*

Нитрифицирующие бактерии более чувствительны к недостатку кислорода, чем гетеротрофные микроорганизмы. Кинетику потреб-

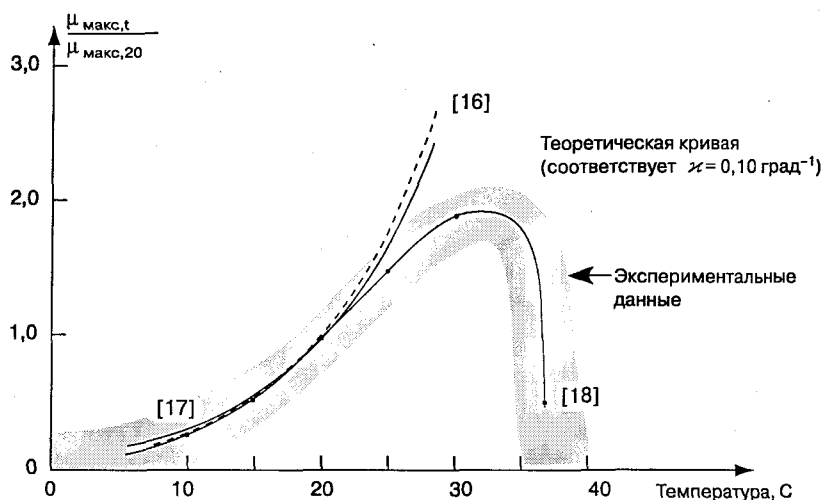


Рис. 3.7. Скорость нитрификации как функция температуры. В отличие от других биологических процессов в очистке сточных вод термофильный нитрифицирующий процесс неизвестен.



Рис. 3.8. Влияние быстрых и медленных изменений температуры на скорость роста [19]. а—быстрое нагревание (от 15 до 25 °С); б—адаптация (медленная); с—быстрое охлаждение (от 25 до 15 °С); д—адаптация (медленная).

ления кислорода можно описать уравнением Моно в соответствии с выражением (3.17). Константы насыщения приведены в табл. 3.10. В реакторе с активным илом важную роль играют диффузионные ограничения, поэтому условия нитрификации определяются такими факторами, как размер флокул, нагрузка по субстрату, температура и т. д.

Нитрификация может проходить при очень высокой концентрации кислорода, даже при использовании чистого кислорода. Процесс не ингибирует даже такая концентрация кислорода, как  $60 \text{ г/м}^3$  [12].

### *pH*

Процесс нитрификации зависит от pH, оптимальное значение pH лежит в интервале 8–9 (рис. 3.9). Поскольку нитрификация в свою очередь влияет на pH среды, то значения pH во флокулах и в биопленках ниже, чем в жидкой фазе.

Возможно, что влияние pH связано с ингибирующим влиянием субстратов, поскольку известно, что свободные  $\text{NH}_3$  и  $\text{HNO}_2$  могут ингибировать окисление как аммония, так и нитрита. В то же время



Рис. 3.9. Зависимость общей скорости нитрификации от величины pH [21].

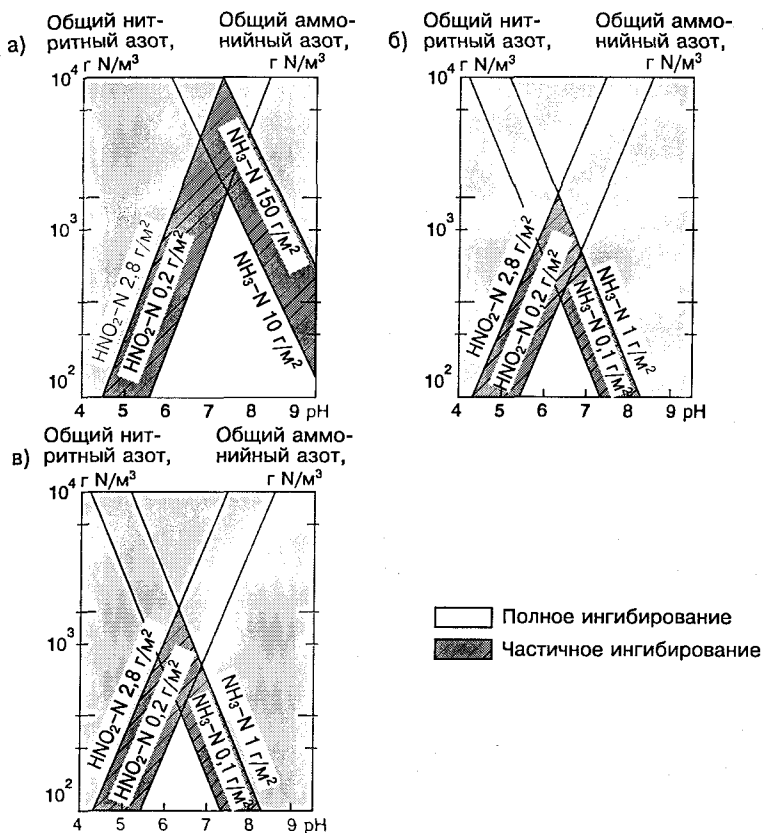


Рис. 3.10. а — Ингибирование окисления аммония аммиаком (0% при  $10$  г N/м<sup>3</sup>, 100% при  $150$  г N/м<sup>3</sup>) и  $\text{HNO}_2$  (0% при  $0,2$  г N/м<sup>3</sup>, 100% при  $2,8$  г N/м<sup>3</sup>) [20].

б — Ингибирование окисления нитрита аммиаком (0% при  $0,1$  г N/м<sup>3</sup>, 100% при  $1$  г N/м<sup>3</sup>) и  $\text{HNO}_2$  (0% при  $0,2$  г N/м<sup>3</sup>, 100% при  $2,8$  г N/м<sup>3</sup>) [20].

в — Ингибирование суммарного процесса нитрификации как функция концентраций  $\text{NH}_3$ ,  $\text{HNO}_2$  и pH [20].

результаты испытаний показывают, что незаряженные формы,  $\text{NH}_3$  и  $\text{HNO}_2$ , являются субстратами нитрифицирующих бактерий [12]. Другими словами, компонент, являющийся субстратом, при высокой концентрации становится ингибитором. Равновесия  $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$  и  $\text{HNO}_2/\text{NO}_2^-$  зависят от pH, поэтому возможны ситуации, изображенные на рис. 3.10. Заметьте, частичное ингибирование не обя-



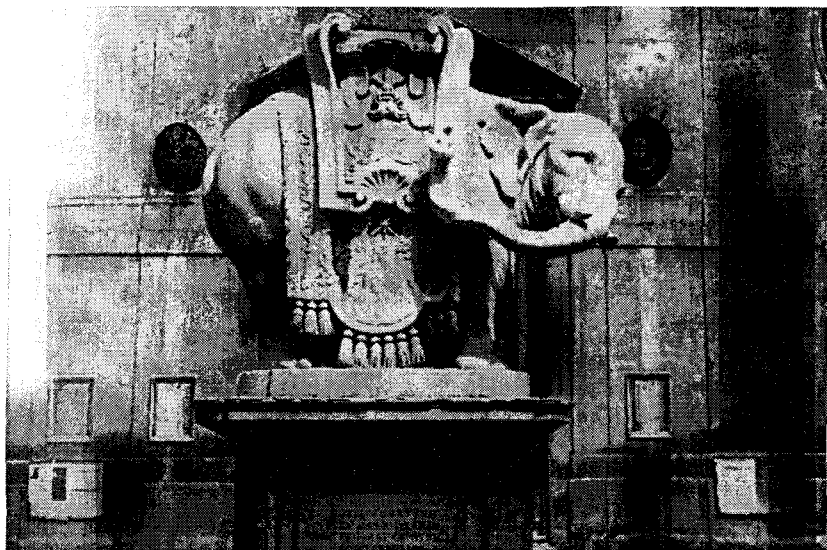
зательно приводит к понижению степени нитрификации, а может просто вызывать снижение скорости процесса. Это обстоятельство необходимо учитывать при проектировании реакторов, поскольку в условиях ингибирования для достижения желаемых результатов очистки необходим больший объем реактора.

### *Ингибирующие вещества*

Нитрификация в реакторе с активным илом может ингибироваться целым рядом веществ. Поскольку реакторы нитрификации устроены таким образом, чтобы в них при заданной температуре происходил только этот процесс, то даже весьма незначительное ингибирование может его полностью остановить. Однако такая остановка не происходит мгновенно, а лишь после длящегося несколько недель вымывания бактерий. Другими словами, остановка нитрификации является не результатом 100%-ного ингибирования токсичными веществами, а обусловлена вымыванием нитрифицирующих бактерий из реактора [1]. Как правило, нитрифицирующие бактерии не более чувствительны к действию токсичных веществ, чем другие микроорганизмы активного ила (см. рис. 3.11). В табл. 3.8 представлены некоторые данные о токсическом воздействии различных металлов, и, как следует из этих данных, токсическое воздействие (впрочем, как и влияние других факторов) на чистые культуры микроорганизмов и культуры, содержащиеся в активном иле, очень

**Таблица 3.8.** Ингибирование нитрификации металлами [12, 22, 31]

Металл	Концентрация, г/м <sup>3</sup>	Оказываемое воздействие
Cu	0,05–0,56	Ингибирование активности <i>Nitrosomonas</i> (для чистой культуры)
Cu	4	Заметного ингибирующего влияния на активный ил не наблюдается
Cu	150	75%-ное ингибирование активности ила
Ni	> 0,25	Ингибирование роста <i>Nitrosomonas</i> (для чистой культуры)
Cr <sup>3+</sup>	> 0,25	Ингибирование роста <i>Nitrosomonas</i> (для чистой культуры)
Cr <sup>3+</sup>	118	75%-ное ингибирование активности ила
Zn	0,08–0,5	Ингибирование <i>Nitrosomonas</i> (для чистой культуры)
Co	0,08–0,5	Ингибирование <i>Nitrosomonas</i> (для чистой культуры)



**Рис. 3.11.** Миф о повышенной чувствительности нитрифицирующих бактерий к токсичным веществам так же неотвязен и упорен, как слон. Он нереален, как нереален и этот слон — произведение величайшего скульптора эпохи барокко Джованни Лоренцо Бернини. Его работы находятся в Риме: алтарь в соборе св. Петра, фонтан в центре площади Навона и слон с обелиском на спине на площади Минервы.

сильно различается. Дело не в том, что клетки в массе ила менее чувствительны к воздействию ингибитора, просто активность ингибитора (в данном случае металла) в жидкости и в фазе ила различна. Некоторые органические вещества, например серосодержащие вещества, анилины, фенолы и цианиды, оказывают более сильное ингибирующее действие (табл. 3.9).

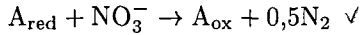
Если микроорганизмы одновременно подвергаются действию нескольких ингибиторов, то воздействие каждого из них обычно усиливается (эффект синергизма).

### *Кинетические константы*

В табл. 3.10 приведены кинетические константы для процесса нитрификации.

### 3.5. Денитрификация

Денитрификация — это процесс превращения нитрата в атмосферный азот под действием бактерий. Процесс этот анаэробный, так как в роли окислителя выступает нитрат:



Условия, при которых окисляющим агентом является не кислород, а нитрат, называют аноксическими. Денитрификация происходит в природе повсеместно там, где имеется нитрат и отсутствует (или почти отсутствует) кислород. Большинство денитрифицирующих бактерий — факультативные аэробы, т. е. при наличии кислорода они предпочитают его в качестве окислителя.

Многие из обычных бактерий способны переключаться от использования кислорода как конечного акцептора электронов к нитрату. Система транспорта электронов у денитрифицирующих бактерий такая же, как у аэробных микроорганизмов. Исключение составляет лишь последняя стадия, в которой принимает участие нитрат(или нитрит)редуктаза. Выбор бактерией конечного акцептора электронов зависит от величины окислительно-восстановительного потенциала между последним цитохромом в цепи переноса и кислородом (или нитратом). Выбор этот всегда решается в пользу кислорода, поэтому при совместном присутствии кислорода и азота в системе бактерия дышит кислородом, а не осуществляет денитрификацию.

Денитрификация, иначе называемая диссимиляционным восстановлением нитрата, происходит в несколько стадий, как это показано на рис. 3.12, где также показано, как протекает ассимиляционное восстановление нитрата.

Все промежуточные продукты денитрификации (и нитрификации) токсичны, и их присутствие в системе нежелательно. Это

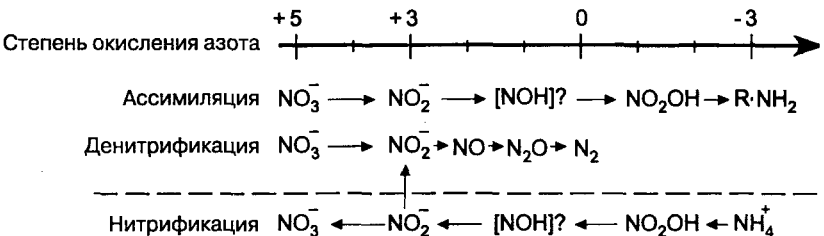


Рис. 3.12. Последовательность реакций микробной конверсии соединений азота.

Таблица 3.9. Ингибирование нитрификации [22]

Вещество	Формула	Молекулярный вес	Концентрация, необходимая для 75%-ного ингибирования окисления аммония,	
			мг/л	молярность
Тиомочевина	$(\text{NH}_3)_2\text{CS}$	76	0,076	$10^{-6}$
Тиоацетамид	$\text{CH}_3\text{CSNH}_2$	75	0,53	$7 \cdot 10^{-6}$
Тиосемикарбазид	$\text{NH}(\text{NH}_2)\text{CSNH}_2$	91	0,18	$2 \cdot 10^{-6}$
Метилизоцианат	$\text{CH}_3\text{NCS}$	73	0,8	$1,1 \cdot 10^{-5}$
Аллилизотиоцианат	$\text{CH}_2\text{CHCH}_2\text{NCS}$	99	1,9	$1,9 \cdot 10^{-5}$
Дитиооксамид	$\text{NH}_2\text{CSCSNH}_2$	120	1,1	$9,2 \cdot 10^{-6}$
Тиоцианат калия	$\text{KCNS}$	97	300 <sup>a</sup>	$3,1 \cdot 10^{-3a}$
Метилдитиокарбамат натрия	$\text{CH}_3\text{NHCSSNa}$	129	0,9	$7 \cdot 10^{-6}$
Диметилдитиокарбамат натрия	$(\text{CH}_3)_2\text{NCSSNa}$	143	13,6	$9,5 \cdot 10^{-5}$
диметиламмония	$(\text{CH}_3)_2\text{NCSSNH}_2(\text{CH}_3)_2$	166	19,3	$11,6 \cdot 10^{-5}$
Циклопентаметилендитиокарбамат натрия	$\text{C}_5\text{H}_9\text{NHCSSNa} \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	219	23	$10,5 \cdot 10^{-5}$
пиперидина	$\text{C}_5\text{H}_9\text{NHCSSNH}_2\text{C}_5\text{H}_{10}$	246	57	$2,3 \cdot 10^{-4}$
Метилтиоуранилсульфат	$[\text{NH}_2\text{C}(\text{NH})\text{SCH}_3]_2\text{H}_2\text{SO}_4$	278	6,5	$2,3 \cdot 10^{-3}$
Бензилтиоуранилхлорид	$[\text{NH}_2\text{C}(\text{NH})\text{SCH}_2(\text{C}_6\text{H}_5)]\text{HCl}$	203	49	$2,4 \cdot 10^{-4}$
Тетраметилтиураммоносульфид	$(\text{CH}_3)_2\text{NCSSCSN}(\text{CH}_3)_2$	208	16	$7,5 \cdot 10^{-5}$
Тетраметилтиурамдисульфид	$(\text{CH}_3)_2\text{NCSSCSN}(\text{CH}_3)_2$	240	30	$1,2 \cdot 10^{-4}$
Меркаптобензотиазол	$\text{C}_6\text{H}_4\text{SC}(\text{SH})\text{N}$	167	3	$1,8 \cdot 10^{-5}$
Дисульфид бензотиазола	$\text{C}_{14}\text{H}_8\text{N}_2\text{S}_4$	332	38	$1,2 \cdot 10^{-4}$
Фенол	$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	94	5,6	$6 \cdot 10^{-5}$
o-Крезол	$\text{CH}_3\text{C}_6\text{H}_4\text{OH}$	107	12,8	$1,2 \cdot 10^{-4}$
m-Крезол	$\text{CH}_3\text{C}_6\text{H}_4\text{OH}$	107	11,4	$1,06 \cdot 10^{-4}$
n-Крезол	$\text{CH}_3\text{C}_6\text{H}_4\text{OH}$	107	16,5	$1,53 \cdot 10^{-4}$

Анилин	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	93	7,7	$8,3 \cdot 10^{-5}$
2,4-Динитрофенол	$\text{C}_6\text{H}_4(\text{NO}_2)_2$	184	460	$2,5 \cdot 10^{-3}$
Аллиловый спирт	$\text{CH}_2\text{CHCH}_2\text{OH}$	58	19,5	$3,4 \cdot 10^{-4}$
Аллилхлорид	$\text{CH}_2\text{CHCH}_2\text{Cl}$	76,5	180	$2,4 \cdot 10^{-3}$
Диаллиловый эфир	$(\text{CH}_2\text{CHCH}_2)_2\text{O}$	98	100	$1 \cdot 10^{-3}$
Цианид натрия	$\text{NaCN}$	27	0,65	$2,4 \cdot 10^{-5}$
Диметил-n-нитрозоанилин	$(\text{CH}_3)_2\text{NC}_6\text{H}_4\text{NO}$	150	19	$1,3 \cdot 10^{-5}$
Карбонат гуанидина	$[(\text{NH}_2)_2\text{CNH}]\text{H}_2\text{CO}_3$	180	16,5	$9,2 \cdot 10^{-4}$
Дифенилгуанидин	$(\text{NHC}_6\text{H}_5)_2\text{CNH}$	211	50 <sup>a</sup>	$2,5 \cdot 10^{-4a}$
Дигуанид	$\text{NH}_2\text{C}(\text{NH})\text{NHC}(\text{NH})\text{NH}_2$	101	50	$5 \cdot 10^{-4}$
Дициандиамид	$\text{NH}_2\text{C}(\text{NH})\text{NHCN}$	84	250	$3 \cdot 10^{-3}$
Скатол	$\text{C}_6\text{H}_4\text{NHCHCCH}_3$	131	7,0	$5,3 \cdot 10^{-5}$
Гидрохлорид стрихнина	$\text{C}_{21}\text{H}_{22}\text{O}_2\text{N}_2 \cdot \text{HCl} \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	407	175	$4,3 \cdot 10^{-4}$
2-Хлор-6-трихлорметилпиридин	$\text{C}_5\text{H}_3\text{NCl}(\text{CCl}_3)$	231	100	$0,43 \cdot 10^{-3}$
Этилуретан	$\text{NH}_2\text{COOC}_2\text{H}_5$	89	1780	$2 \cdot 10^{-2}$
ЭДТА	$[(\text{COOHCH}_2)_2\text{NCH}_2]_2$	292	350 <sup>a</sup>	$1,2 \cdot 10^{-3a}$
Гидразин	$\text{NH}_2\text{NH}_2$	32	58	$1,810^{-3}$
Гидрохлорид метиламина	$\text{CH}_3\text{NH}_2\text{HCl}$	67,5	1550	$2,3 \cdot 10^{-2}$
Триметиламин	$\text{N}(\text{CH}_3)_3$	59	118	$2 \cdot 10^{-3}$
Азид натрия	$\text{NaN}_3$	65	23	$3,6 \cdot 10^{-4}$
Метиленовый синий	$\text{C}_{16}\text{H}_{18}\text{N}_3\text{SCl} \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	373,5	100 <sup>a</sup>	$3 \cdot 10^{-4a}$
Дисульфид углерода	$\text{CS}_2$	76	35	$0,46 \cdot 10^{-3}$
Этанол	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	46	2400	$5 \cdot 10^{-2}$
Ацетон	$\text{CH}_3\text{COCH}_3$	58	2000	$3,5 \cdot 10^{-2}$
Хлороформ	$\text{CHCl}_3$	119,4	18	$1,5 \cdot 10^{-4}$
8-Оксихинолин	$\text{C}_9\text{H}_8\text{NOH}$	145	72,5	$5 \cdot 10^{-4}$
Стрептомицин	$\text{C}_{21}\text{H}_{39}\text{N}_7\text{O}_{12}$	581,6	400 <sup>a</sup>	$6,9 \cdot 10^{-4a}$

<sup>a</sup> Исследована максимальная концентрация: какого-либо влияния не наблюдается.

Таблица 3.10. Кинетические константы нитрификации при 20 °С [12, 14-16]

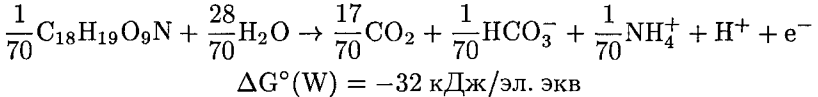
Константа	Символ	Размерность	Окисление		Суммарный процесс
			аммония	нитрита	
Максимальная удельная скорость роста	$\mu_{\text{макс},A}$	сут <sup>-1</sup>	0,6-0,8	0,6-1,0	0,6-0,8
Константа насыщения	$K_{S, \text{NH}_4, A}$	г NH <sub>4</sub> -N/м <sup>3</sup>	0,3-0,7	0,8-1,2	0,3-0,7
Максимальный коэффициент прироста биомассы	$K_{S, \text{O}_2, A}$	г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>	0,5-1,0	0,5-1,5	0,5-1,0
Константа распада	$Y_{\text{макс}, A}$	г БВВ/г N <sup>a</sup>	0,10-0,12	0,05-0,07	0,15-0,20
Температурная константа для $\mu_{\text{макс}, A}$ и $b_A$	$b_A$	сут <sup>-1</sup>	0,03-0,06	0,03-0,06	0,03-0,06
	$\alpha$	град <sup>-1</sup>	0,08-0,12	0,07-0,10	0,08-0,12

<sup>a</sup> В расчете на 1 г образующегося NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N

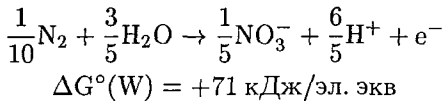
касается нитрита  $\text{NO}_2^-$ , оксида и диоксида азота ( $\text{NO}$  и  $\text{N}_2\text{O}$ ). Нитрит является ингибитором и используется как таковой для предотвращения роста микроорганизмов. Оксид азота на воздухе превращается в диоксид. Во время первой мировой войны он применялся как боевое отравляющее вещество, его также можно обнаружить в выхлопных газах автомобилей. Диоксид азота используется для проведения анестезии, и он рассматривается как один из газов, ответственных за парниковый эффект. Все эти интермедиаты образуются в природе в верхних слоях почвы; при денитрификации их содержание составляет обычно тысячные доли. Если же течение процесса нарушается (например, при нехватке питательных веществ), выделение указанных промежуточных продуктов может существенно возрасти.

### 3.5.1. Реакции денитрификации

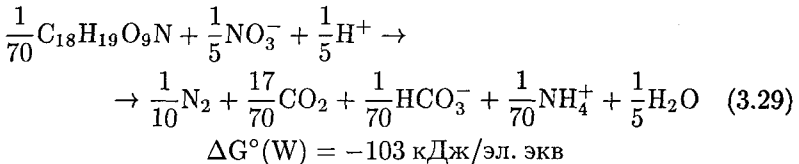
Процесс получения энергии денитрифицирующими бактериями, использующими органические вещества сточных вод в качестве источника углерода и энергии, можно записать, объединяя две полуреакции:



и



Объединяя их, находим:

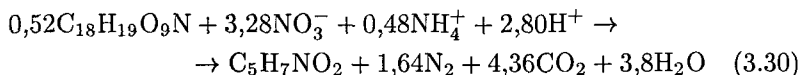


Эта энергия,  $-103$  кДж/эл. экв, либо выделяется в виде тепла, либо расходуется на рост бактерий.

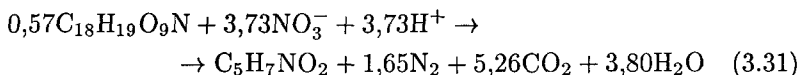
### 3.5.2. Коэффициент прироста ила при денитрификации

Если принять, что вся выделяющаяся в реакции энергия расходуется на рост биомассы, то максимальный коэффициент прироста

биомассы равен 0,40 кг биомассы/кг органического вещества, что на 15% ниже, чем для аэробной гетеротрофной конверсии. Уравнение реакции для ассимиляции аммония записывается так:



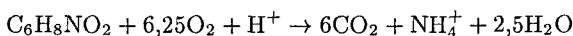
Примерно так же выглядит и уравнение реакции для ассимиляции нитрата



Однако следует помнить, что максимальный коэффициент прироста биомассы уменьшается в данном случае до 0,36 кг биомассы/кг органического вещества. В присутствии аммония бактерии используют именно его в качестве источника азота. Так происходит почти всегда при обработке обычных стоков.

**Пример 3.7.** Денитрифицирующая биомасса разлагает фенол  $C_6H_6O$  в среде, не содержащей аммония. Составьте уравнение реакции с учетом роста, если наблюдаемый коэффициент прироста биомассы равен 1,2 кг ХПК/кг фенола. Состав биомассы соответствует формуле  $C_6H_8NO_2$ .

ХПК биомассы составляет



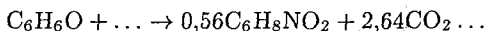
т. е. 6,25 моль  $O_2$  = 6,25 моль ХПК/моль биомассы.

$$Y_{\text{набл}} = 1,2 \text{ кг ХПК/кг фенола} = \\ = \frac{1200 \text{ г ХПК}/(32 \text{ г ХПК/моль})}{1000 \text{ г фенола}/(94 \text{ г фенола/моль})} = \\ = 3,53 \text{ моль ХПК/моль фенола}$$

Следовательно, выраженный в молях коэффициент прироста биомассы (моль биомассы/моль фенола), равен:

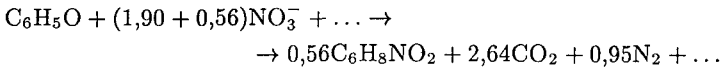
$$(3,53 \text{ моль ХПК/моль фенола})/(6,25 \text{ моль ХПК/моль биомассы}) = \\ = 0,56 \text{ моль биомассы/моль фенола.}$$

Следовательно, уравнение реакции выглядит так:

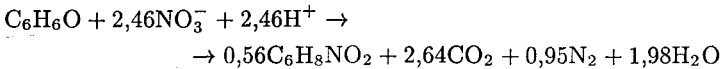


Суммарная степень окисления углерода меняется до +14,0. В свою очередь, для образования биомассы должно быть восстановлено определенное количество нитрата, а именно 0,56 моль  $NO_3^-$

восстанавливается до аммония и ассимилируется в биомассе. Это соответствует уменьшению количества электрон-эквивалентов, генерированных при окислении углерода, на  $0,56 \cdot 8 = 4,48$ . Оставшиеся после окисления углерода электрон-эквиваленты ( $14,0 - 4,48 = 9,52$ ) расходуются на денитрификацию, а именно  $9,52/5 = 1,90$  моль нитрата, каждый из которых требует 5 электрон-эквивалентов.



Уравнивание зарядов приводит к следующему конечному выражению:



Из данного примера мы видим, что значительная часть азота может быть ассимилирована даже в процессе денитрификации. В данном случае это  $0,56/2,46 \cdot 100\% = 23\%$ .

### 3.5.3. Макроэлементы, необходимые для денитрификации

Денитрифицирующие бактерии потребляют те же макроэлементы, что и аэробные гетеротрофные микроорганизмы. В качестве источника азота и в том и в другом случае аммоний предпочтительнее нитрата. В городских стоках проблем с макроэлементами обычно не бывает, а вот промышленные стоки иногда могут быть обеднены фосфором.

### 3.5.4. Щелочность

Денитрификация повышает щелочность воды. Превращение 1 моль нитрата приводит к выделению 1 экв щелочности (см. выражение (3.31)). Если источником азота является аммоний, прирост щелочности уменьшается на 1 экв на 1 моль ассимилированного аммония. Из выражения (3.30) следует, что увеличение щелочности составляет 2,80 экв/3,28 моль  $\text{NO}_3^- - \text{N}$ , что соответствует 0,85 экв/моль  $\text{NO}_3^- - \text{N}$ .

**Пример 3.8.** При денитрификации сточной воды трансформируется  $25 \text{ г } \text{NO}_3^- - \text{N}/\text{м}^3$ . Процесс идет в соответствии с уравнением (3.30), для ассимиляции используется аммоний. Щелочность воды до денитрификации составляла ( $\text{ОЩ}_1$ )  $4,1 \text{ экв}/\text{м}^3$ . Определите щелочность после проведения процесса.



Из выражения (3.30) находим, что на 1 моль  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  образуется 0,85 экв щелочности

$$\begin{aligned} 25 \text{ г } \text{NO}_3^- - \text{N} / \text{м}^3 &= (25 \text{ г } \text{NO}_3^- - \text{N} / \text{м}^3) / (14 \text{ г } \text{NO}_3^- - \text{N} / \text{моль}) = \\ &= 1,79 \text{ моль } \text{NO}_3^- - \text{N} / \text{м}^3 \end{aligned}$$

Следовательно, изменение щелочности  $\Delta \text{ОЩ}$  составит:

$$\begin{aligned} \Delta \text{ОЩ} &= 0,85 \text{ экв/моль } \text{NO}_3^- - \text{N} \cdot 1,79 \text{ моль } \text{NO}_3^- - \text{N} / \text{м}^3 = \\ &= 1,52 \text{ экв/м}^3. \end{aligned}$$

$$\text{ОЩ}_2 = \text{ОЩ}_1 + \Delta \text{ОЩ} = 4,1 + 1,52 = 5,6 \text{ экв/м}^3.$$

### 3.5.5. Кинетика денитрификации

Обычно кинетика процесса описывается уравнением Моно (3.14). Поскольку наша задача состоит в том, чтобы ассимилировать нитрат, то необходим такой субстрат, который не лимитировал бы скорость реакции. В такой ситуации можно воспользоваться уравнением реакции нулевого порядка (3.15).

Избежать лимитирования субстратом можно, добавляя в систему экзогенный субстрат, например уксусную кислоту или метанол. Если же субстратом служат только присутствующие в сточной воде органические загрязнения, то во многих случаях будет наблюдаться определенное ограничение скорости удаления нитрата. Этот эффект не следует путать с абсолютным ограничением, когда при нехватке органического субстрата останавливается весь процесс.

Скорость удаления субстрата можно записать как

$$r_{V,S} = (\mu_{\text{макс}} / Y_{\text{макс}}) \cdot (S_{\text{NO}_3} / (S_{\text{NO}_3} + K_{S,\text{NO}_3}) \cdot (S / (S + K_S)) \cdot X_B, \quad (3.32)$$

где  $S_{\text{NO}_3} / (S_{\text{NO}_3} + K_{S,\text{NO}_3})$  описывает влияние концентрации нитрата,  $K_{S,\text{NO}_3}$  — константа насыщения по нитрату,  $S$  — концентрация источника энергии (например, органического вещества в стоке),  $K_S$  — константа насыщения по источнику энергии.

Во многих случаях уравнение (3.32) можно упростить до выражения, отвечающего нулевому порядку по отношению к источнику энергии и нитрату:

$$r_{V,S} = (\mu_{\text{макс}} / Y_{\text{макс}}) \cdot X_B,$$

при

$$S_{\text{NO}_3} \gg K_{S,\text{NO}_3}, \quad S \gg K_S.$$

Принципиальное отличие от аэробного процесса заключается в том, что при денитрификации обычно контролируется содержание нитрата (акцептора электронов), а в гетеротрофном аэробном процессе — содержание органического вещества (донора электронов).

**Пример 3.9.** Рассчитайте скорость удаления субстрата (ХПК) и нитрата ( $\text{NO}_3^- - \text{N}$ ) для процесса со следующими параметрами:

$$\begin{aligned}\mu_{\text{макс}} &= 3 \text{ сут}^{-1}, \\ Y_{\text{макс,ХПК}} &= 0,5 \text{ кг ХПК(В)/кг ХПК(С)}, \\ K_{\text{S,NO}_3} &= 0,1 \text{ г NO}_3^- - \text{N/м}^3, \\ K_{\text{S}} &= 20 \text{ г ХПК/м}^3, \\ X_{\text{В}} &= 2 \text{ кг ХПК(В)/м}^3\end{aligned}$$

Считайте, что процесс подчиняется закономерностям, изложенным в примере 3.7.

Процесс протекает в реакторе идеального перемешивания со следующими концентрациями на входе в реактор и на выходе из него:

	Вход	Выход	
$S_{\text{NO}_3}$	20	1	г $\text{NO}_3^- - \text{N/м}^3$
$S_{\text{ХПК}}$	200	10	г ХПК/м <sup>3</sup>

Используя выражение (3.32)

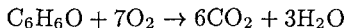
$$r_{\text{V,S}} = (\mu_{\text{макс}}/Y_{\text{макс}}) \cdot (S_{\text{NO}_3}/(S_{\text{NO}_3} + K_{\text{S,NO}_3}) \cdot (S/(S + K_{\text{S}})) \cdot X_{\text{В}},$$

находим:

$$\begin{aligned}r_{\text{V,S}} &= \frac{3 \text{ сут}^{-1}}{0,5 \text{ кг ХПК(В)/кг ХПК(С)}} \cdot \frac{1}{1+0,1} \cdot \frac{10}{10+20} \cdot 2 \text{ кг ХПК(В)/м}^3 = \\ &= 3,6 \text{ кг ХПК(С)/(м}^3 \cdot \text{сут)}\end{aligned}$$

Соответствующую скорость удаления нитрата можно найти, умножая эту величину на стехиометрический коэффициент. Этот коэффициент возьмем из уравнения реакции в примере 3.7:

1 моль фенола примерно соответствует 2,46 моль  $\text{NO}_3^- - \text{N}$ .  
ХПК фенола



1 моль фенола требует 7 моль кислорода.

ХПК фенола = 7 моль ХПК(С)/моль фенола.

1 моль фенола · 7 моль ХПК(С)/моль фенола = 7 моль ХПК субстрата, переработанного с использованием 2,46 моль  $\text{NO}_3^- - \text{N}$ .

Это означает, что стехиометрический коэффициент равен

$$\begin{aligned} \nu_{\text{NO}_3, \text{ХПК}} &= \frac{7 \text{ моль ХПК(S)}(32 \text{ г ХПК/моль ХПК})}{2,46 \text{ моль NO}_3^- \text{-N} \cdot 14 \text{ г N/моль N}} = \\ &= 6,5 \text{ г ХПК(S)/г NO}_3^- \text{-N} \end{aligned}$$

или

$$\nu_{\text{NO}_3, \text{ХПК}} = 6,5 \text{ кг ХПК(S)/кг NO}_3^- \text{-N}$$

Следовательно,

$$\Gamma_{\text{V,S(ХПК)}} = \nu_{\text{NO}_3, \text{ХПК}} \cdot \Gamma_{\text{V,S(NO}_3^-)}}$$

$$\Gamma_{\text{V,S(NO}_3^-)}} = \Gamma_{\text{V,S(ХПК)}} / \nu_{\text{NO}_3, \text{ХПК}}$$

$$\begin{aligned} \Gamma_{\text{V,S(NO}_3^-)}} &= \frac{3,6 \text{ кг ХПК(S)} / (\text{м}^3 \cdot \text{сут})}{6,5 \text{ кг ХПК(S)} / (1 \text{ кг NO}_3^- \text{-N})} = \\ &= 0,55 \text{ кг NO}_3^- \text{-N} / (\text{м}^3 \cdot \text{сут}) \end{aligned}$$

или

$$23 \text{ г NO}_3^- \text{-N} / (\text{м}^3 \cdot \text{сут}).$$

Используя стехиометрический коэффициент, находим также максимальный коэффициент прироста биомассы по нитрату:

$$\begin{aligned} Y_{\text{макс, NO}_3} &= Y_{\text{макс, ХПК}} \cdot \nu_{\text{NO}_3, \text{ХПК}} = 0,5 \cdot 6,50 = \\ &= 3,25 \text{ кг ХПК/кг NO}_3^- \text{-N}. \end{aligned}$$

Подставляя этот коэффициент в выражение (3.32), можем найти  $\Gamma_{\text{V,S(NO}_3^-)}}$ .

### 3.5.6. Влияние окружающей среды на денитрификацию

#### *Источники энергии (субстраты)*

Денитрифицирующие бактерии способны использовать самые разнообразные источники энергии, в том числе и неорганические вещества (табл. 3.11). Наибольший интерес среди органических субстратов с этой точки зрения представляют вещества, содержащиеся в стоке и иле, — так называемые внутренние источники энергии.

Среди экзогенных источников углерода и энергии наибольший интерес представляют метанол и уксусная кислота, если по каким-то причинам не представляется возможным использовать стоки промышленных производств (например, стоки пивных производств).

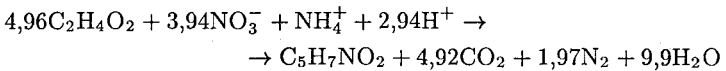
**Пример 3.10.** Если рассматривать проблемы водоснабжения, то источником энергии для денитрификации может являться уксусная кислота. При реализации обособленного процесса денитрификации

**Таблица 3.11.** Восстановители, используемые в процессе денитрификации. Жирным шрифтом выделены вещества, широко применяемые на практике [19]

Ацетон	Меласса
Газетная бумага	Метан
<b>Водород</b> (в питьевой воде)	<b>Метанол</b>
<b>Стоки пивных производств</b>	Оливковое масло
<b>Уксусная кислота</b>	<b>Органические вещества в стоках</b>
<b>Этанол</b> (в питьевой воде)	Сырой сироп
Глюкоза	Опилки
Вишневый сок	Сера
Мармелад	

наблюдаемый коэффициент прироста биомассы выше, чем в комбинированных процессах нитрификации/денитрификации. Коэффициент прироста биомассы прием равным 0,5 кг ХПК/кг ХПК, что соответствует 0,38 кг биомассы/кг уксусной кислоты (эти величины можно рассчитать, исходя из уравнений окисления биомассы  $C_5H_7NO_2$  и уксусной кислоты  $C_2H_4O_2$ , см. пример 3.2).

Денитрификация описывается следующим уравнением:



Щелочность в данном случае меняется особым образом, поскольку в процессе используется уксусная кислота, обладающая отрицательной щелочностью.

В результате собственно денитрификации щелочность среды увеличивается на 2,94 экв в расчете на 3,94 моль  $NO_3^- - N$ , т. е. 0,75 экв/моль  $NO_3^- - N$ .

Кроме того, еще до начала денитрификации часть щелочности нейтрализуется при добавлении уксусной кислоты.

4,96 моль уксусной кислоты на 3,94 моль  $NO_3^- - N$  — это 1,26 моль уксусной кислоты/моль  $NO_3^- - N$ . При pH 4,5 диссоциирует 36% уксусной кислоты. Это означает такое понижение щелочности, которое соответствует 36% количества добавленной уксусной кислоты, т. е.  $0,36 \cdot 1,26 = 0,45$  экв/моль  $NO_3^- - N$  (значение 36% получено из примера 3.13).

В конечном итоге получаем, что щелочность в рассматриваемом процессе повышается на 0,30 экв/моль  $NO_3^- - N$ .

Источник энергии влияет и на скорость денитрификации. На рис. 3.13 это показано на примере удельной скорости реакции  $r_{X,S(NO_3)} (= r_{V,S(NO_3)}/X_B)$ . В присутствии метанола скорости срав-

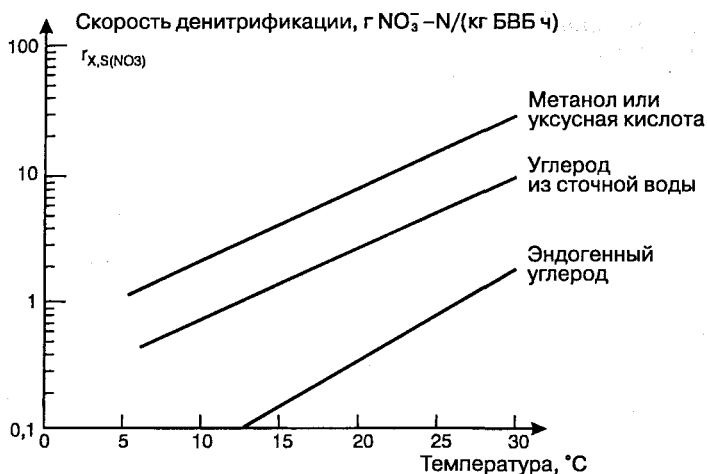


Рис. 3.13. Зависимость удельной скорости денитрификации от температуры при использовании различных источников углерода [24].

нительно высоки, поскольку метанол легко разлагается, и, кроме того, существует специальный тип бактерий, разлагающих метанол. Следовательно, биомасса должна быть адаптирована к метанолу. Если источником энергии служат органические вещества стоков, скорости реакции ниже, а медленнее всего денитрификация проходит в том случае, если используется эндогенный источник энергии. В такой ситуации скорость процесса лимитируется скоростью гидролиза.

### Температура

Температурная зависимость денитрификации аналогична той, которая приведена для аэробного гетеротрофного процесса (выражение (3.16)). Процесс может проходить и в термофильных условиях (при 50–60 °C), однако такого рода данных не так уж много. Скорости термофильной денитрификации в среднем на 50% выше, чем аналогичных реакций при 35 °C.

### Концентрация кислорода

Кислород является ингибитором денитрификации. Понятно, что принципиальное значение имеет концентрация кислорода, непосредственно воздействующего на микроорганизмы, т. е. его концентрация внутри флоккул, биопленок, а не измеряемая в толще жидкой

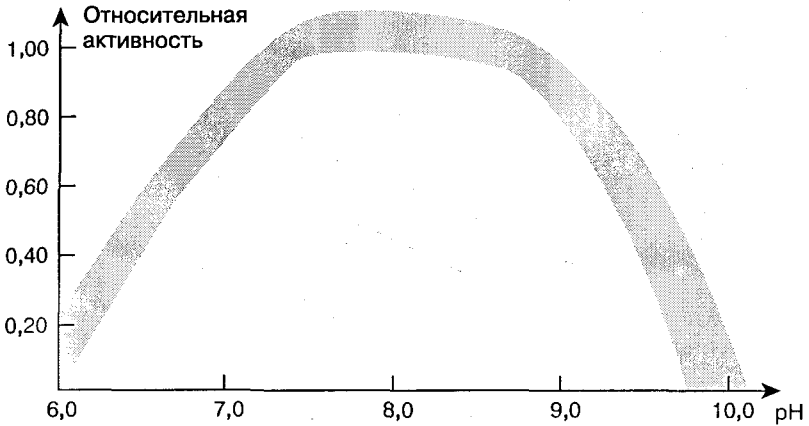


Рис. 3.14. Денитрификация как функция pH.

фазы. Однако для описания воздействия кислорода все же можно воспользоваться уравнением скорости реакции (3.32), умножая его на следующее отношение:

$$K_{S,O_2,(NO_3)} / (K_{S,O_2,(NO_3)} + S_{O_2}),$$

где  $K_{S,O_2,(NO_3)}$  — «константа насыщения» при ингибировании кислородом,  $S_{O_2}$  — концентрация кислорода в жидкой фазе.  $K_{S,O_2}$  зависит от внешних условий. В реакторе с активным илом значение  $K_{S,O_2}$  ниже, чем в реакторе с биопленкой. В реакторе с активным илом  $K_{S,O_2,(NO_3)}$  понижается с уменьшением размеров флокул (при усилении перемешивания). В модельных расчетах одну и ту же константу насыщения обычно используют и для процесса денитрификации, и для аэробного окисления.

### pH

pH-зависимость денитрификации аналогична pH-зависимостям других биологических процессов. Оптимальное значение pH обычно находится в диапазоне от 7 до 9 (рис. 3.14), но может несколько смещаться в зависимости от условий. Между длительными и кратковременными pH-зависимостями могут наблюдаться большие различия, поскольку популяция микробов способна медленно адаптироваться к новым значениям pH.

Низкие значения pH (ниже 7) сильно влияют на выход конечного продукта денитрификации: при понижении pH увеличивается

Таблица 3.12. Кинетические константы и стехиометрические коэффициенты денитрификации при 20 °С [29, 24, 39]

	Обозначение	Размерность	Величина
Максимальная удельная скорость роста <sup>а</sup>	$\mu_{\text{макс}}$	сут <sup>-1</sup>	3–6
на метаноле	$\mu_{\text{макс}}$	сут <sup>-1</sup>	5–10
Константа распада	b	сут <sup>-1</sup>	0,05–0,10
Константа насыщения <sup>а</sup>	$K_{S, \text{ХПК}}$	г ХПК/м <sup>3</sup>	10–20
по нитрату	$K_{S, \text{NO}_3}$	г N/м <sup>3</sup>	0,2–0,5
по кислороду	$K_{S, \text{O}_2, (\text{NO}_3)}$	г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>	0,1–0,5
по метанолу	$K_{S, \text{MeOH}}$	г ХПК/м <sup>3</sup>	5–10
Константа гидролиза	$k_{\text{HX}}$	кг ХПК(Х)/ кг ХПК(В) · сут	0,15–0,4
взвешенных веществ	$k_{\text{h}}$	сут <sup>-1</sup>	0,15–0,4
растворенных веществ	$k_{\text{h}}$	сут <sup>-1</sup>	1–15
Константа насыщения для гидролиза	$K_{\text{X}}$	кг ХПК(Х)/ кг ХПК(В)	0,02–0,05
Максимальный коэффициент прироста биомассы <sup>а</sup>	$Y_{\text{макс}}$	кг ХПК/кг ХПК	0,5–0,55
по метанолу	$Y_{\text{макс}}$	кг ХПК/ кг NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> –N	1,6–1,8
Температурная константа для $\mu_{\text{макс}}$ и b	$\alpha$	град <sup>-1</sup>	0,06–0,12

<sup>а</sup> Органическое вещество, содержащееся в сточной воде

выход оксидов азота, особенно N<sub>2</sub>O. На практике оксид азота NO, являющийся сильным токсичным агентом, вряд ли может выделяться в ощутимых концентрациях [24, 30].

### Кинетические константы денитрификации

В табл. 3.12 представлен ряд кинетических констант денитрификации.

## 3.6. Биологическое удаление фосфора

В этом процессе бактерии потребляют большие количества фосфата, который используется ими в качестве энергетического запаса, позволяющего разлагать субстрат в анаэробных условиях. Восполнение израсходованного фосфата происходит в аэробных и аноксических условиях [28, 41]. Процессы, в результате которых происходит биологическое удаление фосфора, еще не до конца изучены, но общая картина соответствует приведенной далее.

### 3.6.1. Микроорганизмы

Долгое время бытовало такое мнение, что биологическое удаление фосфора осуществляется только бактериями *Acinetobacter*. Однако в настоящее время уже хорошо известно, что способностью аккумулировать фосфор обладают очень многие гетеротрофные микроорганизмы, содержащиеся в сточной воде и в иле очистных сооружений. Все эти микроорганизмы называют био-Р-бактериями или фосфат-аккумулирующими организмами (ФАО) [41]. Механизм аккумуляции фосфора не всегда активирован в бактериях, поэтому определение концентраций, например, био-Р-бактерий в сточной воде может быть затруднено. В очистных сооружениях с биологическим удалением фосфора активны несколько групп гетеротрофных микроорганизмов, конкурирующих за субстрат, особенно за низкомолекулярные жирные кислоты, которые и необходимы для реализации фосфор-аккумулирующего механизма. Многие из конкурирующих бактерий не являются ФАО. Именно результат этой конкуренции и определяет успех био-Р-процесса.

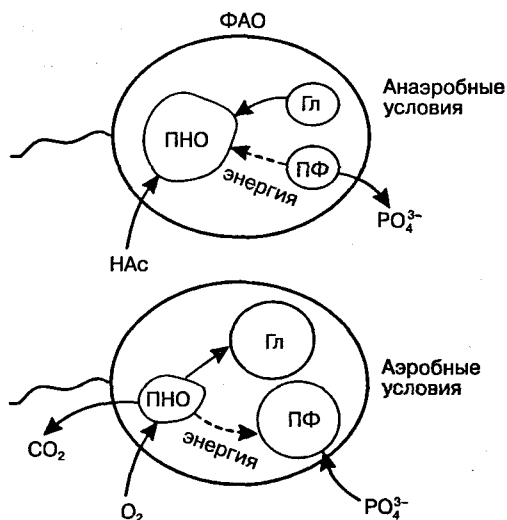
#### *Неденитрифицирующие ФАО*

Эти микроорганизмы в анаэробных и аноксических условиях потребляют ацетат и пропионат и накапливают их внутриклеточно в виде полимерных насыщенных оксикислот (ПНО) (параллельно в клетках происходит потребление гликогена). Процесс накопления обеспечивается энергией, выделяющейся при разложении полифосфатов, в результате чего образуется ортофосфат. При рН выше 8,0–8,5 образующийся фосфат может осаждаться в виде солей кальция, алюминия или других металлов. В аэробных условиях эти организмы будут расти, потребляя фосфат, накапливая его в виде полифосфатов и возобновляя таким образом запас гликогена. Основным источником энергии, необходимой для осуществления этого процесса, является окисление ПНО. Рассматриваемые микроорганизмы также способны окислять и другие органические субстраты, доступные в аэробных условиях. Рис. 3.15 иллюстрирует в упрощенном виде метаболизм ФАО.

#### *Денитрифицирующие ФАО*

В анаэробных условиях потребляют ацетат и пропионат и запасают их в виде ПНО, расходуя при этом гликоген. Процесс накопления возможен благодаря энергии, выделяющейся при разложении по-





**Рис. 3.15.** Метаболизм ФАО в аэробных и анаэробных условиях. ПНО — полимерные насыщенные оксикислоты, Гл — гликоген, ПФ — полифосфаты, НАс — ацетат.

лифосфатов, приводящем к образованию ортофосфата. При pH выше 8,0–8,5 часть образующегося фосфата осаждается в виде солей кальция, алюминия или других металлов. В аноксических или аэробных условиях денитрифицирующие ФАО растут, потребляя фосфат и запасая его в виде полифосфатов, параллельно происходит синтез гликогена. На осуществление этих процессов затрачивается энергия окисления ПНО. Коэффициент прироста биомассы в анаэробных условиях выше, чем в аноксических.

### *Неденитрифицирующие не-ФАО*

Способны ферментировать органические вещества в анаэробных условиях. Они также могут окислять большинство органических соединений в аэробных условиях, но не способны запасать полифосфаты.

### *Денитрифицирующие не-ФАО*

Способны ферментировать органические вещества в анаэробных условиях. В аноксических условиях они проводят денитрификацию

и растут за счет потребления доступного органического субстрата. В аэробных условиях коэффициент прироста биомассы больше, чем в анаэробных условиях.

### *ГАО (гликоген-аккумулирующие организмы)*

Гетеротрофные микроорганизмы, которые не могут накапливать полифосфаты, но могут участвовать в конкуренции за субстрат, особенно за глюкозу, если она содержится в сточной воде [43]. В большинстве случаев эти бактерии не участвуют в биологическом удалении фосфора.

### *Microtrix*

Питаются длинноцепочечными жирными кислотами, часто присутствующими в сточной воде и в анаэробном реакторе на первой стадии биологического удаления фосфора. В таком реакторе длинноцепочечные жирные кислоты могут появляться также в результате процессов ферментации или гидролиза [42, 46]. В присутствии *Microtrix* повышается иловый индекс, особенно при низких температурах (10–15 °С). Поскольку первая анаэробная стадия в процессе биологического удаления фосфора функционирует в некоторых случаях как селектор<sup>1</sup> для клеток *Microtrix*<sup>2</sup>, следует использовать иную технологическую схему (анаэробный реактор помещают в линии рецикла ила).

## **3.6.2. Реакции биологического удаления фосфора**

Реакции биологического удаления фосфора весьма сложны [41]. Ниже мы рассмотрим несколько упрощенный их набор, в котором учитываются только баланс ХПК и фосфора. Мы используем следующие допущения для значений стехиометрических коэффи-

<sup>1</sup> Селектор — специальный термин, используемый для обозначения отдельного реактора или отдельной зоны в реакторе, где создаются благоприятные условия для селекции (ускоренного роста) той или иной группы микроорганизмов. — *Прим. ред.*

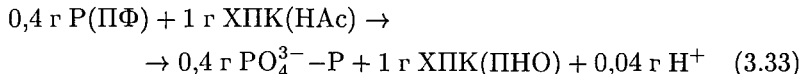
<sup>2</sup> Неконтролируемое развитие бактерий рода *Microtrix* приводит к пенообразованию и вспуханию ила. — *Прим. ред.*

циентов в различных подпроцессах и максимального содержания полифосфата в клетках ФАО:

$Y_{\text{ФАО,набл}}$	Наблюдаемый коэффициент прироста биомассы	0,3	г ХПК(ФАО)/ г ХПК(ПНО)
$Y_{\text{ФАО}}$	Максимальный коэффициент прироста биомассы	0,63	г ХПК(ФАО)/ г ХПК(ПНО)
$Y_{\text{PO}_4}$	Стехиометрический коэффициент для выделения фосфата ( $\text{PO}_4^{3-}-\text{P}$ ) при запасании ПНО	0,40	г Р/г ХПК(ПНО)
$Y_{\text{ПНО}}$	Стехиометрический коэффициент для запасания ПФ при окислении ПНО	0,2	г ХПК(ПНО)/г Р
$Y_{\text{ПФ,В}}$	Максимальное содержание ПФ в биомассе	0,17	г Р/г ХПК(ФАО)

В приведенных ниже уравнениях ПНО следует интерпретировать как сумму ПНО и гликогена в ФАО. Субстрат (обычно ацетат или пропионат) обозначен как ХПК(НАс).

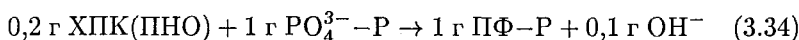
Анаэробный процесс:



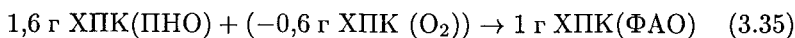
Уравнение (3.33) дает только массовый баланс процесса. Роль гликогена в этом уравнении не показана, поскольку он выступает как катализатор: расходуется в анаэробной фазе, частично конвертируясь в ПНО, и регенерируется затем в аэробной или аноксической фазе. Это может приводить к некоторым нарушениям баланса при аналитическом определении ПНО, так как измеренное количество ПНО приблизительно на 30% больше, чем можно было бы ожидать, основываясь на количестве ацетата (в моль С), потребленного микроорганизмами [44].

На рис. 3.16 показано изменение концентраций ацетата и фосфата в анаэробных условиях в био-Р-процессе.

Накопление запасных веществ в аэробном процессе:



При аэробном росте (с максимальным коэффициентом прироста биомассы  $Y_{\text{ПНО}} = 0,63$ ):



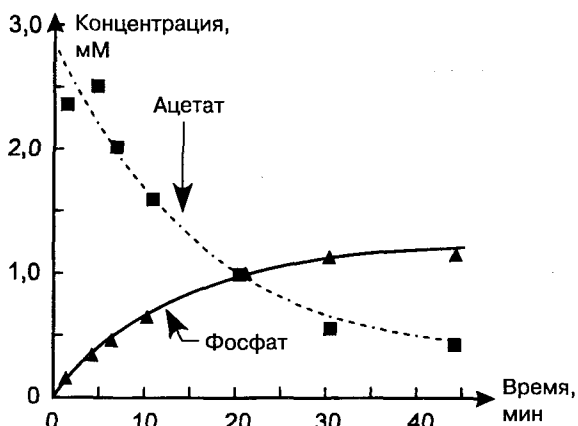
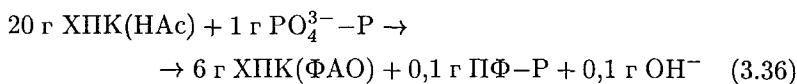


Рис. 3.16. Выделение фосфата и потребление ацетата в анаэробных условиях [25].

Суммарный аэробный/анаэробный процесс (рост и накопление запасных веществ с коэффициентом прироста биомассы  $Y_{\text{ПНО,набл}} = 0,3 \text{ г ХПК/г ХПК}$ ) можно записать как:



Это дает значение стехиометрического коэффициента для потребления полифосфата  $\nu_{\text{НАс,Р}} = 0,05 \text{ г Р/г ХПК(НАс)}$ .

**Пример 3.11.** Сточная вода содержит  $50 \text{ г}$  уксусной кислоты/ $\text{м}^3$  и  $5 \text{ г Р/м}^3$ . Сколько фосфора можно удалить посредством биологического процесса?

Из выражения (3.36) находим стехиометрический коэффициент  $\nu_{\text{НАс,Р}} = 0,05 \text{ г Р/г ХПК(НАс)}$ .

Следовательно, в данном случае можно удалить  $50 \text{ г НАс/м}^3 \cdot 0,05 \text{ г Р/г ХПК(НАс)} = 2,5 \text{ г Р/м}^3$  (что соответствует 50%).

### 3.6.3. Коэффициент прироста биомассы в процессе биологического удаления фосфора

Максимальный коэффициент прироста биомассы фосфор-аккумулирующих бактерий близок по значению к максимальному коэффициенту прироста биомассы для аэробных гетеротрофных бактерий, т. е.  $0,5\text{--}0,6 \text{ кг ХПК биомассы/кг ХПК}$ . Если же

коэффициент прироста биомассы рассчитывается в единицах массы взвешенного вещества, то его величина зависит от содержания полифосфата в бактериях. Максимально возможное содержание полифосфата в бактериях составляет около 50%, что соответствует содержанию фосфора 15–20% и коэффициенту прироста биомассы 1,0–1,2 кг ВВ/кг ХПК субстрата.

### 3.6.4. Щелочность

Биологический процесс удаления фосфора слабо влияет на щелочность среды [41]:

Анаэробные условия	–0,29	экв/г выделяемого фосфора
Аэробные условия	+0,10	экв/г потребляемого фосфора
В суммарном процессе	–0,19	экв/г удаленного фосфора

Таким образом, при удалении 5 г фосфора/м<sup>3</sup> из городских стоков, щелочность их понижается на 1 экв/м<sup>3</sup>.

### 3.6.5. Кинетика биологического удаления фосфора

#### *Анаэробные условия*

Кинетику потребления ацетата можно описать, основываясь на уравнениях, представленных в модели активного ила № 2d [41]:

$$\begin{aligned} r_{V, \text{НАс}} = \\ = q_{\text{ПНО}} \cdot \frac{S_{\text{НАс}}}{S_{\text{НАс}} + K_{\text{НАс}}} \cdot \frac{S_{\text{щел}}}{S_{\text{щел}} + K_{\text{щел}}} \cdot \frac{X_{\text{ПФ}}/X_{\text{В, ФАО}}}{K_{\text{ПФ}} + X_{\text{ПФ}}/X_{\text{В, ФАО}}} \cdot X_{\text{В, ФАО}} \end{aligned} \quad (3.37)$$

где  $q_{\text{ПНО}}$  — скорость накопления ПНО,  $S_{\text{НАс}}$  — концентрация ацетата,  $S_{\text{щел}}$  — щелочность,  $X_{\text{ПФ}}$  — концентрация полифосфатов,  $X_{\text{В, ФАО}}$  — концентрация фосфат-аккумулирующих организмов ФАО,  $K$  — константы полунасыщения в уравнении Моно.

Первый член в данном уравнении отвечает за влияние субстрата на скорость реакции, второй — за влияние рН, третий с помощью параметра максимального количества запасенного полифосфата описывает накопление полифосфатов.

*Аэробные условия*

Кинетику потребления фосфата в аэробных условиях можно описать следующим уравнением:

$$r_{V,PO_4} = q_{PF} \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_{PO_4} + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{щел}}{K_{щел} + S_{щел}} \cdot \frac{X_{ПНО}/X_{В,ФАО}}{K_{ПНО} + X_{ПНО}/X_{В,ФАО}} \cdot \frac{K_{\max} - X_{PF}/X_{В,ФАО}}{K_{PF} + K_{\max} - X_{PF}/X_{В,ФАО}} \cdot X_{В,ФАО} \quad (3.38)$$

Последний член в уравнении (3.38) отражает лимитирование накопления полифосфатов ФАО.

*Аноксические условия*

Скорость потребления фосфата в аноксических условиях можно описать таким же выражением, какое используется для аэробных условий. Однако значения этих скоростей являются пониженными по сравнению со скоростями для аэробных условий. Степень снижения зависит от содержания денитрифицирующих бактерий среди ФАО, которое на практике составляет 50–70%.

**3.6.6. Влияние окружающей среды на биологическое удаление фосфора**

Окружающая среда влияет на поведение фосфор-аккумулирующих бактерий так же, как и на поведение денитрифицирующих и аэробных гетеротрофных бактерий. На практике для осуществления процесса аккумуляции фосфора важно выполнение двух требований: чередование анаэробных и аэробных условий, отсутствие нитрата в анаэробной фазе.

*Чередование анаэробных и аэробных условий*

Анаэробная фаза в реакторе важна для осуществления селекции фосфор-аккумулирующих бактерий. В результате создания благоприятных условий биомасса в значительной степени будет состоять именно из фосфор-аккумулирующих бактерий.

**Таблица 3.13.** Кинетические константы процессов, протекающих с участием фосфор-аккумулирующих бактерий при 20 °С [41, 44]

	Обозначение	Размерность	Величина
Максимальная удельная скорость роста	$\mu_{\text{макс, ФАО}}$	сут <sup>-1</sup>	2-4
Максимальный коэффициент прироста биомассы по уксусной кислоте	$Y_{\text{макс, ФАО}}$	кг ХПК(В)/кг ХПК(НАс)	0,5-0,65
	$Y_{\text{макс, ФАО}}$	кг ВВ/кг ХПК(НАс)	0,6-0,8
	$Y_{\text{макс, ФАО}}$	кг Р/кг ХПК(НАс)	0,07-0,10
Константа насыщения по уксусной кислоте по фосфату	$K_{S, \text{НАс}}$	г НАс/м <sup>3</sup>	2-6
	$K_{S, \text{РО}_4}$	г Р/м <sup>3</sup>	0,1-0,5
Скорость накопления ПНО	$q_{\text{ПНО}}$	кг ХПК(НАс)/(кг ХПК(Х) · сут)	2-4
	$q_{\text{ПФ}}$	кг Р/(кг ХПК(Х) · сут)	1-2
Температурная константа для $\mu_{\text{макс, Р}}$	$\kappa$	град <sup>-1</sup>	0,02-0,04

### *Нитрат*

В анаэробной фазе нитрат оказывает серьезное негативное влияние. Денитрификация удаляет некоторые легко разлагаемые вещества, которые могли бы запастись фосфор-аккумулирующие бактерии. В результате снижения концентрации органических субстратов замедляется и процесс удаления фосфора. Денитрификация с использованием уксусной кислоты протекает в соответствии с выражением (3.10), из которого следует, что потребляется 4,96 моль НАс/3,94 моль  $\text{NO}_3^- = 1,26$  моль НАс/моль  $\text{NO}_3^-$ . Следовательно, процесс удаления фосфора остановился, так как органический субстрат был израсходован на денитрификацию.

### *Кинетические константы биологического удаления фосфора*

В табл. 3.13 представлены примеры кинетических констант, характеризующих фосфор-аккумулирующие бактерии.

## **3.7. Анаэробные процессы**

В данном контексте анаэробными называют процессы, протекающие в отсутствие кислорода и нитрата. Осуществляются они большой и разнообразной группой микроорганизмов, обычно образу-

Таблица 3.14. Бактерии, участвующие в анаэробной деградации

Стадия	Группа бактерий	Субстраты	Конечный продукт
Образование кислоты	Ацетогенные	Углеводы Аминокислоты Липиды	Масляная кислота Пропионовая кислота
Образование метана	Ацетокластические	Уксусная кислота	Метан Диоксид углерода
	Метаногенные <sup>a</sup>	Водород Диоксид углерода	Метан

<sup>a</sup>Поскольку ацетокластические организмы также относятся к метаногенам, эту группу следует называть «водородиспользующие метаногены». — *Прим. ред.*

щих симбиотические ассоциации. Энергетические условия данных процессов очень сложны и для многих бактерий крайне невыгодны, и тем не менее, в ряде ситуаций они активно развиваются.

Многие из анаэробных бактерий являются «строгими анаэробами», т. е. вообще не переносят присутствия кислорода, как, например метаногенные бактерии<sup>1</sup>.

Упрощенно процесс анаэробной деградации можно подразделить на три основные стадии (рис. 3.17): две микробиологические и ферментативную стадию гидролиза. Более детально биологические стадии показаны на рис. 3.18 и 3.19.

Кислотогенные и метаногенные бактерии обычно делят на две подгруппы (табл. 3.14).

### 3.7.1. Реакции при анаэробном брожении<sup>2</sup>

По сравнению с образованием метана генерация кислот является быстрым процессом. Уравнение (3.39) дает пример такого процесса, объединяющего пропионовокислое и смешанное кислое брожение. Данный процесс осуществляется большой группой бактерий и

<sup>1</sup> В соответствии с современной классификацией микроорганизмов метаногены относятся к археям. — *Прим. ред.*

<sup>2</sup> В данном разделе дана очень упрощенная картина процесса. — *Прим. ред.*



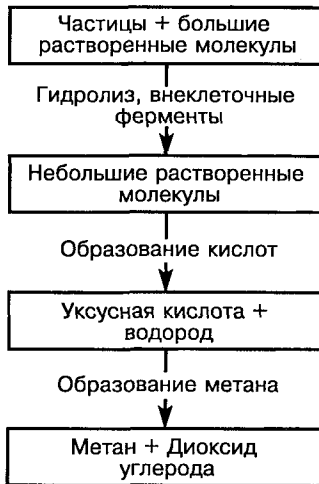


Рис. 3.17. Упрощенная трехстадийная схема анаэробного разложения органических веществ.

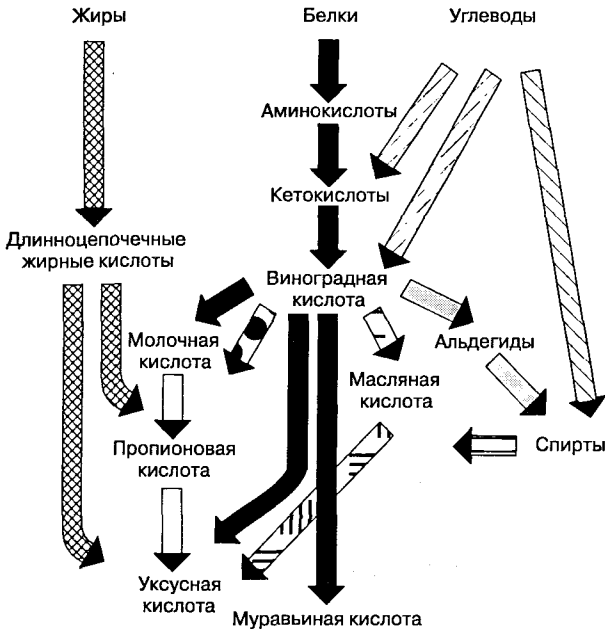


Рис. 3.18. Упрощенная схема кислотогенной стадии анаэробного процесса [27].

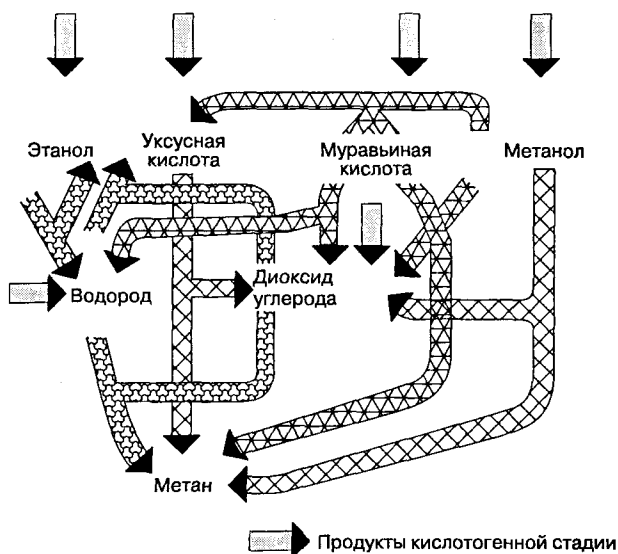
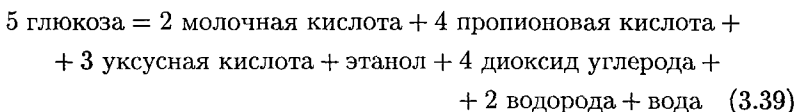
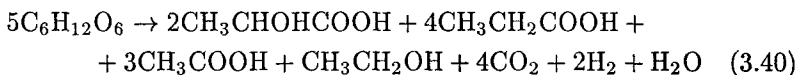


Рис. 3.19. Упрощенная схема метаногенной стадии анаэробного процесса [27].

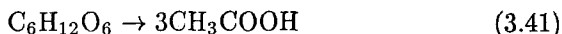
выглядит следующим образом:



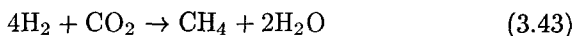
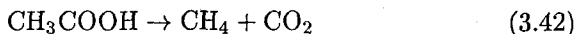
или



или в упрощенной форме:



Образование метана идет по одному из двух путей<sup>1</sup>:



<sup>1</sup> Метан образуется не только из этих двух субстратов, а также из метанола, формиата, метиламинов и т. д. — Прим. ред.

В упрощенном виде конверсию глюкозы в метан можно представить следующим образом:



Соотношение образующихся продуктов (метана и диоксида углерода) равно 1:1. При разложении других органических веществ это соотношение может меняться. Если степень окисления углерода в исходном соединении выше, чем в глюкозе, образуется больше углекислого газа, если же степень окисления углерода отрицательна, образуется больше метана.

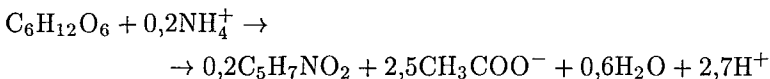
На практике нужно учитывать, что часть диоксида углерода растворяется в жидкой фазе, т. е. относительное содержание метана в газовой фазе выше, чем рассчитанное из уравнения реакции.

### 3.7.2. Рост биомассы и коэффициенты ее прироста при анаэробном брожении

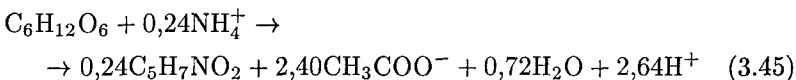
Коэффициенты прироста биомассы различны для различных бактерий, участвующих в процессе. На кислотогенной стадии они обычно невысоки и еще ниже на метаногенной стадии.

Для кислотогенной стадии максимальный коэффициент прироста биомассы  $Y_{\text{макс},S}$  составляет 0,2–0,3 кг ХПК(Б)/кг ХПК(С), что соответствует 0,15–0,20 кг БВВ/кг ХПК(С).

Если принять наблюдаемый коэффициент прироста биомассы равным 0,2 кг ХПК(Б)/кг ХПК(С), а состав биомассы описать формулой  $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ , то можно записать уравнение реакции конверсии глюкозы в уксусную кислоту.



Коэффициент прироста биомассы можно выразить в единицах моль биомассы/моль глюкозы, как это показано в примере 3.2, т. е.  $Y_{\text{набл}} = 0,24$  моль биомассы/моль глюкозы. Тогда уравнение реакции примет следующий вид:



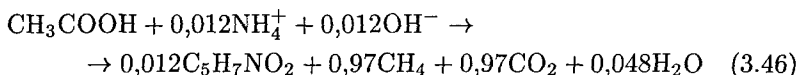
Продукты кислотогенной стадии могут быть использованы в процессах удаления азота и фосфора, если остановить процесс до образования метана. Эта смесь очень активно участвует в реакциях биологического разложения; состоит она в основном из

уксусной и пропионовой кислот, на долю которых приходится 60–80% растворенного ХПК после кислотогенной стадии.

Выход растворенного ХПК на стадии гидролиза по отношению к общему ХПК зависит от температуры, времени и природы органического субстрата. Максимальный выход может достигать 10–20% для первичного ила и только 2–6% для активного ила.

Для метаногенной стадии максимальный коэффициент прироста биомассы  $Y_{\text{макс,М}} = 0,04\text{--}0,05$  кг ХПК(Б)/кг ХПК(С), что соответствует 0,03–0,04 кг БВБ/кг ХПК(С).

Если принять значение наблюдаемого коэффициента прироста биомассы равным 0,03 кг ХПК(Б)/кг ХПК(С), (0,03 кг ХПК(Б)/кг ХПК(С) может дать 0,012 моль биомассы/моль уксусной кислоты, см. пример 3.2), то уравнение реакции примет следующий вид:



Общий максимальный коэффициент прироста биомассы для анаэробного процесса в целом равен 0,25–0,35 кг ХПК(Б)/кг ХПК(С). Заметьте, что в единицах ХПК общий коэффициент прироста биомассы можно получить простым сложением коэффициентов отдельных стадий.

Наблюдаемый на практике общий коэффициент прироста биомассы ниже из-за малых нагрузок, при которых анаэробные реакторы обычно функционируют. Часто он составляет 0,05–0,1 кг ХПК(Б)/кг ХПК(С).

### 3.7.3. Макроэлементы, необходимые для анаэробного брожения

Содержание азота, фосфора и серы в клетках анаэробных бактерий представлено в табл. 3.15. Наиболее существенное отличие аэробных бактерий от анаэробных заключается в более высоком содержании серы в последних.

Зная коэффициент прироста биомассы, можно рассчитать потребность в том или ином веществе.

**Пример 3.12.** Рассчитайте значения отношений ХПК(С)/N, ХПК(С)/P и ХПК(С)/S, необходимые для анаэробной очистки сточной воды. Общий наблюдаемый коэффициент прироста биомассы равен 0,23 кг ХПК(Б)/кг ХПК(С), а содержание N, P и S составляет 7, 1,4 и 1,4% ХПК соответственно.

Таблица 3.15. Типичные концентрации макроэлементов в анаэробных бактериях

Макроэлемент	Концентрация		
	г/кг БВБ	г/кг ХПК(Б)	г/кг ООУ
Азот	80–120	55–85	150–250
Фосфор	10–25	7–18	25–55
Сера	10–25	7–18	25–55
Железо	5–15	4–11	12–30

При конверсии 1 кг ХПК образуется 0,23 кг ХПК(Б), а содержание азота, фосфора и серы составит:

$$N = 0,07 \cdot 0,23 = 0,016 \text{ кг N}; \quad P = 0,014 \cdot 0,23 = 0,003 \text{ кг P};$$

$$S = 0,014 \cdot 0,23 = 0,003 \text{ кг S}.$$

Таким образом,

$$\text{ХПК(S)/N} = 1,0/0,016 = 63/1; \quad \text{ХПК(S)/P} = 1,0/0,003 = 333/1;$$

$$\text{ХПК(S)/S} = 1,0/0,003 = 333/1.$$

Если на практике все три соотношения окажутся ниже, то ограничения скорости процесса концентрацией макроэлементов наблюдаться не будет.

### 3.7.4. Щелочность при анаэробном брожении

Анаэробные процессы влияют на щелочность среды. На кислотогенной стадии она понижается, а на метаногенной повышается. Суммарный эффект — слабое понижение щелочности. В примере 3.13 показан расчет изменения щелочности отдельно на кислотогенной стадии.

**Пример 3.13.** Рассчитайте изменение щелочности при превращении глюкозы в уксусную кислоту (НАс) в соответствии с выражением (3.45).

Выделение 2,64 моль  $\text{H}^+$  на 1 моль расщепленной глюкозы приведет к понижению щелочности на 2,64 экв. Образующийся ацетат повышает щелочность, так как  $\text{pK}_a$  уксусной кислоты 4,75, т. е. почти половина ацетата  $\text{Ac}^-$  при титровании до  $\text{pH}$  4,5 переходит в кислоту НАс. В работе [8] показано, что

$$\text{pH} = \text{pK}_a + \log \frac{[\text{Ac}^-]}{[\text{НАс}]}$$

Подставляя значения  $pK_a = 4,75$  и  $pH = 4,5$ , получаем

$$\log \frac{[Ac^-]}{[HAc]} = -0,25, \text{ или } \frac{[Ac^-]}{[HAc]} = 0,56, \text{ или } [Ac^-] = 0,56[HAc]$$

Принимая, что  $[HAc] + [Ac^-] = 1$ , находим:

$$[HAc] + 0,56[HAc] = 1, \text{ следовательно, } [HAc] = 0,64 \text{ и } [Ac^-] = 0,36$$

Это означает, что при  $pH = 4,5$

$$[Ac^-] = 0,36 \cdot ([Ac^-] + [HAc]) \quad \text{и} \quad [HAc] = 0,64 \cdot ([Ac^-] + [HAc])$$

Таким образом, вклад  $Ac^-$  в щелочность составляет  $0,64 \cdot 2,40 = 1,5$  экв/моль глюкозы, а суммарное изменение щелочности равно:

$$1,5 - 2,64 = -1,14 \text{ экв/моль глюкозы.}$$

### 3.7.5. Кинетика анаэробного брожения

#### *Гидролиз в анаэробных процессах*

Гидролиз можно описать с помощью тех же выражений, которые использовались при рассмотрении процессов, происходящих в аэробных и аноксических условиях. В упрощенном виде они выглядят следующим образом:

$$r_{V,XS} = k_h \cdot X_S \quad (3.3a)$$

$$r_{V,SS} = k_h \cdot S_S \quad (3.3b)$$

или с учетом насыщения

$$r_{V,XS} = k_{hX} \cdot \frac{X_S/X_{B,S}}{K_X + (X_S/X_{B,S})} \cdot X_{B,S} \quad (3.4)$$

Константы гидролиза в анаэробных условиях ниже, чем в аэробных.

**Пример 3.14.** Скорость гидролиза  $r_{V,XS}$  в анаэробных условиях  $0,38 \text{ кг ХПК}(X)/(\text{м}^3 \cdot \text{сут})$ . Кроме того, известно, что

$$X_S = 0,5 \text{ кг ХПК}/\text{м}^3, \quad X_{B,S} = 1 \text{ кг ХПК}/\text{м}^3,$$

$$k_{hX} = 0,4 \text{ кг ХПК}(X)/(\text{кг ХПК}(B) \cdot \text{сут})$$

Найдите константу насыщения  $K_X$ .

Из выражения (3.4) находим:

$$0,38 \text{ кг ХПК}(X)/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}) =$$

$$= 0,4 \text{ сут}^{-1} (0,5/1,0) / (K_X + 0,5/1,0) 1,0 \text{ кг ХПК}/\text{м}^3$$

$$0,38 = 0,2 / (K_X + 0,5)$$

$$K_X = 0,026 \text{ кг ХПК}(X)/\text{кг ХПК}(B).$$

*Кислотогенная стадия анаэробных процессов*

Кинетику образования кислоты можно описать уравнением Моно:

$$r_{V,S} = (\mu_{\max,S}/Y_{\max,S}) \cdot (S/(S + K_{S,S})) \cdot X_{B,S}, \quad (3.47)$$

где  $S$  — субстрат в форме небольших растворенных молекул органического вещества,  $X_{B,S}$  — биомасса кислотогенных бактерий,  $K_{S,S}$  — константа насыщения.

*Метаногенная стадия*

Кинетику образования метана также можно описать уравнением Моно:

$$r_{V,S} = (\mu_{\max,M}/Y_{\max,M}) \cdot (S/(S + K_{S,M})) \cdot X_{B,M}, \quad (3.48)$$

где  $S$  — концентрация уксусной кислоты,  $X_{B,M}$  — биомасса метаногенных бактерий.

Уксусная кислота может ингибировать процесс в соответствии со следующим уравнением [29]:

$$r_{V,S} = (\mu_{\max,M}/Y_{\max,M}) \cdot (1 + K_{S,M}/S + S/K_I)^{-1} \cdot X_{B,M}, \quad (3.49)$$

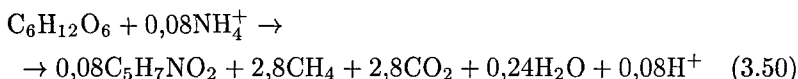
где  $K_I$  — константа ингибирования.

**3.7.6. Образование газообразных продуктов**

Газовая фаза в анаэробном процессе состоит из метана, диоксида углерода и водорода. В ее состав также могут входить азот и сероводород.

Если известен наблюдаемый коэффициент прироста биомассы и концентрация субстрата, то можно написать выражение, определяющее объем выделяющихся газообразных продуктов.

Например, если наблюдаемый коэффициент прироста биомассы составляет 0,08 моль биомассы на 1 моль израсходованной глюкозы, то получаем следующее выражение:

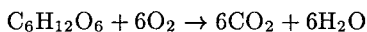


При этом выделяется 2,8 моль  $CH_4$  и 2,8 моль  $CO_2$ . Состав газовой фазы зависит от растворимости  $CO_2$  в жидкой фазе.

Основная часть энергии (90–95%), запасенной в субстрате и выраженной в форме ХПК, в результате анаэробного процесса перейдет в метан.

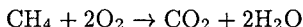
**Пример 3.15.** Рассчитайте процент ХПК субстрата, превращенного в метан в результате процесса, описываемого уравнением (3.50).

ХПК 1 моль глюкозы найдем из выражения



$$1 \text{ моль } C_6H_{12}O_6 \approx 6 \cdot 32 \text{ г} = 192 \text{ г } O_2 = 192 \text{ г ХПК(S)},$$

а ХПК 1 моль метана — из выражения



$$1 \text{ моль } CH_4 \approx 2 \cdot 32 \text{ г} = 64 \text{ г } O_2 = 64 \text{ г ХПК(M)}.$$

Из выражения (3.50) видно, что из 1 моль глюкозы образуется 2,8 моль метана. Это соответствует конверсии 93% ХПК субстрата в метан.

$$\frac{2,8 \text{ моль } CH_4 \cdot 64 \text{ г ХПК(M) / моль } CH_4}{1 \text{ моль глюкозы} \cdot 192 \text{ г ХПК(S) / моль глюкозы}} 100\% = 93\%$$

### 3.7.7. Влияние окружающей среды на анаэробное брожение

#### Температура

Зависимость анаэробного процесса от температуры та же, что и у аэробного процесса, т. е. для ее характеристики можно воспользоваться уравнением (3.16). Из-за низких скоростей реакций в анаэробных условиях сильно возрастают как время гидравлического удерживания, так и время удерживания ила в реакторе. Поэтому во многих случаях экономически выгодным становится проводить процесс при высокой температуре в реакторах меньшего объема. На рис. 3.20 представлена температурная зависимость анаэробного процесса.

#### pH

Обычно анаэробный процесс протекает с максимальной скоростью при значениях pH от 6 до 8. При pH ниже 6 сильно снижается активность метаногенных бактерий, а при pH ниже 5,5<sup>1</sup> они вообще перестают работать.

Как отмечалось в разд. 3.7.4, суммарный анаэробный процесс слабо влияет на щелочность среды.

<sup>1</sup> Выделены метаногены, способные работать при значениях pH и ниже 5,5. — Прим. ред.



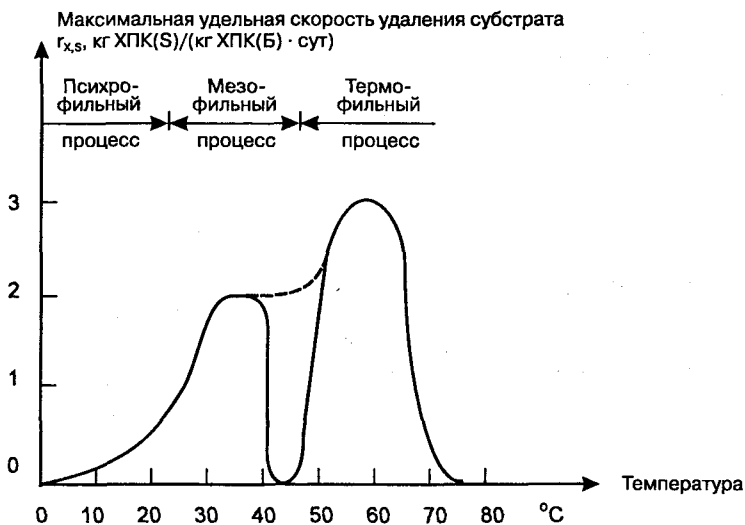


Рис. 3.20. Скорость удаления субстрата в анаэробном процессе в зависимости от температуры. В интервале между 45 и 50 °C процесс может быть нестабильным или может вовсе прекратиться.

### Ингибирование

Токсичные вещества влияют на анаэробный процесс приблизительно так же, как и на аэробный. Анаэробные микроорганизмы не отличаются какой-либо особой чувствительностью к токсичным веществам. Поскольку процесс анаэробного разложения основан в первую очередь на действии медленно растущих метаногенных бактерий, то и действие ингибиторов следует рассматривать прежде всего в связи с этой группой бактерий. В табл. 3.16 представлены такие концентрации токсичных веществ, которые воздействуют на анаэробный процесс. Как и в других биологических системах, в анаэробном сообществе также может развиваться устойчивость к токсичным веществам.

### Кинетические константы анаэробного брожения

В табл. 3.17 представлен ряд кинетических параметров процесса анаэробного брожения.

Таблица 3.16. Влияние токсичных веществ на анаэробные процессы

Параметр	Ингибирование токсичным веществом	
	при однократном внесении	при постоянном присутствии
pH	< 6	< 5
pH	> 8	> 8,5
Аммоний $\text{NH}_4^+$	> 100 г/м <sup>3</sup>	> 200 г/м <sup>3</sup>
Сероводород $\text{H}_2\text{S}$	> 250 г/м <sup>3</sup>	> 1000 г/м <sup>3</sup>
Цианид $\text{CN}^-$	> 5 г/м <sup>3</sup>	> 100 г/м <sup>3</sup>
Трихлорметан	> 1 г/м <sup>3</sup>	> 50 г/м <sup>3</sup>
Формальдегид	> 100 г/м <sup>3</sup>	> 400 г/м <sup>3</sup>
Никель	> 200 г/м <sup>3</sup>	> 50 г/м <sup>3</sup>

Таблица 3.17. Кинетические параметры процесса анаэробного брожения при 35 °С

Кинетический параметр	Обозначение	Размерность	Величина
Максимальная удельная скорость роста кислотогенных микроорганизмов	$\mu_{\text{макс},S}$	сут <sup>-1</sup>	1-3
метаногенных микроорганизмов	$\mu_{\text{макс},M}$	сут <sup>-1</sup>	0,3-0,5
Максимальный коэффициент прироста биомассы ацетогенных микроорганизмов	$Y_{\text{макс},S}$	кг ХПК(В)/кг ХПК(С) кг БВВ/кг ХПК(С)	0,2-0,3 0,15-0,20
метаногенных микроорганизмов	$Y_{\text{макс},M}$	кг ХПК(В)/кг ХПК(С) кг БВВ/кг ХПК(С)	0,04-0,05 0,03-0,04
Константа гидролиза взвешенных веществ	$k_h$	сут <sup>-1</sup>	0,3-0,7
растворенных веществ	$k_h$ $k_{hX}$	сут <sup>-1</sup> (кг ХПК(Х)/кг ХПК(В)) · сут <sup>-1</sup>	2-20 0,3-0,7
Константа насыщения стадия гидролиза	$K_X$	кг ХПК(Х)/кг ХПК(В)	0,02-0,05
кислотогенная стадия	$K_{S,S}$	кг ХПК(С)/м <sup>3</sup>	0,03-0,15
метаногенная стадия	$K_{S,M}$	кг ХПК(С)/м <sup>3</sup>	0,03-0,10
Константа ингибирования уксусной кислотой, метаногенная стадия	$K_I$	кг ХПК(С)/м <sup>3</sup>	0,2-0,8

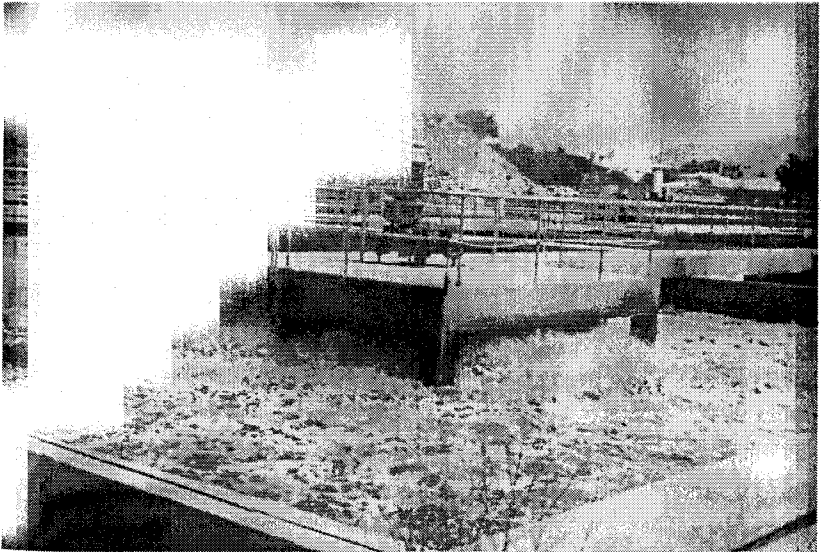
## Литература

1. *Fenger B.*, Aktiverede slamanlæg og biologiske filtre (Activated Sludge Plants and Biofilters). *Stads- og Havneing.*, **61**, 47–54 (1970).
2. *McKinney R. E.*, Microbiology for Sanitary Engineers. McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, N.Y. (1962).
3. *van Gils H. W.*, Bacteriology of Activated Sludge. Research Institute for Public Health Engineering, TNO, Haag. (Report no. 32), (1964).
4. *Liebmann H.*, Handbuch der Frischwasser- und Abwasserbiologie (Manual of Freshwater and Wastewater Biology). R. Oldenburg, Munchen (1962).
5. *Wanner J., Grau P.*, Identification of Filamentous Microorganisms from Activated Sludge: A Compromise between Wishes, Needs and Possibilities. *Water Res.*, **23**, 883–891 (1989).
6. *Arvin E.*, Biological Phosphorus Removal-Systems, Design and Operation. *Vatten*, **40**, 411–415 (1984).
7. *Pöpel F.* (ed.), Lehrbuch für Abwassertechnik und Gewässerschutz (Textbook for Wastewater Engineering and Protection of the Aquatic Environment). Deutscher Fachschriften-Verlag, Wiesbaden (1975/1988).
8. *Harremoës P., Henze M., Arvin E., Dahi, E.*, Teoretisk vandhygiejne (Water Chemistry). Third edition. Polyteknisk Forlag, Lyngby, Denmark (1989).
9. *Henze M., Grady C. P. L., Gujer W., Marais G. v. R., Matsuo T.*, Activated Sludge Model No. 1. IAWPRC, London. (IAWPRC Scientific and Technical Reports No. 1) (1987).
10. *Busse H. J.*, Instrumentelle Bestimmung der organischen Stoffe in Wässern (Instrumental Determination of Organic Matter in Waters). *Z. f. Wasser- und Abwasser-Forsch.*, **8**, 164–176 (1975).
11. *Henze M., Miadenovski C.*, Hydrolysis of Particulate Substrate by Activated Sludge under Aerobic, Anoxic and Anaerobic Conditions. *Water Res.*, **25**, 61–64 (1991).
12. *Sharma B., Ahlert R. C.*, Nitrification and Nitrogen Removal. *Water Res.*, **11**, 897–925 (1977).
13. DS. Vandundersøgelse: 5-døgns biokemisk oxygenforbrug (BOD) (Water Analysis: Determination of Biological Oxygen Demand (BOD)). Danish Standards Association, Copenhagen. (DS/R 254) (1977).
14. *Painter H. A.*, Microbial Transformations of Inorganic Nitrogen. *Prog. Wat. Technol.*, **8**. (4/5), 3–29 (1977).
15. EPA, Process Design Manual for Nitrogen Control. U.S. Environmental Protection Agency, Washington D. C. (1975).
16. *Knowles G., Downing A. L., Barrett M. J.*, Determination of Kinetic Constants for Nitrifying Bacteria in Mixed Culture, with the Aid of an Electronic Computer. *J. Gen. Microbiol.*, **38**, 263–278 (1965).

17. Gujer W., Design of a Nitrifying Activated Sludge Process with the Aid of Dynamic Simulation. *Prog. Wat. Tech.*, **9**, (2), 323-336 (1977).
18. Buswell A. M. et al., Laboratory Studies on the Kinetics of the Growth of Nitrosomonas with Relation to the Nitrification Phase of the B.O.D. *Test. Appl. Microbiol.*, **2**, 21-25 (1954).
19. Henze Christensen M., Harremoës P., Nitrification and Denitrification in Wastewater Treatment. Chap. 15 in: Mitchell, R. (ed.) *Water Pollution Microbiology*, Vol. 2, pp. 391-414. John Wiley & Sons, New York, N.Y. (1978).
20. Anthonisen A. C. et al., Inhibition of Nitrification by Ammonia and Nitrous Acid. *J. WPCF*, **48**, 835-852 (1976).
21. Sutton P. M., Jank, B. E., Design Considerations for Biological Carbon Removal-Nitrification Systems. In: Conference Proceedings - Research Program for the Abatement of Municipal Pollution under Provisions of the Canada-Ontario Agreement on Great Lakes Water Quality, 1975, pp. 206-249. Training and Technology Transfer Division (Water) Environmental protection Service, Fisheries and Environment Canada, Ottawa, Ontario. (Publ. No. 3) (1976).
22. Tomlinson T. G., Boon A. G., Trotman G. N. A., Inhibition of Nitrification in the Activated Sludge Process of Sewage Disposal. *J. Appl. Bact.*, **29**, 266-291 (1966).
23. Stensel H. D., Loehr R. C., Lawrence A. W., Biological Kinetics of Suspended-Growth Denitrification. *J. WPCF*, **45**, 249-261 (1973).
24. Henze Christensen M., Harremoës, P., Biological Denitrification of Sewage. A literature review. *Prog. Water Techn.*, **8**, (4/5), 509-555 (1977).
25. Tracy K. D., Flammino A., Biochemistry and Energetics of Biological Phosphorus Removal. In: Ramadori, R. (ed.): *Biological Phosphate Removal from Wastewaters*. Proceedings of an IAWPRC specialized conference held in Rome, Italy, 28-30 September 1987, pp.15-26. Pergamon Press, Oxford. (Advances in Water Pollution Control) (1987).
26. Mino T., Arun V., Tsuzuki Y., Matsuo T., Effect of Phosphorus Accumulation on Acetate Metabolism in the Biological Phosphorus Removal Process. In: Ramadori, R. (ed.): *Biological Phosphate Removal from Waste-waters*. Proceedings of an IAWPRC Specialized Conference held in Rome, Italy. 28-30 September 1987, pp. 27-38. Pergamon Press, Oxford. (Advances in Water Pollution Control) (1987).
27. Henze M., Harremoës P., Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactors - A Literature Review. *Water Sci. Technol.*, **15**, (8/9), 1-101 (1983).
28. Arvin E., Biological Removal of Phosphorus From Wastewater. *CRC Crit. Rev. Environ. Contr.*, **15**, (1), 25-65 (1985).
29. Andrews J. F., Dynamic Model of the Anaerobic Digestion Process. *J. Sanit. Engng. Div., Proc. ASCE*, **95**, 95-116 (1969).

30. *Pichinoty F. et al.* Etude de 14 bacteries denitrifiantes appartenant du groupe *Pseudomonas stutzeri* isolees du sol par culture d'enrichissement en presence d'oxyde nitreux. (Study of 14 denitrifying bacteria from the *Pseudomonas stutzeri* group isolated from soil and enriched in the presence of nitrous oxide). *Ann. Microbiol. (Inst. Pasteur)*, **128A**, 75-87 (1977).
31. *Loveless J. E., Painter H. A.*, The Influence of Metal Ion Concentrations and pH Value on the Growth of a *Nitrosomonas* Strain Isolated from Activated Sludge. *J. Gen. Microbiol.*, **52**, 1-14 (1968).
32. *Hiraishi A., Masamune K., Kitamura, H.*, Characterization of the Bacterial Population Structure in an Anaerobic-Aerobic Activated Sludge System on the Basis of Respiratory Quinone Profiles. *Appl. Env. Microb.*, **55**, 897-901 (1989).
33. *Henze M.*, Characterization of Wastewater for Modelling of Activated Sludge Processes. *Water Sci. Technol.*, **25**, (6), 1-15 (1992).
34. *Ekama G. A., Dold P. L., Marais G. v. R.*, Procedures for Determining COD and the Maximum Specific Growth Rate of Heterotrophs in Activated Sludge Systems. *Water Sci. Technol.*, **18**, (6), 91-114 (1986).
35. *Kappeler J., Gujer W.*, Estimation of Kinetic Parameters of Heterotrophic Biomass under Aerobic Conditions and Characterization of Wastewater for Activated Sludge Modelling. *Water Sci. Technol.*, **25**, (6), 125-139 (1992).
36. *Grady C. P. L., Daigger G., Lim, H. C.*, Biological Wastewater Treatment. Theory and Applications. 2<sup>nd</sup> ed. Marcel Dekker, Inc. New York, N.Y. (1998).
37. *Theerman J.*, Biological Hazards at Wastewater Treatment Facilities. Water Pollution Control Federation, Alexandria, VA. (1991).
38. *Kerrn-Jespersen J. P., Henze, M.*, Biological Phosphorus uptake under anoxic and aerobic conditions. *Water Res.*, **27**, 617-624 (1993).
39. *Gujer W., Henze M., Mino T., van Loosdrecht M. C. M.*, Activated Sludge Model No. 3. In: Henze M., Gujer W., Mino T. and Loosdrecht M. C. M., (eds.) Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2D and ASM3, IWA Publishing, London. (IWA Scientific and Technical Report No. 9) (2000).
40. *van Loosdrecht M. C. M., Henze M.*, Maintenance, endogeneous respiration, lysis, decay and predation. *Water Sci. Technol.*, **39**, (1), 107-117 (1999).
41. *Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C., Marais G. v. R., van Loosdrecht M. C. M.*, Activated sludge model No. 2d, ASM2d. *Water Sci. Technol.*, **39**, (1), 165-182 (1999).
42. *Andreasen K., Nielsen P. H.*, In situ characterization of substrate uptake by *Microthrix Parvicella* using microautoradiography. *Water Sci. Technol.*, **37**, No. 4-5, 19-26 (1998).

43. Mino T., Satoh H., Matsuo T., Metabolisms of different bacterial populations in enhanced biological phosphate removal processes. *Water Sci. Technol.*, **29**, (7), 67–70 (1994).
44. Kuba T., van Loosdrecht M. C. M., Murnleitner E., Heijnen, J.J., Kinetics and stoichiometry in the biological phosphorus removal process with short cycle times. *Water Res.*, **31**, 918–928 (1997).
45. van Loosdrecht M. C. M., Pot M. A., Heijnen J. J., Importance of bacterial storage polymers in bioprocesses. *Water Sci. Technol.*, **35** (1), 41–47 (1997).
46. Andreasen K., Nielsen P.H., Growth of *Microtrix parvicella* in nutrient removal activated sludge plants: Studies of *in situ* physiology. *Water Res.*, **34**, 1559–1569 (2000).
47. Dircks K., Pind P. P., Mosbsk H., Henze, M., Yield determination by respirometry — The possible influence of storage under aerobic conditions in activated sludge. *Water S. A.*, **25**, (1), 69–74 (1999).



Реактор с активным илом. Очистная станция «Метаморфозис» (Афины, Греция). Реактор идеального перемешивания с поверхностной аэрацией. На очистные станции в Греции поступают большие объемы стоков из септик-тенков, что и определяет конструкцию и операционные характеристики реактора.

# СИСТЕМЫ ОЧИСТКИ СТОКОВ С АКТИВНЫМ ИЛОМ

*Могенс Хенце (Mogens Henze)*

Системы очистки с активным илом предназначены для удаления органических веществ из сточных вод, и строят их для того, чтобы избежать ситуации, описанной Джозефом Хеллером в книге «Что-то случилось»: «В реках и озерах вы больше не встретите рыбы. Вы вынуждены ловить ее в консервных банках. Города умирают. Нефть разливается. Говорят деньги».

Важным моментом в работе систем с активным илом является то, что масса активного ила поддерживается во взвешенном состоянии за счет перемешивания или аэрации. Кроме живой биомассы, во взвешенном состоянии находятся также частицы неорганических и органических веществ. Некоторые органические вещества могут подвергаться гидролизу, тогда как другие являются инертными, т. е. не разлагаются под воздействием биомассы.

Количество взвешенных веществ в реакторе регулируется с помощью рециркуляции и удаления избыточного ила. Органическое вещество, попадающее в реактор, может покинуть систему только в виде диоксида углерода, избыточного ила или вместе с выходящим стоком. Основные стадии процесса очистки с активным илом представлены на рис. 4.1.

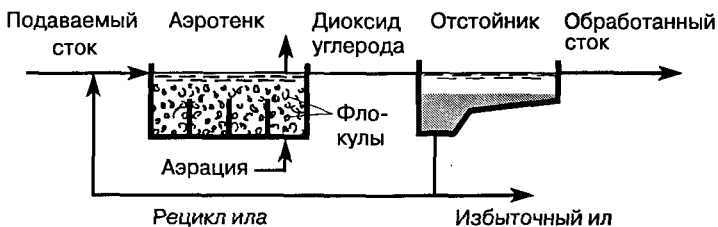


Рис. 4.1. Схема очистки с активным илом.

## 4.1. Массовый баланс в системе с активным илом

Для того чтобы составить уравнение массового баланса, пользуясь приведенными в гл. 3 выражениями для скоростей конверсий, каждому члену необходимо присвоить положительный или отрицательный знак в зависимости от направления процесса. Если интересующее нас вещество удаляется из системы, то описывающий его превращение член уравнения имеет знак минус.

Схема процесса очистки с активным илом представлена на рис. 4.2, где использованы соответствующие обозначения.

Для этой системы можно записать различные уравнения массового баланса.

Водный баланс выглядит следующим образом:

$$Q_1 = Q_3 + Q_5 \quad (4.1)$$

Общий массовый баланс запишется как

$$Q_1 C_1 - r_{v,s} V_2 = Q_3 C_3 + Q_5 C_5 \quad (4.2)$$

Член  $r_{v,s} V_2$  можно преобразовать так, чтобы объем реактора  $V_2$  и концентрация активного ила  $X_{B,2}$  выражались отдельно, т. е. как  $r_{x,s} \cdot V_2 \cdot X_{B,2}$ .

Массовый баланс можно использовать в трех основных целях (табл. 4.1), а именно: для проектирования системы, исследования

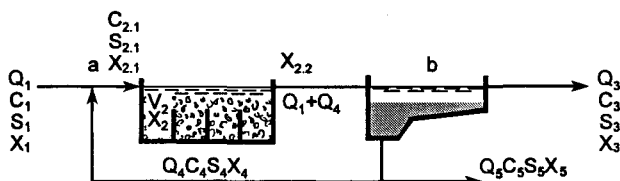


Рис. 4.2. Реактор с активным илом, работающий по принципу рециркуляции.

Таблица 4.1. Расчеты, которые можно проводить, основываясь на уравнении материального баланса для системы с активным илом (обозначения см. на рис. 4.2)

Цель	Неизвестны	Известны
Проектирование	Объем $V_2$	$Q_1, C_1, X_2, C_3, Q_3, r_{x,s}$
Предсказание (анализ функционирования)	Концентрация на выходе $C_3$	$Q_1, C_1, V_2, X_2, Q_3, r_{x,s}$
Кинетические исследования	Скорость реакции $r_{x,s}$	$Q_1, C_1, V_2, X_2, Q_3, C_3$



ее функционирования и изучения кинетических закономерностей процесса.

Обратим внимание на значения символов в уравнении (4.2):  $C$  — это концентрация (в единицах ХПК, БПК, азота, общего органического углерода и т. д.),  $r_{v,s}$  или  $r_{x,s}$  — скорость реакции, единицы измерения этой величины определяются единицами концентрации и объема  $V_2$ . Если мы пользуемся параметром  $r_{x,s}$ , то  $X_2$  — это концентрация активного ила.

Концентрацию активного ила можно измерять в кг ВВ/м<sup>3</sup>, кг БВВ/м<sup>3</sup> или кг ХПК(Б)/м<sup>3</sup>. В каждом случае следует указывать размерность. Под ВВВ, например, может подразумеваться общее ВВВ в иле, либо содержание нитрифицирующих бактерий в иле, измеренное в единицах ВВВ, либо содержание денитрифицирующих бактерий и т. д. Однако, если  $X_2$  — это концентрация активной биомассы (живые бактерии), то соответствующая скорость реакции должна иметь в знаменателе ту же размерность.

Массовый баланс в выражении (4.2) записан простейшим образом. В данном случае все превращения вещества включены в один параметр  $r_{v,s}V_2$ . Другие параметры описывают транспорт вещества, т. е. его подачу и удаление.

На практике многие процессы усложняют уравнение массового баланса.

Упрощенная матрица параметров процесса с активным илом без нитрификации представлена в табл. 4.2. Здесь **принято**, что в процесс конверсии вклад вносят три основных фактора: биологический рост, распад и гидролиз. Скорости реакций указаны в правой колонке, а представленные в таблице коэффициенты являются стехиометрическими. С помощью данных таблицы можно написать уравнение массового баланса, например, для легко разлагаемого органического вещества  $S_5$  в реакторе идеального перемешивания. Выражения, ответственные за транспорт, не требуют объяснений. Два выражения, описывающие превращения вещества, находим, умножая стехиометрические коэффициенты из (в данном случае) «компонентных» колонок на соответствующие скорости реакций из правой колонки табл. 4.2.

$$\begin{aligned}
 & \text{На входе} \\
 & \text{в систему} \\
 & Q_1 \cdot S_{S,1} + 1 \cdot k_h \cdot X_{S,2} \cdot V_2 + \left\{ \frac{-1}{Y_{\text{макс,Н}}} \right\} \cdot \mu_{\text{макс,Н}} \times \\
 & \times \frac{S_{S,2}}{S_{S,2} + K_S} \cdot \frac{S_{O_2,2}}{K_{S,O_2} + S_{O_2,2}} \cdot X_{B,H,2} \cdot V_2 = Q_3 \cdot S_3
 \end{aligned} \tag{4.3}$$

Таблица 4.2. Параметры процесса с активным илом без нитрификации

Компонент	$S_S$	$X_S$	$X_I$	$X_{B,H}$	$S_{O_2}$	Скорость реакции $r_V$
Процесс						
Аэробный рост гетеротрофных организмов	$-\frac{1}{Y_{\max,H}}$			1	$\frac{1-Y_{\max,H}}{Y_{\max,H}}$	$\mu_{\max,H} \left( \frac{S_S}{S_S + K_S} \right) \times \left( \frac{S_{O_2}}{K_{S,O_2,H} + S_{O_2}} \right) X_{B,H}$
Распад гетеротрофных организмов		$1 - f_{X_{B,H},X_I}$	$f_{X_{B,H},X_I}$	-1		$b_H \cdot X_{B,H}$
Гидролиз	1	-1				$k_h \cdot X_S$
Размерность	кг ХПК/м <sup>3</sup>					
	Легко разлагаемые органические вещества	Медленно разлагаемые органические вещества	Инертные взвешенные органические вещества	Гетеротрофная биомасса	Кислород	

Табл. 4.2 также показывает, что на аэробный рост влияют три компонента:  $S_S$ ,  $X_{B,H}$  и  $S_{O_2}$ . Все параметры в матрице должны быть выражены в одних и тех же единицах (в данном случае ХПК). По этой причине ХПК кислорода имеет отрицательный знак, так как данное количество кислорода может удалять эквивалентное количество ХПК!

Если рециркуляция отсутствует, концентрацию активного ила  $X_{B,H}$  можно найти, зная наблюдаемый коэффициент прироста ила  $Y_{\text{набл}}$ :

$$X_{B,H} = Y_{\text{набл}}(C_1 - C_3) \quad (4.4)$$

Здесь за коэффициент прироста ила принимают его текущее значение, полученное из расчета количества ила, выходящего из реактора. Поэтому в данном случае безразлично, присутствуют или отсутствуют взвешенные вещества или ил в подаваемом стоке.

**Пример 4.1.** Найдите концентрацию активного ила  $X_{В,Н}$  в реакторе без рециркуляции, если концентрации загрязнений в подаваемом и обработанном стоках равны 500 и 80 г ХПК(S)/м<sup>3</sup> соответственно.

Наблюдаемый коэффициент прироста ила известен и составляет 0,35 кг ХПК(Б)/кг ХПК(S), или 0,25 кг БВВ/кг ХПК(S).

Из выражения (4.4) находим:

$$\begin{aligned} X_{В,Н} &= Y_{\text{набл}}(C_1 - C_3) = \\ &= (0,35 \text{ кг ХПК(Б)/кг ХПК(S)})(0,5 \text{ кг ХПК(S)/м}^3 - 0,08 \text{ кг ХПК(S)/м}^3) = \\ &= 0,147 \text{ кг ХПК(Б)/м}^3. \end{aligned}$$

$X_{В,Н}$  также можно рассчитать в единицах кг БВВ/м<sup>3</sup>, если использовать коэффициент прироста ила, выраженный в единицах БВВ (0,25 кг БВВ/кг ХПК). Тогда  $X_{В,Н} = 0,105 \text{ кг БВВ/м}^3$ .

**Пример 4.2.** Конструкция реактора с активным илом соответствует показанной на рис. 4.2. Определите необходимый объем реактора, если известны следующие характеристики процесса:

Подаваемый сток:  $Q_1 = 1000 \text{ м}^3/\text{сут}$ ,  $C_1 = 500 \text{ г ХПК(S)/м}^3$ .

Обработанный сток:  $Q_3 = 1000 \text{ м}^3/\text{сут}$ ,  $C_3 = 60 \text{ г ХПК(S)/м}^3$   
(согласно выдвинутым требованиям).

Известно также, что:

$$\begin{aligned} \Gamma_{Х,S} &= 3 \text{ кг ХПК(S)/(кг ХПК(Б) \cdot \text{сут}),} \\ Y_{\text{набл}} &= 0,3 \text{ кг ХПК(Б)/кг ХПК(S).} \end{aligned}$$

Исходя из уравнения (4.2), выражение для объема реактора можно записать следующим образом:

$$V_2 = (Q_1 C_1 - Q_3 C_3) / (\Gamma_{Х,S} X_{В,2})$$

В данном выражении неизвестен только параметр  $X_{В,2}$ . Его определяют так же, как это показано в примере 4.1:

$$X_{В,2} = Y_{\text{набл}}(C_1 - C_3) = 0,3(0,5 - 0,06) = 0,132 \text{ кг ХПК(Б)/м}^3.$$

Подставляя найденное значение, получим:

$$V_2 = (1000 \cdot 500 - 1000 \cdot 60) / (3 \cdot 0,132) = 1\,111\,111 \text{ м}^3.$$

Неплохо было бы проверить, не сделали ли мы ошибки, подставляя в уравнение только численные значения, без учета размерностей параметров.

Вводя соответствующие размерности, получаем:

$$V_2 = \frac{1000 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot 500 \text{ г ХПК(S)}/\text{м}^3 - 1000 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot 60 \text{ г ХПК(S)}/\text{м}^3}{3 \text{ кг ХПК(S)}/(\text{кг ХПК(В)} \cdot \text{сут}) \cdot 0,132 \text{ кг ХПК(В)}/\text{м}^3} =$$

$$= 1\,111\,111 \text{ м}^3 \cdot \text{г ХПК(S)}/\text{кг ХПК(S)}.$$

Понятно, что это не совсем верно. Исправить ситуацию можно, если мы зададим  $C_1$  и  $C_3$  в единицах  $\text{кг ХПК(S)}/\text{м}^3$ , либо введем в результат фактор перерасчета  $1000 \text{ г ХПК(S)}/\text{кг ХПК(S)}$ .

$$V_2 = 1\,111\,111 \text{ м}^3 \cdot \text{г ХПК(S)}/((1000 \text{ г ХПК(S)}/\text{кг ХПК(S)}) =$$

$$= 1111 \text{ м}^3,$$

что (к счастью) является правильным результатом.

Для реакторов с рециркуляцией время гидравлического удерживания и возраст ила разделяются. Таким образом можно накапливать биомассу, состоящую одновременно и из быстро и из медленно растущих микроорганизмов. Это очень важно для характеристики осаждаемости/флокуляции ила. На рис. 4.3 показана структура флокулы в активном иле.

Перед рециркуляцией ил следует концентрировать. Как правило, для этого используется вторичный отстойник, можно также проводить флотацию, центрифугирование или применять мембранные системы.

Определенный интерес представляют и уравнения массового баланса для точек а и б (рис. 4.2).

Для расчета концентрации ила в подаваемом в аэротенк стоке  $X_{2,1}$  можно, например, воспользоваться уравнением массового баланса для ила в точке а (рис. 4.2).

$$Q_1 X_{B,1} + Q_4 X_{B,4} = (Q_1 + Q_4) X_{B,2,1} \quad (4.5)$$

Уравнение массового баланса в точке б (рис. 4.2) можно использовать для расчета потока возвратного ила  $Q_4$ , если известна концентрация ила, вытекающего из верхней и нижней частей вторичного отстойника ( $X_{B,3}$  и  $X_{B,4}$ ), а также концентрация ила в обработанном стоке, выходящем из аэротенка  $X_{B,2,2}$ .

$$(Q_1 + Q_4) X_{B,2,2} = Q_3 X_{B,3} + Q_4 X_{B,4}$$

$$Q_4 = (Q_1 X_{B,2,2} - Q_3 X_{B,3}) / (X_{B,4} - X_{B,2,2})$$

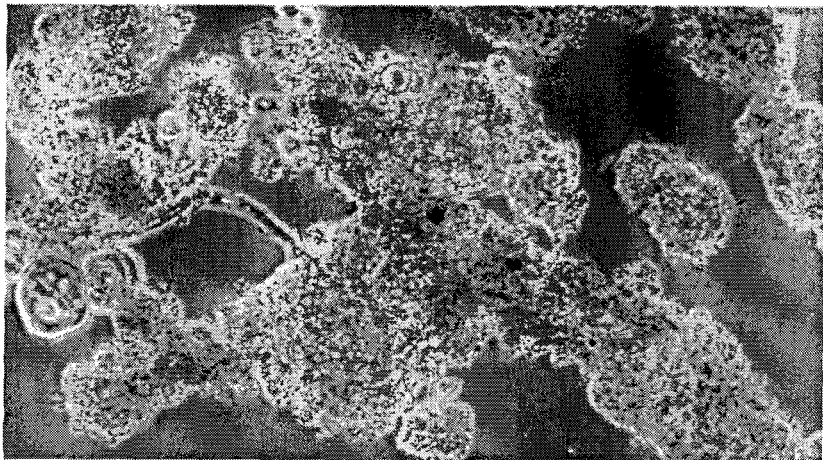


Рис. 4.3. Флокулы активного ила под микроскопом при увеличении в 200 раз. Флокулы состоят из микроорганизмов, органических и неорганических частиц. Они склеиваются полимерным веществом, выделяемым бактериями. Наличие плотных флокул правильной формы, содержащих простейшие, указывает на здоровое состояние биомассы. При ингибировании или других нарушениях режима простейшие погибают одновременно с разрушением структуры флокул. Нитчатые бактерии (на данном рисунке не видны) понижают осаждаемость флокул и их способность концентрироваться. (Фотография из книги «Водные консорциумы», Бильбао).

При прохождении ила через аэротенк его концентрация возрастает. При помощи уравнения массового баланса для ила внутри аэротенка можно рассчитать концентрацию ила  $X_{B,2,2}$  (см. рис. 4.2):

$$(Q_1 + Q_4)X_{B,2,1} + (Q_1 + Q_4)(C_{2,1} - C_{2,2})Y_{\text{набл}} = (Q_1 + Q_4)X_{B,2,2}$$

или

$$X_{B,2,2} = X_{B,2,1} + (C_{2,1} - C_{2,2})Y_{\text{набл}} \quad (4.6)$$

Пример 4.3 демонстрирует, как рассчитать концентрацию стока из аэротенка. Концентрация ила в аэротенке  $X_{B,2}$  сама по себе зависит от гидравлических условий. Для реактора идеального перемешивания:

$$X_{B,2} = X_{B,2,2}$$

Если же мы имеем дело с реактором полного вытеснения, то концентрация ила в аэротенке изменится от  $X_{B,2,1}$  в подаваемом стоке до  $X_{B,2,2}$  в стоке на выходе.

Для реакторов с активным илом с рециркуляцией часто принимают, что  $X_{В,2,1} \approx X_{В,2,2}$ . Это упрощение неприемлемо для реактора без рециркуляции.

**Пример 4.3.** Рассчитайте концентрацию ила  $X_{В,2,2}$  в стоке на выходе из аэротенка, если известны следующие параметры (обозначения см. на рис. 4.2):

$$\begin{aligned} X_{В,2,1} &= 4,5 \text{ кг ВВ/м}^3, \\ C_1 &= 0,4 \text{ кг БПК/м}^3, \quad C_3 = 0,015 \text{ кг БПК/м}^3 (15 \text{ мг БПК/л}), \\ Y_{\text{набл}} &= 0,9 \text{ кг ВВ/кг БПК}, \\ Q_1 &= 2500 \text{ м}^3/\text{сут}, \quad Q_4 = 2000 \text{ м}^3/\text{сут}. \end{aligned}$$

$X_{В,2,2}$  можно рассчитать, пользуясь выражением (4.6):

$$X_{В,2,2} = X_{В,2,1} + (C_{2,1} - C_{2,2}) \cdot Y_{\text{набл}} \quad (4.6)$$

Нам неизвестны величины  $C_{2,1}$  и  $C_{2,2}$ , которые отражают не общую концентрацию БПК, а БПК в сточной воде (попадая в реактор, сток смешивается с активным илом с очень высокой концентрацией БПК).

Обычно считают, что во вторичном отстойнике реакций не происходит, поэтому  $C_{2,2} = C_3$ .

$C_{2,1}$  можно найти, используя уравнение баланса в точке а (рис. 4.2):

$$Q_1 C_1 + Q_4 C_4 = (Q_1 + Q_4) C_{2,1}$$

Считая, что в аэротенке происходит только удаление вещества, получаем  $C_4 = C_3 = C_{2,2}$ , подставляем эти значения и получаем:

$$\begin{aligned} C_{2,1} &= (Q_1 C_1 + Q_4 C_3) / (Q_1 + Q_4) = \\ &= (2500 \cdot 0,4 + 2000 \cdot 0,015) / (2500 + 2000) = \\ &= 0,229 \text{ кг БПК/м}^3 \end{aligned}$$

Если подставить эту величину в уравнение (4.6), то получим:

$$X_{В,2,2} = 4,5 + (0,229 - 0,015) \cdot 0,9 = 4,69 \text{ кг ВВ/м}^3.$$

Данный пример показывает, что при прохождении стока через реактор концентрация биомассы возрастает всего на 4–5%. Учитывая погрешности определения характеристик входящих стоков, эти различия часто можно вовсе не учитывать и принимать концентрацию ила постоянной внутри реактора.

**Примечание!** Эти различия нельзя не учитывать при расчете прироста ила в реакторе (см. следующий раздел).

## 4.2. Понятия и определения, используемые для описания процессов, происходящих в системах с активным илом

Некоторые из этих понятий представляются не очень логичными и целесообразными, но, поскольку ими, тем не менее, иногда пользуются, полезно познакомить с ними читателя. Несколько таких примеров мы обсудим ниже.

**Эффективность обработки (очистки)** обычно используется как характеристика общей эффективности процесса обработки и определяется как

$$E = (C_1 - C_3)/C_1 \quad (4.7)$$

Эффективность обработки можно применять для характеристики отдельного процесса или отдельного реактора системы.

Кроме того, эффективность обработки можно вводить как безразмерную величину при математическом описании процесса очистки с активным илом.

**Кратность рециркуляции (рецикла)** определяется как отношение объемов возвратного ила и исходного стока (см. рис. 4.2):

$$R = Q_4/Q_1 \quad (4.8)$$

Типичные значения кратности рецикла представлены в табл. 4.3.

**Объемная нагрузка** в реакторе с активным илом определяется как

$$V_v = Q_1 C_1 / V_2 \quad (4.9)$$

Объемная нагрузка может выражаться в различных единицах, однако обычно это кг БПК/(м<sup>3</sup> · сут). Объемной нагрузкой пользуются для упрощенного проектирования реактора с активным илом.

**Концентрация ила (биомассы) X** в аэротенке или в возвращаемом в цикл потоке обычно приводится в единицах взвешенного вещества ( $X_{ВВ}$ ), беззольного вещества ( $X_{ВВВ}$ ) или единицах ХПК ( $X_{ХПК}$ ). Для расчета концентрации ила в реакторе с активным илом приемлемы любые из этих единиц измерения. Если, например, используются единицы взвешенного вещества, то все остальные величины также должны быть даны в этих единицах (коэффициент прироста ила, масса ила, прирост ила, скорость удаления субстрата и т. д.). Следует отметить, что только часть биомассы, выраженной, например, в единицах ХПК, представляет собой активную (живую) биомассу, т. е.

$$X_{ХПК} > X_{В,Н} + X_{В,А},$$

Таблица 4.3. Некоторые характеристики реакторов с активным илом, обрабатывающих городские стоки

	Обозначение	Размерность	Типичная величина
Эффективность обработки по БПК, ХПК и ВВ	E	%	80-95
Кратность рецикла	R	%	50-100
Иловый индекс	ИИ	мл/г	50-150
Кислородное дыхание, 20°С (активный ил)	$r_{X,O_2}$	г O <sub>2</sub> /(кг БВВ · ч)	5-40
Процентный объем ила	—	%	50-80

где  $X_{B,H}$  — это концентрация гетеротрофной биомассы,  $X_{B,A}$  — концентрация автотрофной биомассы (нитрифицирующие бактерии).

Масса ила  $M_x$  в системе с активным илом — это весь содержащийся в системе ил, включая неаэрируемый. Иногда значительная масса ила скрыта во вторичных отстойниках. Масса ила определяется как

$$M_x = \Sigma V \cdot X \quad (4.10)$$

Гидролиз имеет место во всей массе ила независимо от его местонахождения. Однако скорость гидролиза зависит от доступности акцепторов электронов в различных частях системы.

**Нагрузка на ил** — это количество органического вещества, подаваемого на активный ил в сутки:

$$V_x = Q_1 \cdot C_1 / (V_2 \cdot X_2) \quad (4.11)$$

Концентрацию ила часто выражают в кг ВВ/м<sup>3</sup>, а концентрацию органического вещества — в кг БПК/м<sup>3</sup>, в этом случае нагрузка измеряется в кг БПК/(кг ВВ · сут). Нагрузка на ил часто используется для проектирования реакторов. Если она измеряется в единицах ВВ, то обязательно следует обращать внимание на состав сточной воды (например, высокие концентрации неорганических ВВ) и на схему работы реактора (например, наличие осаждающих веществ), поскольку это может влиять на соотношение между БВВ и ВВ в активном иле. При проектировании очистных систем нагрузку на ил лучше измерять в кг БПК/(кг БВВ · сут).

**Прирост ила** — это количество ила, покидающего реактор в единицу времени. Из рис. 4.2 видно, что

$$F_{SP} = Q_3 X_3 + Q_5 X_5 \quad (4.12)$$



Таблица 4.4. Компоненты ила, учитываемые в различных методах определения прироста ила

Единицы измерения прироста ила	Компоненты ила			
	неорганические взвешенные вещества в стоке	органические взвешенные вещества в стоке	биологический рост в аэротенке	химические осаждающие вещества
кг ВВ/сут	+	+	+	+
кг БВВ/сут		+	+	(+)
кг ХПК/сут		+	+	

Содержащийся в подаваемом стоке ил ( $Q_1 X_1$ ) увеличивает прирост ила и, следовательно, его не нужно учитывать в уравнении (4.12).

Прирост ила можно рассчитывать различными способами и соответственно выражать в различных единицах, например кг ВВ/сут, кг БВВ/сут, кг ХПК/сут.

Табл. 4.4 показывает, какие компоненты ила учитываются в различных методах определения прироста ила.

Различные единицы измерения прироста ила используются в различных целях. Обезвоживание ила можно измерять в кг ВВ/сут, в случае аэробной или анаэробной стабилизации ила лучше использовать такие единицы измерения, как кг БВВ/сут, кг ХПК/сут. Таким образом, величина прироста ила зависит и от подаваемого в реактор стока и от происходящего в реакторе процесса. Величину прироста ила можно непосредственно измерить на работающем реакторе и рассчитать из выражения (4.12).

Оценить величину прироста ила для проектирования реактора можно, исходя из уравнения (4.13):

$$F_{SP} = Y_{\text{набл}} \cdot (C_1 - C_3) \cdot Q_1 \quad (4.13)$$

Чтобы можно было воспользоваться этим уравнением, сначала следует оценить величину  $Y_{\text{набл}}$ . Эта величина меняется в зависимости от нагрузки на активный ил, см. рис. 3.5.

**Пример 4.4.** Рассчитайте нагрузку на ил и прирост ила для реактора с активным илом, обрабатывающим городские стоки. Известно следующее:

$$Q_1 = 11\,000 \text{ м}^3/\text{сут}, \quad C_1 = 0,4 \text{ кг БПК/м}^3, \quad C_3 = 0,04 \text{ кг БПК/м}^3.$$

Концентрация активного ила в аэротенке  $5,2 \text{ кг ВВ/м}^3$ . Объем аэротенка  $V_2 = 5600 \text{ м}^3$ .

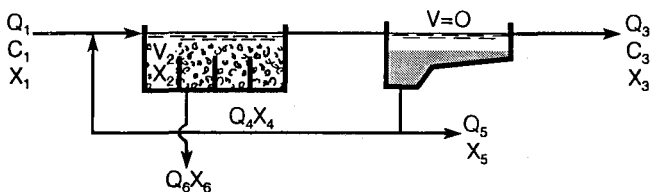


Рис. 4.4. Реактор с активным илом. Контроль возраста ила осуществляется путем его отбора из аэротенка.

Нагрузку на ил рассчитаем, исходя из выражения (4.11):

$$B_x = Q_1 \cdot C_1 / (V_2 \cdot X_2)$$

В результате подстановки получим:

$$B_x = 11\,000 \cdot 0,4 / 5600 \cdot 5,2 = 0,15 \text{ кг БПК} / (\text{кг ВВ} \cdot \text{сут}).$$

Прирост ила определим из уравнения (4.13):

$$F_{SP} = Y_{\text{набл}} \cdot (C_1 - C_3) \cdot Q_1$$

$Y_{\text{набл}}$  оценим как 0,8 кг ВВ/кг БПК (например, из рис. 3.5). Подстановка этих величин дает:

$$F_{SP} = 0,8(0,4 - 0,04)11\,000 = 3170 \text{ кг ВВ/сут.}$$

Заметим, что знаменатель параметра  $Y_{\text{набл}}$  должен иметь ту же размерность, что и концентрация  $C$ , в данном случае БПК. Числитель может иметь любую размерность (ВВ, БВВ, ХПК, общий азот, общий фосфор и т. д.)

Не весь вновь образовавшийся ил обрабатывается в соответствующей секции системы. Часть ила уходит из системы вместе с обработанной водой ( $Q_3 X_3$  на рис. 4.2). Иногда это весьма значительное количество, как, например, при больших сбросах ила во время штормов.

**Избыточный ил**  $F_{ESP}$  — это та часть прироста ила, которая специально отбирается и далее обрабатывается ( $Q_5 X_5$  на рис. 4.2). Избыточный ил может отбираться из возвращаемого в реактор потока, как показано на рис. 4.2. Он может быть объединен с илом из первичного отстойника в случае механической обработки.

Если в реакторе необходимо контролировать возраст ила, то прямой отвод избыточного ила из аэротенка может оказаться наилучшим решением (рис. 4.4).

**Возраст ила** — это среднее время пребывания биомассы в реакторе. Его можно оценить, проводя измерения на работающем реакторе с использованием уравнения (4.14):

$$\theta_X = M_X / F_{SP} \quad (4.14)$$

Для реактора, показанного на рис. 4.2,  $M_X = V_2 X_2$ ,  $F_{SP} = Q_3 X_3$  и  $X_2 = X_3$  (при идеальном перемешивании).

$$\theta_X = V_2 X_2 / Q_3 X_3 = V_2 / Q_3 = \theta, \quad (4.15)$$

где  $\theta_X$  — возраст ила,  $\theta$  — время удерживания.

Для реактора, изображенного на рис. 4.2, масса ила  $M_X = V_2 \cdot X_2$  (масса ила во вторичном отстойнике принята равной нулю, что не совсем корректно).

$$F_{SP} = Q_3 X_3 + Q_5 X_5 = Y_{\text{набл}} (C_1 - C_3) Q_1$$

В результате подстановки преобразуем выражение (4.14) и получаем:

$$\theta_X = V_2 X_2 / (Y_{\text{набл}} (C_1 - C_3) Q_1) = \theta X_2 / (Y_{\text{набл}} (C_1 - C_3)) \quad (4.16)$$

Выражение (4.16) является общим и применимо также к реакторам с активным илом без рецикла, для которых  $X_2 = Y_{\text{набл}} (C_1 - C_3)$  (выражение (4.4)). При подстановке данного равенства в выражение (4.16) получаем  $\theta_X = \theta$  (т. е. приходим к выражению (4.15)).

**Пример 4.5.** Рассчитайте время гидравлического удерживания в аэротенке идеального перемешивания и возраст ила для реактора с активным илом, изображенного на рис. 4.4.

Известно следующее:  $V_2 = 15\,000 \text{ м}^3$ ,  $X_2 = 4,0 \text{ кг ХПК/м}^3$ ,  $Q_1 = 1500 \text{ м}^3/\text{ч}$ ,  $Q_4 = 750 \text{ м}^3/\text{ч}$ ,  $Q_5 = 100 \text{ м}^3/\text{сут}$ ,  $Q_6 = 1000 \text{ м}^3/\text{сут}$ ,  $X_3 = 0,05 \text{ кг ХПК/м}^3$ ,  $X_5 = 11,0 \text{ кг ХПК/м}^3$ ,  $Y_{\text{набл}} = 0,4 \text{ кг ХПК(В)/кг ХПК(С)}$ .

Время гидравлического удерживания равно:  $\theta = V_2 / Q_1 = 15\,000 / 1500 = 10 \text{ ч}$ .

Время гидравлического удерживания **не равно**:  $\theta = V_2 / (Q_1 + Q_4) = 15\,000 / (1500 + 750) = 6,7 \text{ ч}$ , так как это среднее время **одного** прохода частицы воды через систему.

Возраст ила  $\theta_X$  найдем из уравнения

$$\theta_X = M_X / F_{SP} \quad (4.14)$$

$M_X = V_2 X_2$  (объем вторичного отстойника равен нулю, т. е. там ил отсутствует),

$$F_{SP} = Q_3 X_3 + Q_5 X_5 + Q_6 X_6$$

Подстановкой получаем:  $\theta_X = V_2 X_2 / (Q_3 X_3 + Q_5 X_5 + Q_6 X_6)$ .

В этом уравнении нам известны все величины, кроме  $Q_3$  и  $X_6$ . Поскольку объем воды  $Q_6$  выводится из аэротенка, то  $X_6 = X_2$  находим из уравнения водного баланса всего реактора.

$$Q_1 = Q_3 + Q_5 + Q_6,$$

$$Q_3 = Q_1 - Q_5 - Q_6 = 1500 \cdot 24 - 100 - 1000 = 34\,900 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

Подстановкой  $Q_3$  и  $X_6$  и других известных величин получаем:

$$\theta_X = 15\,000 \cdot 4,0 / (34\,900 \cdot 0,05 + 100 \cdot 11,0 + 1000 \cdot 4,0) = 8,8 \text{ сут.}$$

**Примечание!** Полученная в итоге информация более чем достаточна (даже избыточна) для принятия адекватного решения. Очень часто у инженеров возникают проблемы из-за недостаточности информации, поэтому подобные системы могут использоваться для проведения оценочных расчетов.

**Возраст аэробного ила** — это время, в течение которого частица ила (например, нитрифицирующая бактерия) находится в реакторе в аэробных условиях. Обычно он несколько меньше общего возраста ила. Определяют возраст аэробного ила так же, как и общий возраст ила:

$$\theta_{X,\text{аэроб}} = M_{X,\text{аэроб}} / F_{SP} \quad (4.17)$$

В реакторе, в котором половину времени сохраняются аэробные условия (а половину времени, например, аноксические), масса аэробного ила составляет 50% общей массы ила, т. е.  $0,5VX$ .

Возраст аэробного ила — это важный параметр процессов нитрификации и биологического разложения трудно разлагаемых органических веществ.

### 4.3. Типы систем с активным илом

Конструкции реакторов с активным илом могут быть самыми разными. Как правило, конструкция реактора и, в частности, его глубина определяются соображениями экономии. Однако во всех случаях реактор состоит из двух основных элементов: аэротенка с известным объемом  $V_2$  и известной концентрацией ила  $X_2$  и вторичного отстойника или другого разделительного устройства (с использованием мембран, принципа флотации и т. д.), из которого обработанная вода (с параметрами  $C_3$  и  $X_3$ ) сливается сверху, а концентрированный возвратный ил ( $C_4$  и  $X_4$ ) отводится снизу.

В некоторых системах оба эти элемента объединены в один реактор, выполняющий обе указанные функции (см., например, разд. 4.3.2).

### 4.3.1. Системы с рециркуляцией активного ила

На рис. 4.5 представлены примеры систем с активным илом с отдельными вторичными отстойниками. Аэротенк типа а может иметь прямоугольную или квадратную форму, или же это может быть окислительный канал или пруд (с дном из пластика или просто вырытый в земле/глине).

Реактор типа б узкий и длинный, он действует по принципу полного вытеснения, в то время как аэротенк типа в — это каскад реакторов идеального перемешивания, обычно имеющих прямоугольную форму.

Реактор с рассредоточенной подачей (тип г) обычно имеет продолговатую форму и работает по принципу полного вытеснения (напоминает реактор, работающий по принципу контактной стабилизации, см. соответствующий раздел). Селекторная система (тип д) обычно состоит из последовательно соединенных маленького и большого реакторов идеального перемешивания; последний может быть прямоугольным или квадратным, или же это может быть окислительный канал либо пруд.

Вне зависимости от конструкции в реакторе должно обеспечиваться достаточное перемешивание, так чтобы ил находился во взвешенном состоянии, а, следовательно, в контакте с подаваемым стоком. Обычно это достигается посредством аэрации, однако потребность в кислороде может быть настолько невелика, что соответствующий поток воздуха не будет вызывать необходимого перемешивания, или же сама система аэрации из-за особенностей ее конструкции не будет его обеспечивать.

Базовая схема систем, перечисленных на рис. 4.5, приведена на рис. 4.6. Она включает два отдельных реактора и предусматривает возврат ила  $Q_4$ .

При любой конструкции реактора в аэротенк постоянно подается воздух. Это необходимо для поддержания в нем такой концентрации кислорода, которая обеспечивает достаточно высокую скорость удаления загрязнений.

Скорость удаления субстрата  $r_{V,S}$  для всех таких систем определяется уравнением

$$r_{V,S} = (\mu_{\max} / Y_{\max}) (S_2 / (S_2 + K_S)) (S_{O_2,2} / (S_{O_2,2} + K_{S,O_2})) X_{B,2}, \quad (4.18)$$

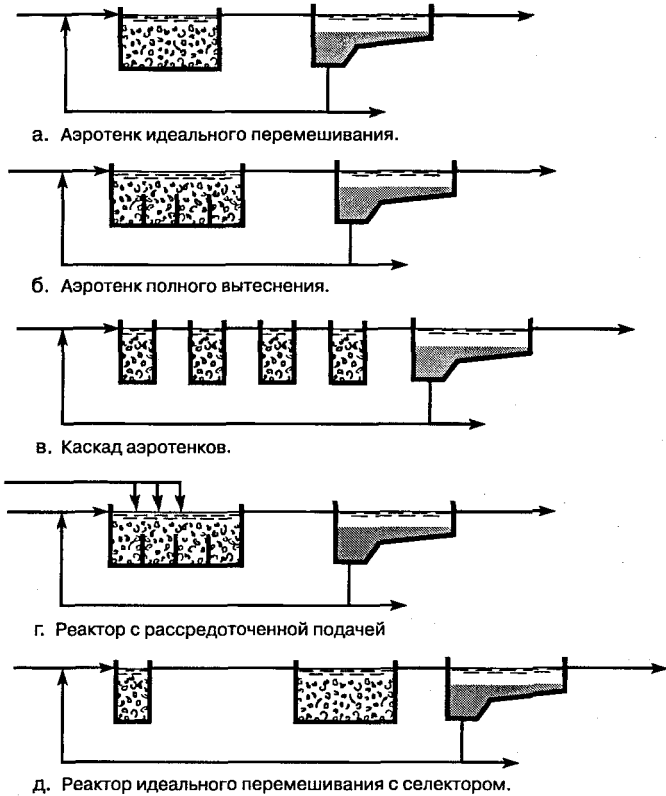


Рис. 4.5. Типы систем с активным илом с отдельным вторичным отстойником.

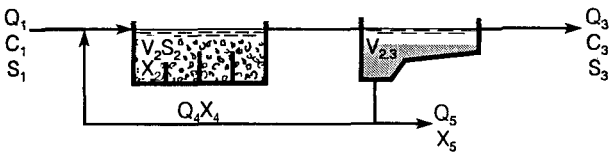


Рис. 4.6. Базовая схема работы систем, представленных на рис. 4.5.

где  $\mu_{\max}$  — максимальная удельная скорость роста при удалении органического вещества ( $S$ ),  $Y_{\max}$  — максимальный коэффициент прироста биомассы на единицу органического вещества ( $S$ ),  $S_2$  — концентрация органического вещества в аэротенке (не в подаваемом стоке!),  $S_{O_{2,2}}$  — концентрация кислорода в аэротенке,  $X_{B,2}$  — концентрация ила (биомассы) в аэротенке.

Подобно всем другим выражениям, описывающим биологическую очистку, выражение (4.18) упрощено. Например, правильнее было бы использовать концентрацию живой гетеротрофной биомассы  $X_{В,Н}$ . При этом, само собой разумеется, должны быть заменены и константы  $\mu_{\max}$  и  $Y_{\max}$ .

Уравнение массового баланса для всей системы с активным илом для растворимого органического вещества выглядит следующим образом:

$$\begin{aligned} \text{Вещество} &+ \text{Гидролизованное} &- \text{Удаленное} &= \text{Вещество} \\ \text{на входе} &\text{вещество} &\text{вещество} &\text{на выходе} \quad (4.19) \\ Q_1 \cdot S_1 &+ r_{V,XS} \cdot V_2 \cdot \nu_{XS} &- r_{V,S} \cdot V_2 &= Q_3 \cdot S_3, \end{aligned}$$

где  $\nu_{XS}$  — стехиометрический коэффициент гидролиза.

Изменение концентрации активного ила (биомассы) в реакторе полного вытеснения обычно столь незначительно, что при расчетах им можно пренебречь. Напротив, концентрация растворенного органического вещества изменяется от значения, характеризующего смесь сточной воды и возвратного ила (воды), до значения, характеризующего обработанную воду.

#### 4.3.2. Системы с совмещенным аэротенком и отстойником

Система с активным илом может иметь всего один реактор, который выполняет одновременно функции аэротенка и отстойника. На некоторых типах станций два реактора могут образовывать такую систему, которая в принципе может рассматриваться как состоящая из одного реактора, выполняющего несколько функций. Рис. 4.7 дает представление о такого рода конструкциях.

При проведении расчетов процессов, протекающих в таких реакторах, возникает проблема с «разделением» в соответствии с базовой схемой (рис. 4.6) реактора на две части — аэрируемую часть объемом  $V_2$  и отстойник объемом  $V_{2,3}$ . В системах такого типа обычно невозможно установить объем и концентрацию возвратного ила  $Q_4$  и  $X_4$ .

Системы с частичным физическим разделением двух функций (рис. 4.7, типы в, г и отчасти д) позволяют разделить и объемы, в которых происходят два процесса. В системах типа а и б реакторы, в которых происходят аэрация и осаждение, фактически не разделены: указанные процессы протекают в одном и том же

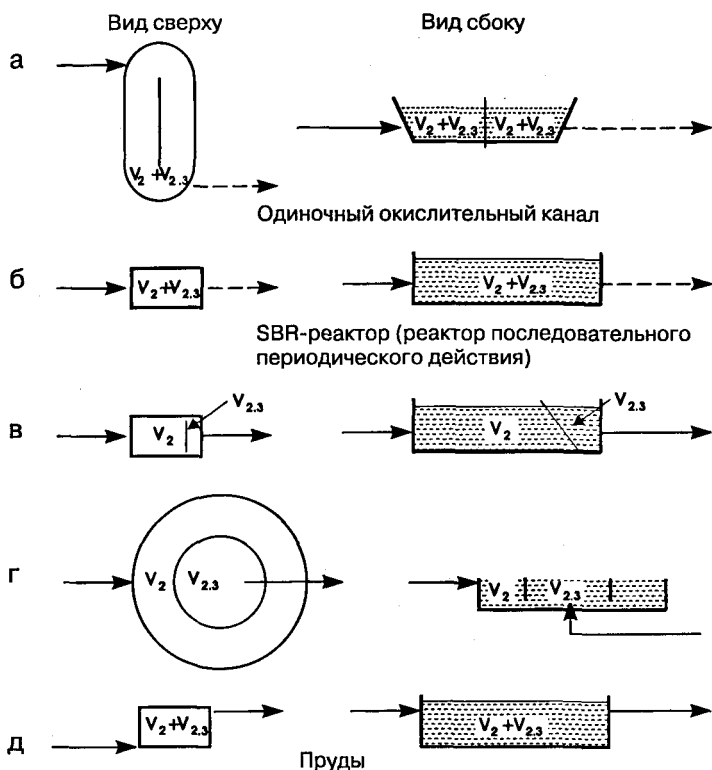


Рис. 4.7. Системы с активным илом с одним реактором. Обычно форма реактора не влияет на происходящие в нем процессы.

реакторе, но в разное время. Если, например, окислительный канал (тип а) половину времени служит отстойником, то можно записать:

$$V_{\text{общ}} = V_2 + V_{2,3}$$

$$V_2 = V_{\text{общ}}/2$$

$$V_{2,3} = V_{\text{общ}}/2$$

То же относится и к системе SBR, в которой на какое-то время аэрация прекращается и реактор выполняет функции отстойника.

Чтобы можно было провести те или иные расчеты, например, рассчитать нагрузку на ил, эффективность удаления органического вещества и т. д., необходимо знать объем аэротенка  $V_2$ . На станциях типа а и б (рис. 4.7) объем воды постоянно меняется, что еще более



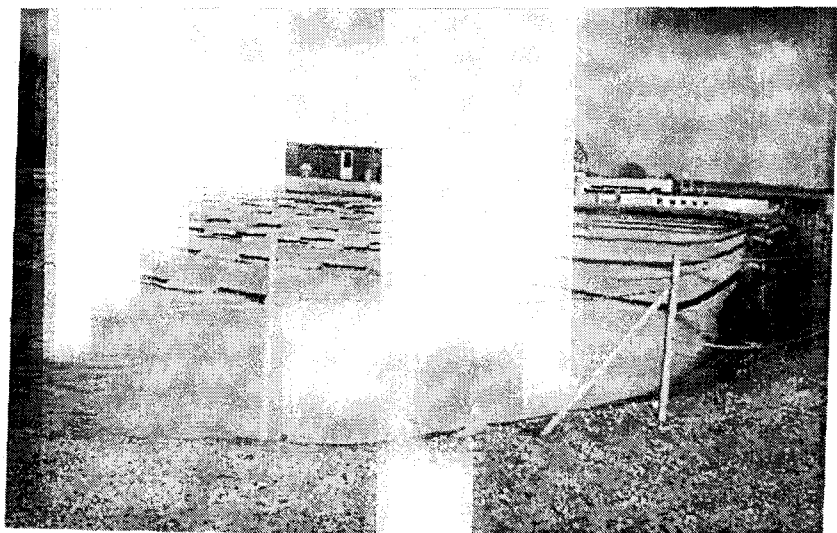


Рис. 4.8. Отстойник не всегда отделен от аэротенка. На фотографии представлена очистная станция "BIOLAK-Wax", где они совмещены. Эта станция, работает при низкой нагрузке на активный ил, включает процессы нитрификации и денитрификации. Воздух подается через плавающие трубы со взвешенными диффузорами.

усложняет расчет. Рис. 4.8 демонстрирует пример совмещения аэротенка и отстойника в одном резервуаре.

**Пример 4.6.** Общий объем содержимого окислительного канала (рис. 4.7, а, после отвода отстоявшейся воды составляет  $1200 \text{ м}^3$ . Цикл работы реактора следующий: 2,5 ч — аэрация, 0,5 ч — отстаивание, 1 ч — отвод воды после отстаивания.

Поток воды  $1200 \text{ м}^3/\text{сут} = 50 \text{ м}^3/\text{ч}$ , концентрация органического вещества  $0,3 \text{ кг БПК}/\text{м}^3$ . Концентрация ила при аэрации  $5,8 \text{ кг ВВ}/\text{м}^3$ .

Рассчитаем объем «аэротенка».

Объем воды изменяется от  $1200 \text{ м}^3$  до

$$1200 + 2,5 \cdot 50 \text{ м}^3/\text{ч} = 1325 \text{ м}^3.$$

Среднее значение:

$$V = (1200 + 1325)/2 = 1263 \text{ м}^3.$$

В действительности объем воды изменяется больше, чем показывает проведенный расчет, поскольку объем воды возрастает также за полчаса перед операцией спуска воды. Но это не имеет отношения к объему аэротенка.

Аэрация проводится в течение 2,5 ч каждые 4 ч, т. е. реактор работает как аэротенк  $(2,5/4)100\% = 63\%$  суток. Расчет объема аэротенка дает:

$$V_2 = 1263 \text{ м}^3 \cdot 0,63 = 796 \text{ м}^3.$$

Нагрузка на ил:

$$B_X = Q_1 C_1 / V_2 X_2 \quad (4.11)$$

В результате подстановки получаем

$$\begin{aligned} B_X &= (1200 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot 0,3 \text{ кг БПК}/\text{м}^3) / (796 \text{ м}^3 \cdot 5,8 \text{ кг ВВ}/\text{м}^3) = \\ &= 0,078 \text{ кг БПК}/(\text{кг ВВ} \cdot \text{сут}). \end{aligned}$$

### 4.3.3. Системы с контактной стабилизацией ила

Принцип контактной стабилизации состоит в экономии объема аэротенка при поддержании постоянной массы ила. Для этого на пути возвратного ила помещают дополнительный аэротенк (рис. 4.9). Показанные на рис. 4.9 системы а–в по сути своей идентичны. Тип г представляет собой гибрид системы с контактной стабилизацией и обычной системы с активным илом.

В системах такой конструкции ил стабилизируется до той же степени, что и в обычном реакторе с активным илом такой же массы, но большего объема. Время удерживания сточной воды в аэротенке в основном потоке составляет 0,5–1 ч. Эффективность обработки органического вещества может быть чуть ниже, а вот эффективность нитрификации по сравнению с обычным реактором с активным илом такой же массы снижается значительно (см. гл. 6).

На рис. 4.10 представлена схема реактора с контактной стабилизацией.

Масса ила в системе равна:

$$M_X = V_2 X_2 + V_6 X_6$$

Составить уравнение массового баланса для такой системы — задача более сложная, так как каждый процесс протекает в двух реакторах. Например, вклад гидролиза в массовый баланс в данном случае можно определить как

$$k_h \cdot X_{S,2} \cdot V_2 + k_h \cdot X_{S,6} \cdot V_6$$

Детальные расчеты процессов, происходящих в системах с контактной стабилизацией ила, могут быть сделаны только с помощью компьютерного моделирования.

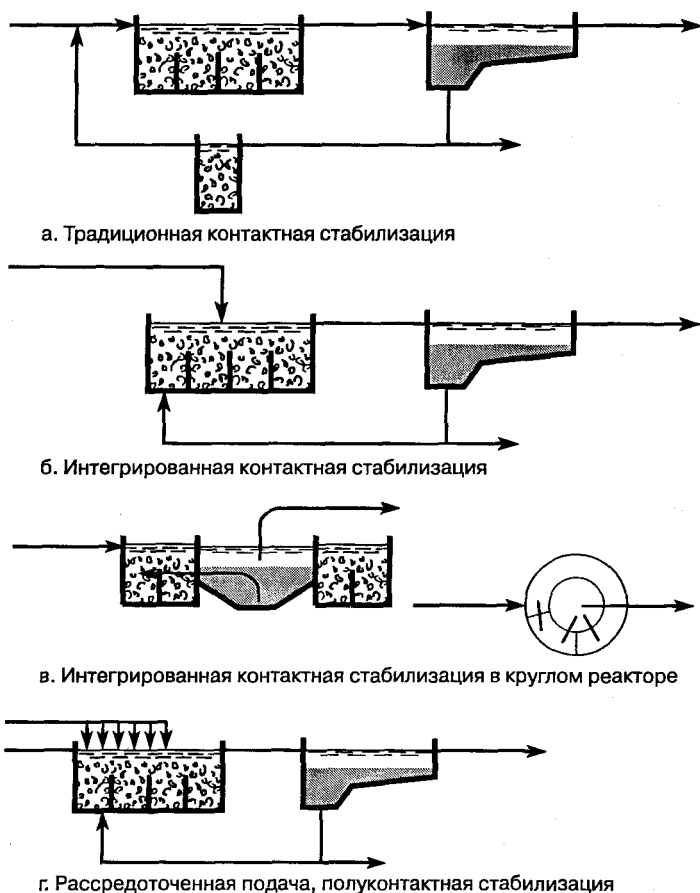


Рис. 4.9. Контактная стабилизация активного ила.

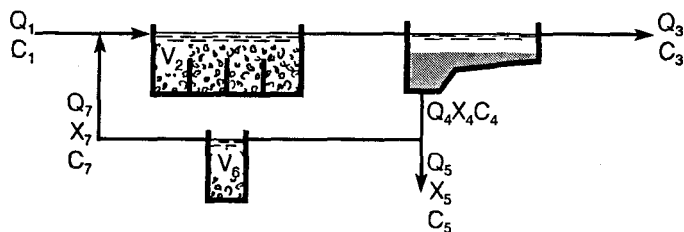


Рис. 4.10. Схема реактора с контактной стабилизацией.

#### 4.3.4. Системы с биосорбцией взвешенного вещества

В системах этого типа достигается очень высокая нагрузка на активный ил при времени гидравлического удерживания воды в аэротенке около 0,2–0,5 ч. При таких высоких нагрузках большая часть взвешенного органического вещества удаляется, а растворенное органическое вещество разлагается весьма незначительно. Ил в реакторах указанного типа очень активен, часто более активен, чем во втором реакторе с активным илом, где нагрузка на ил ниже [3] (см. рис. 4.11, а).

Содержащиеся в сточной воде частицы очень быстро (за 1–2 мин) адсорбируются на флоккулах активного ила, так что процесс адсорбции обычно не требуется рассматривать отдельно. Эффективность всего процесса определяется эффективностью осаждения. Обычно конструкция такого реактора предусматривает более высокую концентрацию взвешенного вещества на выходе из системы по сравнению с его концентрацией на выходе из вторичного отстойника обычной системы с активным илом. Причина здесь в том, что биосорбционная обработка стока используется обычно только в качестве предварительной, по завершении которой стоки поступают на станции с активным илом (или с биофильтром).

На рис. 4.11 представлены примеры систем с биосорбцией. Прирост ила в реакторе (например, рис. 4.11, а) выше, чем в обычном отдельном реакторе с активным илом. Биосорбция сохраняет энергию, которая иначе расходовалась бы на окисление избыточного ила. Дополнительный прирост ила может использоваться для получения большего количества биогаза, а также в процессе гидролиза как источник легко разлагаемого органического вещества, необходимого при последующем удалении азота и фосфора.

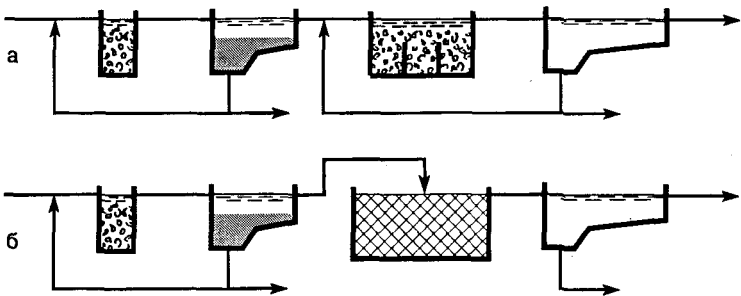


Рис. 4.11. Очистка методом биосорбции с последующей доочисткой в системах с активным илом или на биофильтрах.

### 4.3.5. Проектирование систем очистки с использованием активного ила

В зависимости от поставленной задачи проектирование может быть выполнено более детально или более схематично. Одно дело, если вам нужно всего лишь оценить стоимость станции, совсем другое — если необходимо подробное планирование процесса.

При проектировании систем с активным илом можно выделить три обсуждаемых ниже подхода (или метода), основанных на

- 1) объемной нагрузке;
- 2) нагрузке на ил;
- 3) компьютерном моделировании (детальное описание этого метода дано в гл. 11).

С более подробной информацией по данному вопросу можно познакомиться в работах [4–6].

### 4.3.6. Проектирование на основе объемной нагрузки

Этот способ основан на использовании объемной нагрузки по БПК:

$$V_{V, \text{хПК}} = Q_1 C_1 / V_2$$

Данный метод проектирования был предложен первым. Если на очистные станции подаются стоки одного и того же состава и если концентрация ила в аэротенках таких станций одинакова, то подобный простой подход может дать вполне разумные результаты. Однако такая идентичность условий встречается достаточно редко.

В табл. 4.5 приведены параметры процесса с активным илом для обработки обычных городских стоков при 10 °С. При более низкой температуре эффективность системы снижается.

Необходимый объем аэротенка можно найти из уравнения

$$V_2 = Q_1 C_1 / V_{V, \text{хПК}} \quad (4.20)$$

Объемная нагрузка — это вторичный параметр при проектировании, следовательно, применять его нужно с осторожностью. В частности, им не следует пользоваться для проектирования более сложных установок.

**Пример 4.7.** Исходя из данных об объемной нагрузке, спроектируйте реактор с активным илом, обрабатывающий сточные воды такого состава, как показано в табл. 4.6, и обеспечивающий концентрацию загрязнений в обработанном стоке 0,02 кг БПК/м<sup>3</sup>.

Эффективность обработки по БПК при сухой и сырой погоде составит соответственно  $E_{\text{БПК}} = (240 - 20)/240 = 0,92$  в сухую погоду и  $E_{\text{БПК}} = (160 - 20)/160 = 0,88$  в сырую погоду.

Из табл. 4.5 следует, что для достижения 90–95%-ной очистки по БПК в сухую погоду объемная нагрузка  $V_{\text{В,БПК}}$  должна составлять

**Таблица 4.5.** Численные значения некоторых параметров обычной европейской станции с активным илом, обрабатывающей коммунальные стоки (концентрация  $C_1 = 0,2-0,4$  кг БПК/м<sup>3</sup> и  $0,4-0,8$  кг ХПК/м<sup>3</sup>) при 10°C

Параметр	Обозначение	Размерность	Нагрузка на ил, кг ХПК/(кг ВВ · сут)		
			0,05–0,10	0,20–0,30	0,50–0,60
Концентрация ила	$X_{\text{ВВ}}$	кг ВВ/м <sup>3</sup>	4,0–7,0 <sup>a</sup>	3,0–5,0 <sup>a</sup>	3,0–5,0 <sup>a</sup>
	$X_{\text{БВВ}}$	кг БВВ/м <sup>3</sup>	2,5–4,5 <sup>a</sup>	2,0–3,5 <sup>a</sup>	2,0–3,5 <sup>a</sup>
	$X_{\text{ХПК}}$	кг ХПК/м <sup>3</sup>	3,5–6,5 <sup>a</sup>	3,0–5,0 <sup>a</sup>	3,0–5,0 <sup>a</sup>
БВВ в ВВ ила	–	%	65–70	70–75	70–75
Объемная нагрузка	$V_{\text{В,БПК}}$	кг БПК/(м <sup>3</sup> · сут)	0,2–0,6 <sup>a</sup>	0,6–1,5 <sup>a</sup>	1,5–3,0 <sup>a</sup>
Нагрузка на ил	$V_{\text{Х,БПК}}$	кг БПК/(кг БВВ · сут)	0,08–0,15	0,3–0,45	0,7–0,85
Коэффициент прироста ила	$Y_{\text{БПК}}$	кг ВВ/кг БВВ	0,6–0,9	0,9–1,1	0,9–1,2
	$Y_{\text{ХПК}}$	кг ХПК/кг ХПК	0,3–0,5	0,4–0,6	0,4–0,6
Эффективность обработки	$E_{\text{БПК}}$	%	90–95	85–90	80–90
	$E_{\text{ХПК}}$	%	75–85	70–80	65–80
Возраст ила	$\theta_{\text{Х}}$	сут	15–20	3–6	1–3

<sup>a</sup> Для государств Северной Америки все перечисленные параметры приблизительно на 50% ниже.

**Таблица 4.6.** Характеристики городских стоков в сухую и сырую погоду

Параметр	Размерность	Сухая погода	Сырая погода
$Q_1$	м <sup>3</sup> /сут	5000	9000
	м <sup>3</sup> /ч (макс.)	420	750
$C_1$	кг БПК/м <sup>3</sup>	0,240	0,160
	кг ХПК/м <sup>3</sup>	0,510	0,360
	кг общего азота/м <sup>3</sup>	0,040	0,028
	кг общего фосфора/м <sup>3</sup>	0,012	0,007
$Q_1 C_1$	кг БПК/сут	1200	1440
	кг ХПК/сут	2550	3240
	кг общего азота/сут	200	252
	кг общего фосфора/сут	60	63

0,2–0,6 кг БПК/(м<sup>3</sup> · сут). В сырую погоду объемная нагрузка может составлять 0,6–1,5.

Другими словами, в данном случае проект следует основывать на расчетах, сделанных для сухой погоды. Оценки дают значение  $V_{V, \text{БПК}} = 0,4$  кг БПК/(м<sup>3</sup> · сут).

Из выражения (4.20) находим:

$$\begin{aligned} V_2 &= Q_1 C_1 / V_{V, \text{ХПК}} = \\ &= (1200 \text{ кг БПК/сут}) / 0,4 \text{ кг БПК/(м}^3 \cdot \text{сут)} = 3000 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Из данных табл. 4.6 рассчитываем популяционный эквивалент:

$$\begin{aligned} \text{ПЭ}_{\text{вода}} &= Q_1 / 0,2 = (5000 \text{ м}^3/\text{сут}) / (0,2 \text{ м}^3/(\text{ПЭ} \cdot \text{сут})) = \\ &= 25 \text{ 000 ПЭ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ПЭ}_{\text{БПК}} &= Q_1 C_1 / 0,06 = \\ &= (1200 \text{ кг БПК/сут}) / (0,06 \text{ кг БПК}/(\text{ПЭ} \cdot \text{сут})) = \\ &= 20 \text{ 000 ПЭ}. \end{aligned}$$

Два значения популяционного эквивалента обычно несколько различаются, что может отражать влияние промышленных стоков, инфильтрацию, эксфильтрацию, высокий или низкий уровень потребления воды на душу населения и т. д.

### 4.3.7. Проектирование на основе нагрузки на ил или возраста ила

Несколько более развитой подход к проектированию предполагает использование таких параметров, как нагрузка на ил или возраст ила. Нагрузку на ил можно применять только для определения удаления БПК/ХПК, в то время как возраст ила можно связать с нитрификацией и другими процессами, в которых задействованы медленно растущие бактерии, приводящими к удалению некоторых особых загрязнений, таких как фенол и цианид. Проводя расчеты на основе нагрузки на ил, получаем:

$$V_{X, \text{БПК}} = Q_1 C_{\text{БПК}, 1} / (X_2 V_2)$$

Находим из этого выражения объем аэротенка  $V_2$

$$V_2 = Q_1 C_{\text{БПК}, 1} / (X_2 V_{X, \text{БПК}}) \quad (4.21)$$

В табл. 4.5 представлены типичные результаты очистки стоков в зависимости от нагрузки на ил.

Многие годы нагрузка на ил была наиболее предпочтительным параметром при проектировании систем биологической очистки.

Однако с внедрением таких процессов, как биологическое удаление фосфора, одновременное осаждение, нитрификация и денитрификация, использование этого параметра при проектировании как основного во многих случаях становится опасным, сложным или вовсе невыполнимым.

Если проектирование проводится исходя из такого параметра, как возраст ила, то в большинстве случаев можно пользоваться возрастом аэробного ила. Выражение (4.14) можно записать как

$$\begin{aligned}\theta_X &= M_X/F_{SP} = V_2 X_2/F_{SP} \\ V_2 &= \theta_X \cdot F_{SP}/X_2\end{aligned}\quad (4.22)$$

(здесь мы принимаем, что  $M_X = V_2 X_2$ , что обычно вполне оправдано, если в основу расчетов положен возраст аэробного ила).

**Пример 4.8.** Используя параметр нагрузки на ил, спроектируйте систему с активным илом, очищающую сточную воду (табл. 4.6) до концентрации загрязнений на выходе  $0,020$  кг БПК/м<sup>3</sup>.

Концентрация ила в реакторе с активным илом в сухую погоду составляет  $4,5$  кг ВВ/м<sup>3</sup>, а в сырую погоду равна  $4,0$  кг ВВ/м<sup>3</sup>.

Из примера 4.7:

$$E_{\text{БПК}} = 0,92 \text{ в сухую погоду, } E_{\text{БПК}} = 0,88 \text{ в сырую погоду.}$$

Из выражения (4.21) находим:

$$V_{2,\text{сухая погода}} = (1200 \text{ кг БПК/сут}) / (4,5 \text{ кг ВВ/м}^3) \cdot V_{X,\text{БПК}}.$$

Из табл. 4.5 следует, что при нагрузке на ил  $0,5\text{--}0,1$  кг БПК/(кг ВВ · сут) достигается эффективность удаления БПК  $90\text{--}95\%$ . Поскольку требуемая эффективность очистки  $92\%$ , то необходимое значение  $V_{X,\text{БПК}}$  составляет около  $0,07$  в сухую погоду и около  $0,2$  в сырую.

$$V_{2,\text{сухая погода}} = 1200 / (4,5 \cdot 0,07) = 3810 \text{ м}^3$$

$$V_{2,\text{сырая погода}} = 1440 / (4,0 \cdot 0,2) = 1800 \text{ м}^3$$

Таким образом, объем реактора должен быть равен примерно  $3800$  м<sup>3</sup>, поскольку в основу проекта следует положить расчет, сделанный для сухой погоды. Объем, определенный в данном примере, больше значения  $3000$  м<sup>3</sup>, которое было получено в примере 4.7. Причина заключается в том, что концентрация ила в аэротенке несколько ниже. Поскольку при проектировании на основе объемной нагрузки этот фактор во внимание не принимается, величина необходимого объема аэротенки занижена. Результатом такой ошибки может стать более низкая эффективность обработки стоков, чем требовалось, а проектировщик может быть обвинен в причиненном ущербе.



## Литература

1. *Harremoës P., Henze M., Arvin E., Dahi E.*, Teoretisk vandhygiejne (Water Chemistry). 4th ed., Polyteknisk Forlag, Lyngby, Denmark (1994).
2. *Henze M., Grady C.P.L., Jr., Gujer W., Marais G. v. R., Matsuo T.* Activated Sludge Model No. 1. IAWPRC, London. (IAWPRC Scientific and Technical Reports No. 1) (1987).
3. *Dott W., Wetzel A.*, Microbiologische Untersuchungen einer zweistufigen Adsorptions-Belebungsanlage (Microbiological Investigations of A2-Step Adsorption Plant). *Z.f.Wasser-u.Abwasser-Forsch.*, **17**, 182–185 (1984).
4. *Grady C.P.L., Daigger G., Lim H.C.*, Biological Wastewater Treatment. 2. ed. Marcel Dekker, Inc. New York, NY (1998).
5. Abwassertechnische Vereinigung: Biologische und weitergehende Abwasserreinigung (Biological and advanced wastewater treatment). 4th ed., Ernst & Sohn, Berlin (1997).
6. EPA: Process Design Manual. Wastewater Treatment Facilities for Sewered Small Communities. U.S. Environmental Protection Agency, Cincinnati, Ohio. (EPA 625/1-77-009) (1977).



В биофильтрах используются разные типы загрузки, как натуральные (щебенка), так и искусственные (полимерные материалы).

# Биофильтры

*Поль Армоэс, Могенс Хенце*  
(*Poul Harremoës, Mogens Henze*)

Характерная особенность биофильтров — наличие бактерий, прикрепленных в виде биопленки к твердой подложке. Биопленки представляют собой плотный слой, состоящий из клеток бактерий, способных прикрепляться к твердой поверхности и образовывать фиксированную полимерную пленку, которая препятствует их выносу. Для биофильтров характерно малое время гидравлического удерживания, следовательно, неприкрепленные бактерии из такого реактора вымываются.

Недостаток биофильтров — низкая эффективность биомассы. Причина этого состоит в следующем: бактерии потребляют только то вещество, которое проходит сквозь биопленку. Осуществляется этот транспорт вследствие молекулярной диффузии, которая на практике часто лимитирует процесс очистки. Чтобы разобраться в механизме действия биофильтров, необходимо понять, что такое молекулярная диффузия.

## 5.1. Кинетика процессов, происходящих в биопленках

На рис. 5.1 представлена идеальная модель биопленки, рассматриваемой здесь как гомогенная. Обозначим буквой  $S$  концентрацию вещества вне пленки. Транспорт веществ внутрь биопленки под действием молекулярной диффузии описывается коэффициентом диффузии  $D$ .

Для бесконечно малого сечения биопленки в стационарных условиях справедливо следующее выражение:

Вещество на входе = Вещество на выходе + Удаленное вещество

$$N = N + \frac{\partial N}{\partial x} dx + r_v dx, \quad (5.1)$$

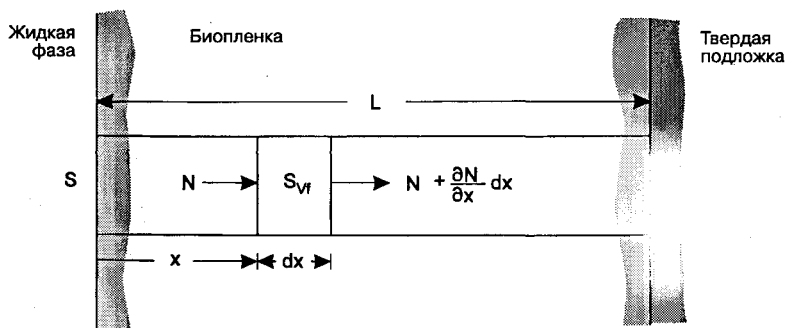


Рис. 5.1. Идеальная био пленка, в которой транспорт вещества осуществляется в результате диффузии. Скорость суммарного процесса может определяться скоростью диффузии.

где  $N$  — транспорт через поперечное сечение,  $r_{vf}$  — объемная скорость реакции в био пленке

$$\frac{\partial N}{\partial x} = -r_{vf}$$

Поскольку транспорт через поперечное сечение происходит только благодаря диффузии, имеем:

$$\begin{aligned} N &= -D \frac{\partial S_{vf}}{\partial x} \\ \frac{\partial N}{\partial x} &= -D \frac{\partial^2 S_{vf}}{\partial x^2} \\ \frac{\partial^2 S_{vf}}{\partial x^2} &= \frac{r_{vf}}{D} \end{aligned}$$

Количественно это уравнение можно интерпретировать следующим образом: вторая производная распределения концентрации описывает кривую распределения. Если реакции не происходит, то распределение концентрации имеет вид прямой, как, например, при диффузии в водной фазе (см. разд. 5.3). Если в результате реакции вещество образуется, кривая распределения стремится вверх. Если вещество удаляется, то кривая распределения стремится вниз, как это станет ясно из последующих пояснений.

Приведем это выражение к безразмерному виду, вводя характеристические параметры:

$$\begin{aligned} s_{vf} &= \frac{S_{vf}}{S}, \quad \xi = \frac{x}{L} \\ \frac{\delta^2 s_{vf}}{\delta \xi^2} &= \frac{r_{vf} L^2}{DS} \end{aligned} \quad (5.2)$$

Рассмотрим два решения этого дифференциального уравнения второго порядка, соответствующие нулевому и первому порядку реакции.

*Реакция первого порядка*

$$r_{vf} = k_{1vf} S_{vf},$$

где  $S_{vf}$  — концентрация вещества в биопленке,  $k_{1vf}$  — константа скорости реакции первого порядка ( $\text{сут}^{-1}$ ).

$$\begin{aligned} \frac{\partial^2 s_{vf}}{\partial \xi^2} &= \frac{k_{1vf} L^2}{D} s_{vf} = \alpha^2 s_{vf}, \quad \alpha = \sqrt{\frac{k_{1vf} L^2}{D}} \\ \frac{\partial^2 s_{vf}}{\partial \xi^2} + 0 \frac{\partial s_{vf}}{\partial \xi} - \alpha^2 s_{vf} &= 0 \end{aligned} \quad (5.3)$$

Характеристическое уравнение для этого гомогенного дифференциального уравнения второго порядка с постоянными коэффициентами:

$$\begin{aligned} R^2 - \alpha^2 &= 0 \\ R &= \pm \alpha \end{aligned}$$

Полное решение для реальных значений  $\alpha$  :

$$s_{vf} = A e^{\alpha \xi} + B e^{-\alpha \xi}$$

Константы  $A$  и  $B$  определяются из граничных условий:

$$\begin{aligned} \xi = 0 \quad s_{vf} &= 1 \\ \xi = 1 \quad \frac{\partial s_{vf}}{\partial \xi} &= 0 \end{aligned}$$

В результате получаем полное решение:

$$s_{vf} = \text{ch } \alpha \xi - \text{th } \alpha \cdot \text{sh } \alpha \xi \quad (5.4)$$

Используя дополнительные формулы, получаем:

$$s_{vf} = \frac{\text{ch}(\alpha(1 - \xi))}{\text{ch } \alpha}, \quad \alpha = \sqrt{k_{1vf} L^2 / D} \quad (5.5)$$

Распределение концентрации для различных значений безразмерного выражения для геометрии биопленки и диффузии в ней показаны на рис. 5.2.

Транспорт через поверхность биопленки описывается как:

$$N = -D \left( \frac{\partial S_{vf}}{\partial x} \right)_{x=0} = -\frac{D}{L} \left( \frac{\partial s_{vf}}{\partial \xi} \right)_{\xi=0} S$$

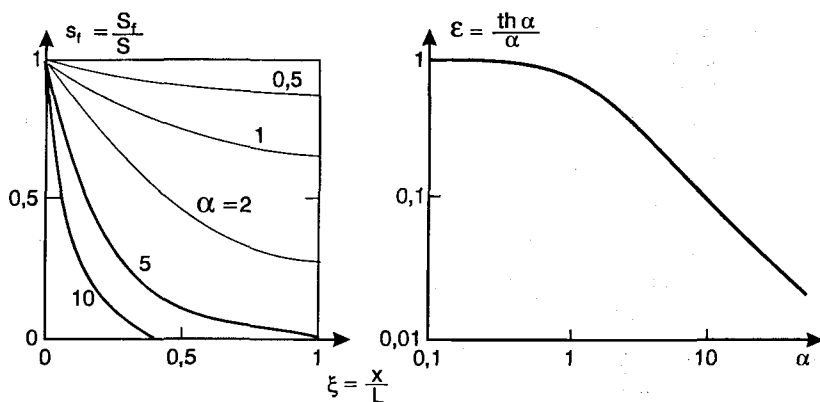


Рис. 5.2. Распределение концентрации и фактор эффективности  $\epsilon$  для био пленки для реакции первого порядка. Эффективность снижается из-за диффузионных ограничений.

Дифференцируя уравнение (5.5) и подставляя соответствующие значения, получаем:

$$N = \frac{D}{L}(\alpha \operatorname{th} \alpha), \quad r_A = k_{1Vf}L \frac{\operatorname{th} \alpha}{\alpha} S$$

т. е. реакцию первого порядка в био пленке можно интерпретировать как соответствующую реакцию первого порядка в водной фазе вне био пленки. Транспорт через поверхность пленки пропорционален концентрации вещества около поверхности пленки.

Для скорости реакции в расчете на единицу площади поверхности имеем:

$$r_A = N = k_{1Vf}LS\epsilon, \quad \epsilon = \operatorname{th} \alpha / \alpha, \quad (5.6)$$

$$k_{1A} = k_{1Vf}L\epsilon, \quad (5.7)$$

где  $k_{1A}$  — пониженная константа скорости реакции,  $\epsilon$  — фактор эффективности.

На рис. 5.2 фактор эффективности  $\epsilon$  показан как функция безразмерной величины  $\alpha$ , характеризующей геометрию био пленки и диффузию в ней. Из рисунка видно, что если  $\alpha < 1$ , то  $\epsilon$  близок к 1, что соответствует 100%-ной эффективности, т. е. пленка полностью проницаема. Считаем, что пленка толстая. Если  $\alpha > 1$ , то

$$\epsilon \approx \frac{1}{\alpha} = \sqrt{D/k_{1Vf}}/L, \quad (5.8)$$

где  $\sqrt{(D/k_{1Vf})}$  имеет размерность длины и может рассматриваться как путь эффективной диффузии.

$$k_{1A} = k_{1Vf} L \frac{\sqrt{D/k_{1Vf}}}{L} = \sqrt{Dk_{1Vf}} \quad (5.9)$$

для толстых пленок.

### Реакция нулевого порядка

Для реакции нулевого порядка выражения принимают более простой вид:

$$r_{Vf} = k_{0Vf} \quad (5.10)$$

$$\frac{\partial^2 s_{Vf}}{\partial \xi^2} = \frac{k_{0Vf} L^2}{DS} \quad (5.11)$$

Полный интеграл выглядит так:

$$s_{Vf} = \frac{k_{0Vf} L^2}{2DS} \xi^2 + K_1 \xi + K_2$$

Для граничных условий на поверхности получаем:

$$\xi = 0, \quad s_{Vf} = 1 \rightarrow K_2 = 1$$

Если для рассматриваемого вещества пленка полностью пронизана, то можно записать следующие граничные условия:

$$\xi = 1, \quad \frac{\partial s}{\partial \xi} = 0 \rightarrow K_1 = \frac{-k_{0Vf} L^2}{DS}$$

$$s_{Vf} = \frac{k_{0Vf} L^2}{2DS} \xi^2 - \frac{k_{0Vf} L^2}{DS} \xi + 1 \quad (5.12)$$

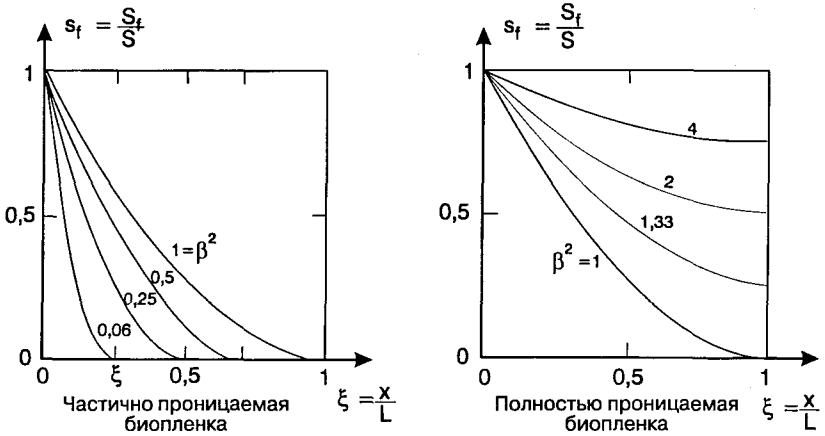
$$s_{Vf} = \frac{\xi^2}{\beta^2} - 2 \frac{\xi}{\beta^2} + 1$$

$$\beta = \sqrt{\frac{2DS}{k_{0Vf} L^2}} \quad (5.13)$$

Распределение концентрации в биопленке представлено на рис. 5.3. Для общего транспорта через поверхность пленки:

$$r_A = N = k_{0Vf} L,$$

что соответствует полностью эффективной пленке, т. е. удаление вещества в реакции нулевого порядка происходит по всей глубине пленки. Это означает, однако, что удаляемое вещество должно



**Рис. 5.3.** Распределение концентрации в пленке для реакции нулевого порядка. Справа: субстрат проходит пленку насквозь; слева: пленка не полностью проницаема для субстрата.

находиться и в самом центре пленки, т. е. его концентрация должна быть выше нуля для  $\xi = 1$ .

Получаем следующее условие:  $\beta > 1$ . Если это не выполняется, необходимо изменить граничные условия:

$$\begin{aligned} \xi &= \xi', & s_{vf} &= 0 \\ \xi &= \xi', & \partial s_{vf} / \partial \xi &= 0 \end{aligned}$$

Из этого получаем следующее решение:

$$\begin{aligned} s_{vf} &= \frac{k_{ovf}L^2}{2DS} \xi^2 - \frac{k_{ovf}L^2}{DS} \xi' \xi + 1 \\ \xi' &= \sqrt{\frac{2DS}{k_{ovf}L^2}} = \beta \end{aligned} \tag{5.14}$$

$$s_{vf} = \frac{\xi^2}{\beta^2} - 2 \frac{\xi \xi'}{\beta^2} + 1, \tag{5.15}$$

где  $\xi'$  — эффективная часть пленки. Распределение концентрации в пленке для такой ситуации также представлено на рис. 5.3.

Из уравнения (5.14) следует, что безразмерный параметр  $\beta$  выражает относительную глубину, на которую субстрат может проникнуть в пленку. Этот параметр называют степенью проникания.

Следовательно, для общего транспорта через поверхность биопленки получаем

$$r_A = N = L\xi'k_{0vf} = \sqrt{2k_{0vf}DS^{1/2}} \quad (5.16)$$

Примечательно, что реакция нулевого порядка в полностью эффективной пленке остается реакцией нулевого порядка (не зависит от концентрации  $S$ ), тогда как реакция нулевого порядка в частично эффективной пленке переходит в реакцию с порядком  $1/2$  относительно концентрации в водной фазе (вне пленки). Скорость реакции в расчете на единицу площади поверхности для полностью эффективной биопленки

$$r_A = k_{0A} = k_{0vf}L$$

для частично эффективной биопленки

$$r_A = k_{\frac{1}{2}A}S^{1/2} = \sqrt{2k_{0vf}DS^{1/2}} \quad (5.17)$$

$$k_{\frac{1}{2}A} = \sqrt{2k_{0vf}D} \quad (5.18)$$

Более детальное исследование кинетики нулевого порядка в биопленках можно найти в работах [1-4].

На практике порядок реакции обычно составляет от 0 до  $1/2$  (концентрация выше  $2K_S$ , см. далее). Поэтому удобно планировать эксперимент, используя это обстоятельство. Скорость реакции является линейной функцией  $S^{1/2}$ , если порядок реакции соответствует  $1/2$ , и выражается прямой горизонтальной линией, если порядок реакции равен нулю (рис. 5.4а). Переход от порядка  $1/2$  к порядку 0 соответствует пересечению прямых. Если коэффициент диффузии  $D$  известен (например, из таблиц, см. ниже), то можно определить значение параметра  $L$ , эффективную толщину биопленки. Для проверки на практике кинетических закономерностей процесса и определения его параметров необходим очень обстоятельный эксперимент. Пример такого эксперимента представлен на рис. 5.4б.

**Пример 5.1.** В верхней части капельного фильтра наблюдается высокая концентрация разлагаемого органического вещества, а концентрация кислорода равна  $8 \text{ г/м}^3$ , т.е. близка к насыщающей. Оба субстрата диффундируют в глубь биопленки, где органическое вещество минерализуется при потреблении кислорода со скоростью  $k_{of, O_2} = 200\,000 \text{ г/(м}^3 \cdot \text{сут)}$ . Считаем, что коэффициент диффузии  $D_{O_2} = 1,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут}$  (см. табл. 5.1 и 5.2).



Таблица 5.1. Коэффициенты диффузии ( $10^{-4}$  м<sup>2</sup>/сут) в чистой воде при 25 °С [5]

Вещество	D	Вещество	D	Вещество	D
Кислород O <sub>2</sub>	2,1	Ацетат CH <sub>3</sub> COO <sup>-</sup>	1,0	Аммоний NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	1,7
Диоксид углерода CO <sub>2</sub>	1,6	Глюкоза C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	0,6	Нитрит NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	0,9
Гидрокарбонат HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	1,0			Нитрат NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	1,6
Карбонат CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	0,4				

Таблица 5.2. Коэффициенты диффузии кислорода и органических веществ, стехиометрические коэффициенты и оценочные значения констант скоростей удаления субстрата в био пленке (оценки сделаны для 25 °С и применять их нужно достаточно осторожно)

Субстрат	$10^{-4} D_1$ м <sup>2</sup> /сут	$\nu_{O_2, S}^a$ г ХПК/г O <sub>2</sub>	$k_{O_2f}$ кг ХПК/(м <sup>3</sup> · сут)
Кислород	1,0–2,1	—	25–200
Уксусная кислота	0,3–0,7	2,1	230–300
Метанол	0,8–4	1,2	40–110
Глюкоза	0,1–0,7	2,4	350–550
ХПК неопределенного состава	0,3–0,6	1,4–2	50–500
БПК неопределенного состава	0,3–0,6	0,8–1,2	25–250

<sup>a</sup> Относится к биологическому росту.

Определите, как глубоко в пленку проникает кислород.

$$\beta L = \sqrt{\frac{2DS}{k_{O_2f}}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 1,7 \cdot 10^{-4} \cdot 8}{200\,000}} = 117 \text{ мкм}$$

Следовательно, если био пленка тоньше 117 мкм, то она полностью проницаема. И наоборот, если пленка толще 117 мкм, то она проницаема лишь частично. Независимо от толщины пленки порядок реакции равен 1/2. Скорость реакции для кислорода:

$$k_{\frac{1}{2}A, O_2} = \sqrt{2k_{O_2f}D} = \sqrt{2 \cdot 200\,000 \cdot 1,7 \cdot 10^{-4}} = 8,2 \text{ г}^{1/2} \cdot \text{м}^{-1/2} \cdot \text{сут}^{-1}$$

$$r_{A, O_2} = 8,2 \cdot 8^{1/2} = 23 \text{ г O}_2/(\text{м}^2 \cdot \text{сут}).$$

На практике толщина пленки в био фильтре значительно больше 117 мкм (порядка 1 мм). Следовательно, происходит лишь частичное проникание, и порядок реакции в основном равен 1/2.

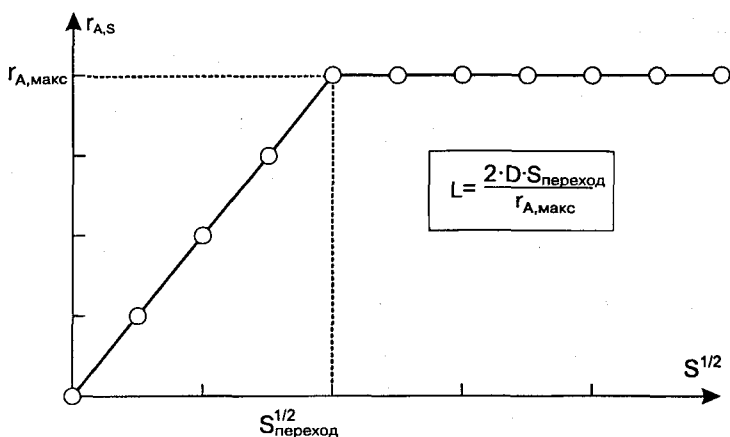


Рис. 5.4а. Переход от реакции с порядком 1/2 к реакции нулевого порядка в воде в координатах, удобных для определения параметров био пленки.

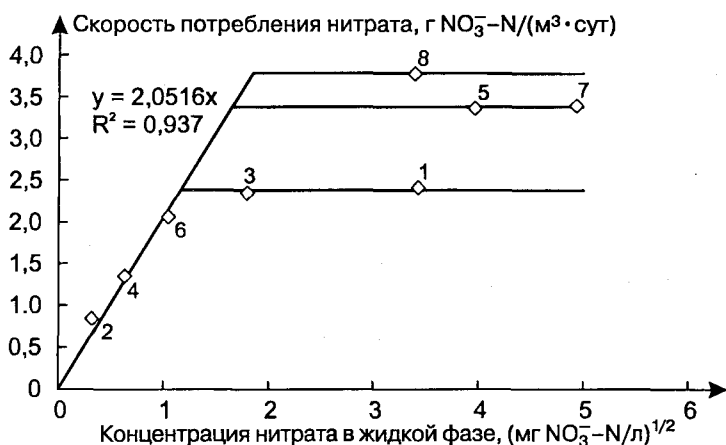


Рис. 5.4б. Процесс денитрификации в избытке органического вещества (окислитель — нитрат) (см. гл. 7). В результате роста скорость реакции нулевого порядка возрастает со временем от эксперимента 1 к эксперименту 8, что соответствует увеличению толщины пленки. Толщина пленки не влияет на скорость реакции с порядком 1/2, как и предсказывает теория. Точка перехода от порядка 1/2 к 0 меняется с увеличением толщины пленки.

В общем виде реакции в био пленке можно суммировать следующим образом:

$$\begin{array}{l} \text{первый порядок} \\ \text{нулевой порядок} \end{array} \quad k_{1A} = k_{1Vf}L \cdot \varepsilon \quad \left\{ \begin{array}{l} \varepsilon = \frac{\text{th } \alpha}{\alpha} \\ \alpha = \sqrt{\frac{k_{1Vf}L^2}{D}} \end{array} \right. \\ \left\{ \begin{array}{l} \beta > 1 \quad k_{0A} = k_{0Vf}L \\ \beta < 1 \quad k_{\frac{1}{2}A} = \sqrt{2DK_{0Vf}} \end{array} \right\} \quad \beta = \sqrt{\frac{2DS}{k_{0Vf}L^2}} \quad (5.19)$$

Проследить взаимные переходы между тремя порядками реакции можно подстановкой следующего выражения, связывающего константы реакции первого и нулевого порядков:

$$k_{0Vf} = k_{1Vf}K, \quad (5.20)$$

где  $K$  — это концентрация, при которой обе скорости реакции были бы идентичны, если бы они имели только первый и нулевой порядки. В случае применимости кинетики Моно  $K = K_S$ . Следовательно, для реакций только первого и нулевого порядков:

первый порядок:

$$\varkappa = \frac{r_A}{k_{0A}} = \frac{k_{1Vf}L\varepsilon}{k_{0Vf}L}S = \varepsilon \cdot \frac{S}{K} \quad (5.21)$$

нулевой порядок:

$$\left\{ \begin{array}{l} \beta > 1 \quad \varkappa = \frac{r_A}{k_{0A}} = 1 \\ \beta < 1 \quad \varkappa = \frac{r_A}{k_{0A}} = \frac{k_{\frac{1}{2}A}S^{1/2}}{k_{0A}} = \frac{\sqrt{2DK_{0Vf}}S^{1/2}}{k_{0Vf}L} = \beta = \frac{\sqrt{2}}{\alpha} \left( \frac{S}{K} \right)^{1/2} \end{array} \right.$$

В арифметическом виде это продемонстрировано на рис. 5.5. Для  $\alpha < 2$  реакция с порядком  $1/2$  не наблюдается. При  $\alpha > 2$  реакция первого порядка плавно переходит в реакцию нулевого порядка через реакцию порядка  $1/2$ . Этот плавный переход можно часто спутать с кинетикой Моно. Однако порядок реакции  $1/2$  отражает диффузионные ограничения в биомассе и зависит от пути диффузии, в то время как кинетика Моно теоретически применима к отдельной бактерии.

**Пример 5.2.** В последней части биофильтра концентрация легко разлагаемого органического вещества снизилась до  $10 \text{ г/м}^3$ . Для

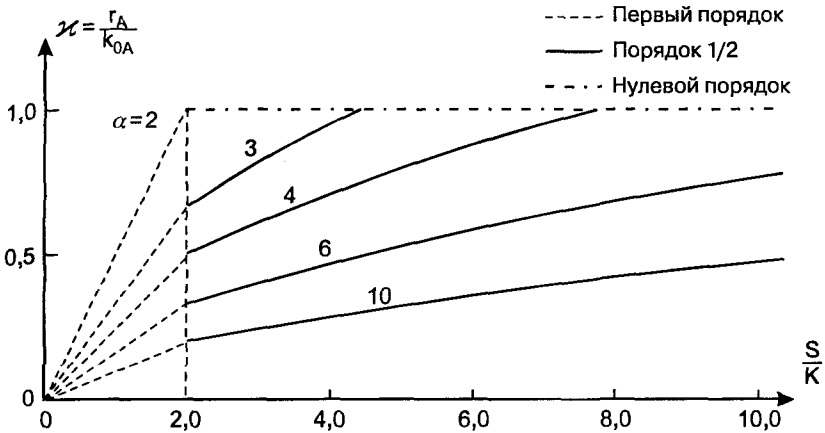


Рис. 5.5. Безразмерное представление скорости реакции как функции концентрации вне биопленки. При  $\alpha > 2$  реализуются три порядка реакции: нулевой, первый и 1/2.

процесса удаления органического вещества в биопленке  $K_S = 10 \text{ г/м}^3$  и  $k_{0vf} = 300 \text{ кг/(м}^3 \cdot \text{сут)}$ . Толщина биопленки 200 мкм. Коэффициент диффузии  $0,4 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут}$ .

Определите порядок и скорость реакции.

$$S/K = 10/10 = 1,0$$

Изменение порядка реакции происходит при  $S/K = 2$ , следовательно, реакция имеет первый порядок. Переход от порядка 1/2 к первому порядку происходит при  $S = 20 \text{ г/м}^3$ .

Константа скорости первого порядка

$$k_{1vf} = k_{0vf}/K = (300 \cdot 10^3)/10 = 30\,000 \text{ сут}^{-1}.$$

Можно сказать, что пленка проницаема лишь частично, поскольку

$$\alpha = L \sqrt{\frac{k_{1vf}}{D}} = 200 \cdot 10^{-6} \sqrt{\frac{30\,000}{0,4 \cdot 10^{-4}}} = 5,5$$

$$\varepsilon = 1/\alpha = 0,18$$

Скорость удаления органического вещества в расчете на единицу площади поверхности биопленки без учета диффузионных ограничений ( $\varepsilon \approx 1$ ) была бы:

$$k_{1A} = k_{1vf}L = 30\,000 \text{ сут}^{-1} \cdot 200 \cdot 10^{-6} \text{ м} = 6 \text{ м/сут}$$

$$r_A = k_{1A}S_{opr} = k_{1vf}LS_{opr} = 60 \text{ г/(м}^2 \cdot \text{сут)}$$

(без учета диффузионных ограничений).

Если же учитывать диффузионные ограничения, скорость уменьшится:

$$k_{1A} = 6 \cdot 0,18 = 1,1 \text{ м/сут}$$

$$r_A = 60 \cdot 0,18 = 11,0 \text{ г/(м}^2 \cdot \text{сут)}$$

(с учетом диффузионных ограничений).

Эти теоретические выкладки для диффузионных ограничений реакции в биомассе, особенно в биопленках и биофлокулах, можно обобщить для процесса  $n$ -го порядка. Общий управляющий параметр можно записать следующим образом:

$$\Phi = \sqrt{\frac{(n+1)k_{nVf}L^2S^{n-1}}{2D}} \quad (5.22)$$

Для реакции нулевого порядка:

$$\Phi = \sqrt{\frac{k_{0Vf}L^2}{2DS}} = \frac{1}{\beta} \quad (5.23)$$

Для реакции первого порядка:

$$\Phi = \sqrt{\frac{k_{1Vf}L^2}{D}} = \alpha \quad (5.24)$$

Параметр  $\Phi$  называют модулем Тиле.

## 5.2. Кинетические параметры процессов, происходящих в биопленках

Удаление субстрата в биопленке происходит в результате воздействия на него бактерий, находящихся внутри биопленки, где каждая отдельная бактерия ведет себя так же, как в суспензии. Для описания роста бактерий можно воспользоваться следующим выражением:

$$r_{V,XB} = \mu_{\max} \cdot (S/(S + K_S))X_B,$$

где  $V$  — объем внутри биопленки. Это выражение аналогично уравнению, описывающему удаление субстрата. Удаление субстрата можно приближенно описать реакциями нулевого и первого порядка:

$$\begin{aligned} k_{0Vf} &= r_{V,S} = (\mu_{\max}/Y_{\max})X_B \\ k_{1Vf} \cdot S &= r_{V,S} = (\mu_{\max}/Y_{\max})(S/K_S)X_B \end{aligned} \quad (5.25)$$

В этих выражениях можно использовать кинетические константы, определенные для суспендированных клеток.

Различие между биопленкой и суспендированными клетками состоит в том, что в первой концентрация бактерий гораздо выше. В активном иле концентрация изменяется в пределах от 2 до 6 кг БВВ/м<sup>3</sup>, а в биопленках — от 10 до 60 кг БВВ/м<sup>3</sup>. Единственный новый параметр, который вводится при рассмотрении биопленок, — это коэффициент диффузии  $D$ . Методы его измерения не вполне надежны, и на получаемые данные не следует полагаться. На практике коэффициент диффузии можно принять равным коэффициенту молекулярной диффузии или считать его чуть меньшим (последний можно найти в справочной литературе [5]). В табл. 5.1 представлены коэффициенты диффузии в чистой воде ряда веществ, представляющих практический интерес. Часто для биопленок используют поправочный множитель 0,8 (см. табл. 5.2). Следует, однако, подчеркнуть, что величины коэффициента диффузии могут довольно значительно изменяться в зависимости от ряда факторов, например, в зависимости от структуры поверхности биопленки [6].

Плотность биопленки предсказать трудно, так как она непостоянна и варьирует не совсем понятным образом в зависимости от истории формирования биопленки. Рост при низких концентрациях субстратов приводит к уплотнению слоя бактерий, высокие концентрации легко разлагаемого растворимого субстрата оказывают противоположный эффект.

**Пример 5.3.** Удельная поверхность капельного фильтра идеального перемешивания 100 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>. ХПК удаляется в биопленке толщиной 1 мм с кинетическими константами, соответствующими константам для активного ила (табл. 3.7):

$$\mu_{\max} = 6 \text{ сут}^{-1}$$

$$K_{S, \text{ХПК}} = 20 \text{ г ХПК(В)}/\text{м}^3$$

$$Y_H = 0,67 \text{ г ХПК(В)}/\text{г ХПК(С)}$$

Концентрация бактерий в биопленке 40 кг БВВ/м<sup>3</sup>, что соответствует 40 · 1,4 = 56 кг ХПК(В)/м<sup>3</sup>. Найдите объемную концентрацию бактерий в биопленке.

$$\begin{aligned} X &= 100 \text{ м}^2/\text{м}^3 \cdot 1 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot 40 \text{ кг БВВ}/\text{м}^3 = 4 \text{ кг БВВ}/\text{м}^3 = \\ &= 5,6 \text{ кг ХПК(В)}/\text{м}^3. \end{aligned}$$

Следовательно, эффективная концентрация биомассы на фильтре не выше, чем в реакторе с активным илом. Более высокие концентрации биомассы достигаются на фильтрах с очень развитой поверхностью, например на псевдооживленных фильтрах.

Какова скорость удаления субстрата с единицы площади поверхности, если концентрация ХПК на фильтре  $50 \text{ г/м}^3$ ?

Это процесс нулевого порядка, поскольку концентрация субстрата в воде выше  $2K_S$ .

$$k_{0vf} = (6/0,67) \cdot 56 = 500 \text{ кг ХПК}/(\text{м}^3 \text{ биопленки} \cdot \text{сут})$$

Коэффициент диффузии органического вещества положим равным  $0,4 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут}$ .

$$k_{\frac{1}{2}A} = \sqrt{(2k_{0vf}D)} = \sqrt{2 \cdot 500 \cdot 10^3 \cdot 0,4 \cdot 10^{-4}} = 6,3 \text{ г}^{1/2} \cdot \text{м}^{-1/2} \cdot \text{сут}^{-1}$$

$$r_A = 6,3\sqrt{50} = 45 \text{ г ХПК}/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$$

Это дает объемную скорость  $45 \cdot 100 \text{ м}^2/\text{м}^3 = 4500 \text{ г ХПК}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут})$ , что характерно для **высокоскоростных** капельных фильтров. В этом примере считается, что концентрация кислорода в системе достаточная, см. пример 5.5.

### 5.3. Диффузия в гидравлической пленке

Кроме диффузионных ограничений в самой биопленке, определенные ограничения существуют и при транспорте субстрата из толщи воды к поверхности биопленки. Этот транспорт в упрощенном виде пропорционален разности концентраций.

$$N = h(S - S_g), \quad (5.26)$$

где  $h$  — коэффициент переноса,  $\text{м}/\text{сут}$ . Аналогичным образом записываются зависимости для переноса импульса, тепла, вещества. Литература, в которой рассматриваются поверхности труб, плоские поверхности и т. д., весьма обширна, однако распространять содержащуюся в ней информацию на биопленки весьма непросто, поскольку структура поверхности последних часто плохо определена в свете представлений, применяемых в гидродинамике. Экспериментальные данные, полученные для биологических пленок, скудны.

В тех случаях, когда скорость процесса определяется скоростью диффузии в гидравлической пленке и в биопленке, для реакции нулевого порядка, идущей в биопленке, можно записать:

$$N = h(S - S_g) = -D \left( \frac{dS_{vf}}{dx} \right)_{x=0}, \quad (5.27)$$

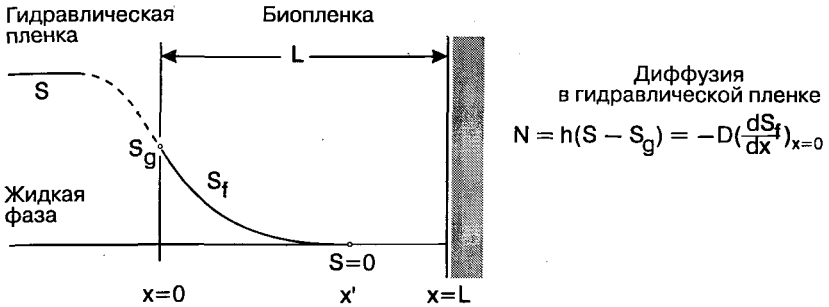


Рис. 5.6. Распределение концентрации в гидравлической пленке и в биопленке для частично проницаемой биопленки.

поскольку поток через поверхность должен быть одинаковым в отношении как к гидравлической пленке, так и к биопленке. Профиль изменения концентрации от  $S$  в толще воды до  $S_f = 0$  в биопленке показан на рис. 5.6.

Интегрированием дифференциального уравнения диффузии в биопленке получаем:

$$s_{vf} = \frac{k_0 v_f L^2}{2DS} \xi^2 + K_1 \xi + K_2,$$

где

$$s_{vf} = S_{vf}/S_g, \quad \xi = x/L$$

Граничные условия определяются следующими выражениями:

$$\xi = 0 \left\{ \begin{array}{l} s_{vf} = s_g \\ \frac{ds_{vf}}{d\xi} = \frac{hL}{D}(s_g - 1) \end{array} \right. \quad \xi = \xi' \left\{ \begin{array}{l} s_{vf} = 0 \\ \frac{ds_{vf}}{d\xi} = 0 \end{array} \right.$$

$h$  — коэффициент переноса для диффузии в гидравлической пленке. Решение уравнения будет выглядеть таким образом:

$$\text{или} \left. \begin{array}{l} \frac{r_A}{k_{1/2} A S^{1/2}} = \sqrt{1 + \frac{1}{4\lambda^2}} - \frac{1}{2\lambda} \\ \frac{r_A}{h \cdot S} = \frac{1}{2\lambda^2} (\sqrt{1 + 4\lambda^2} - 1) \end{array} \right\} \lambda = \frac{hS}{k_{1/2} S^{1/2}}, \quad (5.28)$$



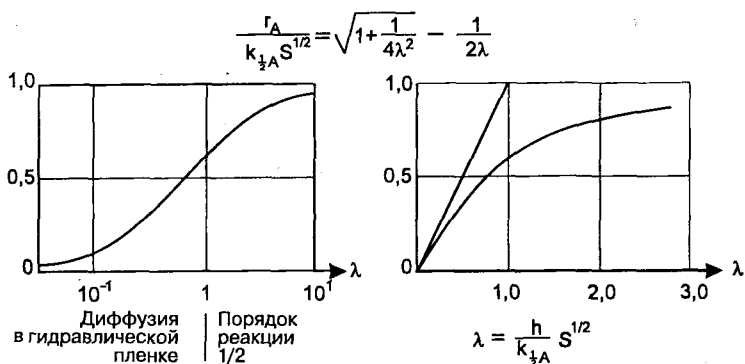


Рис. 5.7. Переход между диффузией в гидравлической пленке и гетерогенной реакцией с порядком  $1/2$  в биопленке.

где  $\lambda$  — безразмерная величина, выражающая отношение между диффузией в гидравлической пленке и в биопленке:

$$\lambda \rightarrow 0 \rightarrow r_A \rightarrow hS$$

$$\lambda \rightarrow \infty \rightarrow r_A \rightarrow k_{1/2} S^{1/2}$$

Результат представлен на рис. 5.7. Следовательно, здесь осуществляется мягкий переход между диффузией в гидравлической пленке, соответствующей реакции первого порядка, и реакцией с порядком  $1/2$  в биопленке.

Для реакции первого порядка в биопленке можно записать соответствующее выражение, характеризующее поток через поверхность пленки:

$$N = h(S - S_g) = r_A = k_{1A} S_g,$$

$$\left. \begin{aligned} \frac{r_A}{k_{1A} S} &= \frac{\lambda}{\lambda + 1} \\ \frac{r_A}{hS} &= \frac{1}{\lambda + 1} \end{aligned} \right\} \lambda = \frac{h}{k_{1A}} \quad (5.29)$$

Однако в любом случае реакция имеет первый порядок, который снижается лишь из-за диффузионных ограничений. Таким образом, в такой ситуации может быть трудно различить два вида диффузионных ограничений.

**Пример 5.4.** При интерпретации экспериментальных данных необходимо учитывать, что на процесс могут влиять диффузионные ограничения как в самой биопленке, так и в гидравлической пленке. На рис. 5.8 показан набор экспериментальных точек, по которым

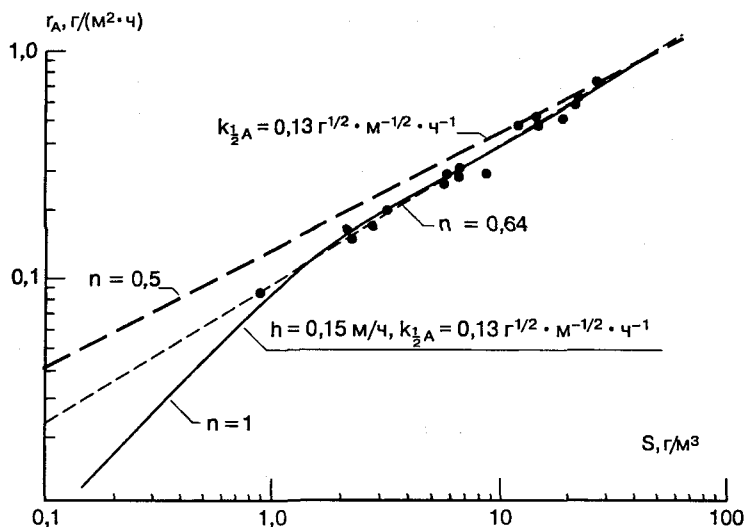


Рис. 5.8. Удельная скорость удаления нитрата в реакторе с вращающимся диском в зависимости от концентрации нитрата в водной фазе.

была определена скорость удаления нитрата денитрифицирующими бактериями с поверхности толстой биопленки. Получено следующее отношение:

$$r_A = 0,09 S^{0,64}$$

следовательно, от ожидаемого порядка реакции  $1/2$  наблюдается отклонение.

В результате подстановки

$$h = 0,15 \text{ м/ч} \text{ и } k_{\frac{1}{2}A} = 0,13 \text{ г}^{1/2} \cdot \text{м}^{-1/2} \cdot \text{ч}^{-1}$$

получена непрерывная линия (рис. 5.8). Для  $S$ , равной приблизительно  $50 \text{ г NO}_3^- \text{-N/м}^3$ , реакция имеет порядок  $1/2$ . Следовательно, значение степени  $S$  ( $n = 0,64$ ) можно объяснить тем, что результаты относятся к переходной зоне между порядком реакции  $n = 0,5$  и  $n = 1,0$ . Однако имеющиеся данные охватывают недостаточный диапазон концентраций, чтобы однозначно можно было считать, что реакция имеет первый порядок. Таким образом, нас иногда преследует искушение применить линейную регрессию к зависимостям, которые на самом деле не являются линейными.

### 5.4. Двухкомпонентная диффузия

Биологическое удаление веществ — это почти всегда окислительно-восстановительный процесс, который требует наличия двух субстратов: окислителя и восстановителя, например кислорода и органического вещества. Одним из самых важных результатов кинетических исследований в биоотходах является определение лимитирующего субстрата. Для обоих субстратов можно записать уравнения скорости удаления субстрата и скорости диффузии.

Для окислителя:

$$\begin{aligned} \frac{d^2 S_{vf,ox}}{dx^2} &= \frac{k_{0,ox}}{D_{ox}} \\ S_{vf,ox} &= \frac{1}{2} \frac{k_{0,ox}}{D_{ox}} x^2 + K_{1,ox} x + K_{2,ox} \\ x=0 \quad S_{vf,ox} &= S_{ox} = K_{2,ox} \\ x=x_1 \quad \frac{dS_{vf,ox}}{dx} &= 0, \quad K_{1,ox} = -\frac{k_{0,ox}}{D_{ox}} x_1 \\ S_{vf,ox} &= \frac{1}{2} \frac{k_{0,ox}}{D_{ox}} x^2 - \frac{k_{0,ox}}{D_{ox}} x_1 \cdot x + S_{ox}, \end{aligned} \quad (5.30)$$

где индексом *ox* обозначен окислитель, а  $x_1$  отвечает такой точке биоотхода, дальше которой удаление вещества не происходит, поскольку один из субстратов исчерпан. Все это показано на рис. 5.9.

По аналогии можем записать для восстановителя:

$$S_{vf,red} = \frac{1}{2} \frac{k_{0,red}}{D_{red}} x^2 - \frac{k_{0,red}}{D_{red}} x_1 \cdot x + S_{red} \quad (5.31)$$

Если принять, что в системе достаточно восстановителя (см. левую часть рис. 5.9), то окислитель будет исчерпан в точке  $x = x_1$ .

$$\begin{aligned} x=x_1 \quad S_{vf,ox} &= 0 \quad x_1 = \beta_{ox} \cdot L = \sqrt{\frac{2D_{ox}S_{ox}}{k_{0,ox}}} \\ r_{A,ox} &= \sqrt{2D_{ox}k_{0,ox}} \cdot (S_{ox})^{1/2} \end{aligned}$$

как это было выведено ранее для лимитирующего субстрата.

Скорость удаления восстановителя с единицы площади биоотхода можно выразить следующим образом:

$$r_{A,red} = k_{0,red} \cdot x_1 = k_{0,red} \sqrt{\frac{2D_{ox}S_{ox}}{k_{0,ox}}}$$

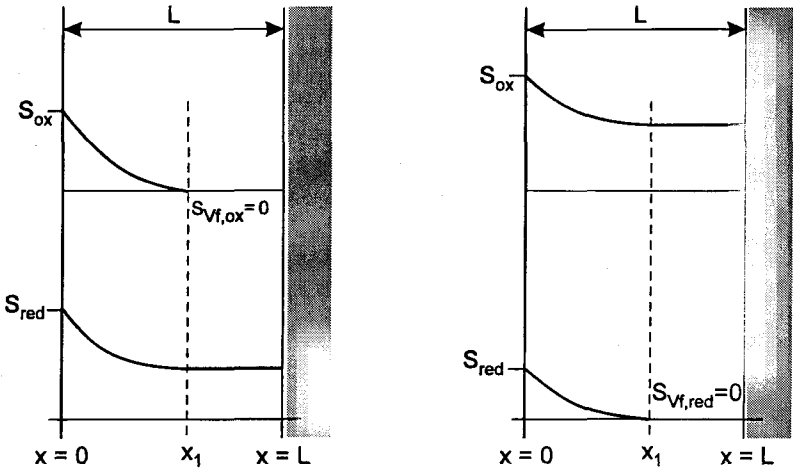


Рис. 5.9. Иллюстрация частичной проницаемости био пленки и ограничений скорости реакции для двух компонентов.

Удаление восстановителя контролируется проникновением окислителя. Восстановитель присутствует во всей пленке, но не может быть удален в области  $x > x_1$ , поскольку там окислитель отсутствует (см. левую часть рис. 5.9).

Скорость процесса определяется субстратом, проникающим в био пленку на меньшую глубину:

$$\begin{aligned} \beta_{\text{ox}} < \beta_{\text{red}} & \text{ лимитирует окислитель,} \\ \beta_{\text{red}} < \beta_{\text{ox}} & \text{ лимитирует восстановитель.} \end{aligned}$$

$$\frac{\beta_{\text{ox}}}{\beta_{\text{red}}} = \frac{\sqrt{\frac{2D_{\text{ox}}S_{\text{ox}}}{k_{0,\text{ox}}}}}{\sqrt{\frac{2D_{\text{red}}S_{\text{red}}}{k_{0,\text{red}}}}} \gtrless 1$$

Основываясь на сказанном, можно записать следующий критерий:

$$\frac{S_{\text{ox}}}{S_{\text{red}}} \gtrless \frac{D_{\text{red}}}{D_{\text{ox}}} \cdot \frac{k_{0,\text{ox}}}{k_{0,\text{red}}} = \frac{D_{\text{red}}}{D_{\text{ox}}} \cdot \frac{1}{\nu_{\text{ox,red}}}, \quad (5.32)$$

где  $\nu_{\text{ox,red}}$  — стехиометрический коэффициент.

Использование знака неравенства  $>$  означает, что потенциальным лимитирующим субстратом является восстановитель, напротив, использование знака  $<$  означает, что в системе ограничено

количество окислителя, так как для него определена меньшая глубина проникновения.

**Пример 5.5.** Биофильтр обрабатывает сточную воду, содержащую растворимые органические вещества, т. е. вещества, способные диффундировать внутрь биопленки. Их концентрация составляет  $150 \text{ г ХПК/м}^3$ .

Кинетические константы можно оценить из табл. 5.2:

$$\begin{aligned} D_{\text{O}_2} &= 1,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут}, \\ D_{\text{ХПК}} &= 0,4 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут}, \\ \nu_{\text{O}_2, \text{ХПК}} &= 1,7 \text{ г ХПК/г O}_2. \end{aligned}$$

Критерий для скоростей потребления субстратов вычислим как:

$$\frac{S_{\text{O}_2}}{S_{\text{ХПК}}} \underset{\leq}{\geq} \frac{D_{\text{ХПК}}}{D_{\text{O}_2}} \frac{1}{\nu_{\text{O}_2, \text{ХПК}}} = 0,14 \text{ г O}_2/\text{г ХПК}$$

Если концентрация кислорода меньше  $0,14 S_{\text{ХПК}}$ , он является потенциальным лимитирующим субстратом. В среде концентрация кислорода заведомо ниже, чем  $0,14 \text{ г O}_2/\text{г ХПК} \cdot 150 \text{ г ХПК/м}^3 = 21 \text{ г O}_2/\text{м}^3$ , поскольку это значение превышает насыщающую концентрацию кислорода воздуха в воде, равную  $10 \text{ г O}_2/\text{м}^3$  при  $15^\circ\text{C}$ .

Если концентрация кислорода на выходе из фильтра принимается равной  $2 \text{ г O}_2/\text{м}^3$ , то ХПК органического субстрата является лимитирующим фактором, если оно составляет менее  $S_{\text{O}_2}/0,14 = 2/0,14 = 14 \text{ г ХПК/м}^3$ .

Следовательно, на фильтре, обрабатывающем органическое вещество с кислородом в качестве единственного окислителя, практически на всем протяжении фильтра кислород будет лимитирующим субстратом. Только если в каких-то точках содержание ХПК снизится до  $< 14 \text{ г ХПК/м}^3$ , лимитирующим станет органический субстрат.

## 5.5. Кинетика процессов, происходящих на фильтрах

Анализ происходящего на фильтре процесса в конкретных условиях может быть проведен в две стадии, как это показано на рис. 5.10.

I. Определяем, какой субстрат (кислород или органическое вещество) является лимитирующим и, следовательно, контролирует кинетику процесса.

II. Определяем, какая часть биопленки активна (распределено ли лимитирующее вещество по всей глубине биопленки, или процесс

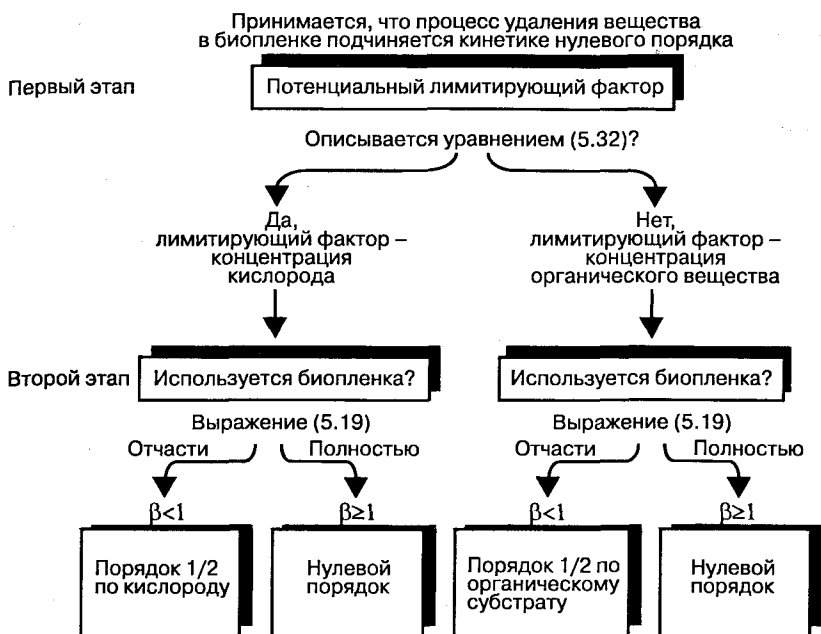


Рис. 5.10. Методика изучения кинетики процессов, происходящих в биопленке. Показан порядок проведения расчетов с целью определения кинетических параметров процесса по отношению к обрабатываемому стоку.



Рис. 5.11. Гетерогенный процесс в реакторе идеального перемешивания.

удаления идет лишь на ее внешней поверхности). Это важно для установления порядка реакции.

Порядок проведения расчетов показан на рис. 5.10.

На рис. 5.11 дана схема реактора идеального перемешивания, в котором протекает гетерогенный процесс без стадии диффузии в гидравлической пленке. Запишем уравнения для всех трех порядков реакции:

нулевой порядок:

$$\begin{aligned} r_A &= k_{0A} \\ S_3 &= S_1 - \frac{k_{0A} A_{2^*}}{Q} \end{aligned} \quad (5.33)$$

порядок 1/2:

$$\begin{aligned} r_A &= k_{\frac{1}{2}A} S_3^{1/2} \\ S_3^{1/2} &= \sqrt{\left(\frac{k_{\frac{1}{2}A} A_{2^*}}{2Q}\right)^2 + S_1} - \frac{k_{\frac{1}{2}A} A_{2^*}}{2Q} \end{aligned} \quad (5.34)$$

первый порядок:

$$\begin{aligned} r_A &= k_{1A} S_3 \\ S_3 &= \frac{QS_1}{Q + k_{1A} \cdot A_{2^*}} \end{aligned} \quad (5.35)$$

Заметим, что объем реактора, а следовательно, и время удерживания не входят в уравнения. Эти уравнения можно использовать для моделирования процессов на фильтрах, в которых весь реактор может рассматриваться как реактор идеального перемешивания. Результаты, представленные в примере 5.4, были получены путем измерения скорости удаления нитрата в реакторе с вращающимся диском с идеальным перемешиванием.

Реактор с погружным фильтром (фильтр полностью погружен в воду) в некотором приближении можно рассматривать как реактор полного вытеснения (см. рис. 5.12). Для бесконечно малого сечения в стационарных условиях можно записать уравнение баланса:

Вещество на входе – Удаленное вещество = Вещество на выходе

$$QS - r_{V,S} A dy = Q \left( S + \frac{\partial S}{\partial Y} \right) dy, \quad (5.36)$$

где  $Q$  — поток через фильтр,  $S$  — концентрация,  $A$  — площадь поперечного сечения фильтра,  $r_{V,S}$  — объемная скорость удаления субстрата

$$\frac{\partial S}{\partial y} = -r_{V,S} \frac{A}{Q} \quad (5.37)$$

или в безразмерном виде:

$$\begin{aligned} s &= \frac{S}{S_1}, \quad \eta = \frac{y}{H}, \quad HA = V, \quad \theta = \frac{V}{Q} \\ \frac{\partial s}{\partial \eta} &= -\frac{r_{V,S} \theta}{S_1} \end{aligned} \quad (5.38)$$

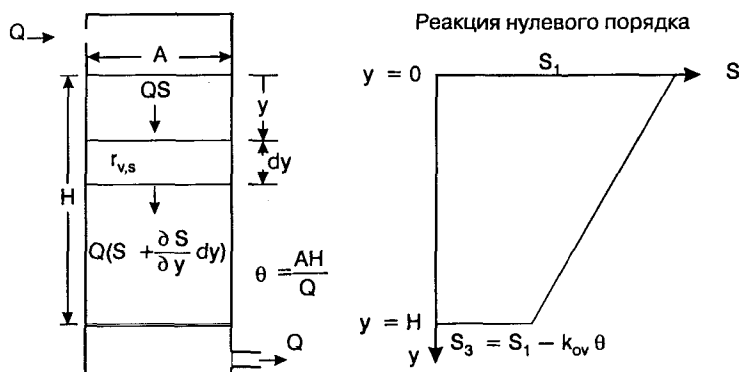


Рис. 5.12. Массовый баланс для погружного фильтра, в котором протекает гетерогенная реакция. Распределение концентрации биомассы на фильтре подчиняется реакции нулевого порядка.

где  $\theta$  — время гидравлического удерживания (соответствует пустому, т. е. без загрузки, фильтру).

Здесь можно заменить  $r_{v,s}$  на  $\omega \Gamma_{A,S}$ , где  $\omega$  — площадь поверхности загрузки фильтра в расчете на единицу объема фильтра. Для  $\Gamma_{A,S}$  можно рассмотреть все три случая, описанные для диффузии в биопленке.

Нулевой порядок реакции:

$$\frac{\partial s}{\partial \eta} = -\frac{k_{0v}}{S_1} \theta \quad (5.39)$$

$$s = 1 - \frac{k_{0v}}{S_1} \theta \cdot \eta \quad (5.40)$$

$$E = \frac{S_1 - S}{S_1} = 1 - s = \frac{k_{0v}}{S_1} \theta \cdot \eta, \quad (5.41)$$

где  $E$  — это эффективность обработки. Соответствующий случай проиллюстрирован рис. 5.12. Полученное выражение, естественно, применимо только при условии:

$$0 < \frac{k_{0v}}{S_1} \theta < 1$$



Порядок реакции 1/2:

$$r_V = \omega \tau_A = \omega k_{\frac{1}{2}A} S^{1/2} = k_{\frac{1}{2}V} S^{1/2} = k_{\frac{1}{2}V} S_1^{1/2} s^{1/2} \quad (5.42)$$

$$\frac{\partial s}{\partial \eta} = -\frac{k_{\frac{1}{2}V}}{S_1^{1/2}} \theta^{1/2} \cdot s^{1/2} \quad (5.43)$$

$$s = \left( 1 - \frac{1}{2} \frac{k_{\frac{1}{2}V}}{S_1^{1/2}} (\theta \eta) \right)^2 \quad (5.44)$$

$$E = 1 - \left( 1 - \frac{1}{2} \frac{k_{\frac{1}{2}V}}{S_1^{1/2}} (\theta \eta) \right)^2 \quad (5.45)$$

Первый порядок реакции:

$$\frac{\partial s}{\partial \eta} = -k_{1V} \theta s \quad (5.46)$$

$$s = e^{-k_{1V} \theta \cdot \eta} \quad (5.47)$$

Каждое из этих уравнений, связывающих эффективность обработки со временем удерживания для различных значений скоростей реакции и концентрации загрязнений в подаваемом стоке, можно использовать независимо. Особый случай, однако, представляет биофильтр с диффузией в биопленке, поскольку на разных участках одного и того же фильтра могут одновременно реализоваться все три варианта. Концентрация вещества в подаваемом стоке может быть достаточно высокой для того, чтобы вещество проходило фильтр насквозь, т. е. реакция имеет нулевой порядок. Падение концентрации вещества после некоторой обработки приводит к тому, что фильтр становится лишь частично проницаем, т. е. порядок реакции становится равным 1/2. Дальнейшее падение концентрации разлагаемых веществ приведет к переходу к реакции первого порядка. В итоге весь происходящий на биофильтре процесс можно рассматривать как реакцию первого порядка с пониженной эффективностью (см. разд. 5.1).

Переход от реакции с нулевым порядком к реакции с порядком 1/2 можно определить непосредственно. Как было показано ранее, условия перехода определяются следующим образом:

$$S_0 = \frac{\beta}{2D} \begin{cases} S > S_0 & k_{0V} = \omega k_{0A} \\ S < S_0 & k_{\frac{1}{2}V} = \omega \sqrt{2k_{0V} D} \end{cases}$$

Изменение порядка реакции от  $1/2$  к  $1$  определяется как

$$S_1 = 2K_s \begin{cases} S > S_1 & k_{\frac{1}{2}V} = \omega \sqrt{2k_{0Vf}D} \\ S < S_1 & k_{1V} = \omega \cdot k_{1Vf} \cdot L \cdot \varepsilon \end{cases}$$

**Пример 5.6.** Погружной фильтр высотой 4 м заполнен полимерным материалом с удельной площадью поверхности  $100 \text{ м}^2/\text{м}^3$ . Номинальная скорость работы фильтра  $1 \text{ м/ч}$ . Концентрация органического вещества в сточной воде  $500 \text{ г ХПК/м}^3$ . Константы процесса такие же, как в примерах 5.3 и 5.5.

Воздух постоянно продувают через фильтр для достижения эффективной аэрации и поэтому считают, что концентрация кислорода по всей глубине фильтра составляет  $2 \text{ г О}_2/\text{м}^3$ . В соответствии с примером 5.5 процесс на фильтре определяется концентрацией кислорода, начиная от верхней точки фильтра до той его точки, где  $S_{\text{О}_2}/S_{\text{ХПК}} = 0,14 \text{ г О}_2/\text{г ХПК}$ , т. е. где  $S_{\text{ХПК}}$  сократится до  $14 \text{ г ХПК/м}^3$ .

Биопленка достаточно толстая, чтобы считать ее частично проницаемой во всех диапазонах концентраций. Это было показано в примере 5.5. Однако, поскольку концентрация кислорода считается постоянной по всей глубине фильтра, удаление органического вещества мы будем рассматривать как реакцию нулевого порядка вплоть до той точки, в которой ее скорость определяется уже ХПК и реакция переходит в реакцию порядка  $1/2$  по ХПК.

$$\begin{aligned} k_{0V} &= \omega \cdot k_{\frac{1}{2}A, O_2} \cdot S_{O_2}^{1/2} \\ k_{\frac{1}{2}A, O_2} &= \sqrt{2 \cdot k_{of, O_2} \cdot D_{O_2}} \\ k_{of, O_2} &= (\mu_{\text{макс}}/Y_H) \cdot X_V \cdot (1/\nu_{O_2, \text{ХПК}}) \\ k_{of, O_2} &= (6/0,67) \cdot 56(1/1,7) = 295 \text{ г О}_2/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}) \\ k_{\frac{1}{2}A, O_2} &= \sqrt{2 \cdot 1,7 \cdot 10^{-4} \cdot 295 \cdot 10^3} = 10(\text{г О}_2)^{1/2} \cdot \text{м}^{-1/2} \cdot \text{сут}^{-1} \\ k_{0V} &= 100 \cdot 10 \cdot \sqrt{2} = 1400 \text{ г О}_2/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}) = 2400 \text{ г ХПК}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}), \end{aligned}$$

что соответствует высокоскоростному фильтру.

(Следовательно, результат, полученный в примере 5.3, не соответствует действительности, поскольку кислород лимитирует процесс очистки.)

Нагрузка на фильтр при скорости вертикального потока  $1 \text{ м/ч}$ , или  $24 \text{ м/сут}$ , и концентрации  $500 \text{ г ХПК/м}^3$  равна  $500 \cdot 24 = 12000 \text{ г ХПК}/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$ . Фильтр удаляет  $2400 \text{ г ХПК}/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$  при его длине  $4 \text{ м}$ , т. е. всего  $9600 \text{ г ХПК}/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$ . Остаток составляет  $2400 \text{ г ХПК}/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$ , что соответствует концентрации на выходе из системы  $2400/24 = 100 \text{ г ХПК/м}^3$ . Следовательно, ограниченная скорости реакции органическим субстратом не наблюдается ( $100 \text{ г ХПК/м}^3 > 14 \text{ г ХПК/м}^3$ ).

## 5.6. Массовые балансы для биофильтров

Обычно в реакторах с биофильтром необходимость в рециркуляции ила отсутствует, поскольку концентрация ила в биопленке достаточно высока благодаря развитой поверхности твердой подложки. Поэтому в ряде случаев мы можем не рассматривать отдельно вторичные отстойники, см. гл. 6 о нитрификации. Обычно, впрочем, ил, содержащийся в воде, которая уже прошла сквозь биофильтр, необходимо осаждать. Присутствие ила в воде, прошедшей через биофильтр, объясняется или отрывом биомассы от биопленки, или же наличием в поступающей на фильтр воде суспендированных твердых веществ.

### 5.6.1. Биофильтры без рециркуляции

Уравнение массового баланса для биофильтра выглядит следующим образом:

$$Q_1 C_1 - r_{V,S} \cdot V_2 = Q_3 C_3 \quad (5.49)$$

Скорость удаления вещества можно также выразить через концентрацию ила  $X_2$ , т. е.

$$r_{V,S} \cdot V_2 = r_{X,S} \cdot V_2 \cdot X_2 \quad (5.50)$$

Поскольку  $X_2$  подразумевает только активную биомассу, а эта величина обычно неизвестна, то скорость удаления вещества относят к площади поверхности подложки.

Если отнести скорость удаления вещества к единице площади подложки, то выражение (5.50) примет вид:

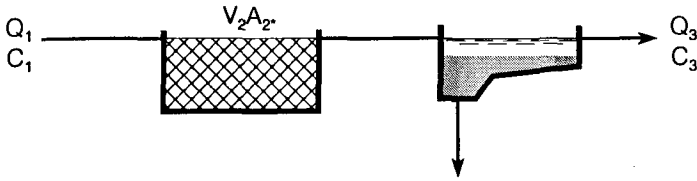
$$Q_1 C_1 - r_{A,S} \cdot A_2^* = Q_3 C_3, \quad (5.51)$$

где  $r_{A,S}$  — скорость удаления с единицы площади подложки (например, в кг ХПК/(м<sup>2</sup> · сут)),  $A_2^*$  — общая площадь подложки (например, м<sup>2</sup>).

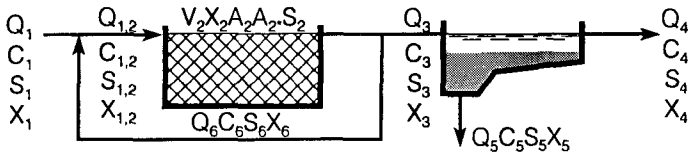
### 5.6.2. Биофильтры с рециркуляцией

В большинстве таких биофильтров возвращаемый поток соединяется непосредственно с поступающим на фильтр стоком (рис. 5.14). Кратность рецикла определяют по уравнению

$$R = Q_6/Q_1 \quad (5.52)$$



**Рис. 5.13.** Биофильтр без рециркуляции. В данном случае во вторичном отстойнике могут использоваться любые механизмы разделения — осаждение, флотация, центрифугирование, могут применяться мембраны и т. д.



**Рис. 5.14.** Биофильтр с рециркуляцией. Разделение во вторичном отстойнике может быть проведено путем осаждения, флотации, центрифугирования, с помощью мембран и т. д.

Цель рециркуляции заключается в обеспечении необходимого потока жидкости через фильтр. Это очень важно для многих типов реакторов с биофильтрами. Рециркуляция также понижает концентрацию вещества в поступающих на очистку стоках, чем влияет на эффективность процесса как посредством изменения порядка реакции, так и посредством контроля лимитирующих условий по кислороду.

Уравнения, описывающие удаление субстрата, в данном случае выглядят аналогично тем, что приведены для биофильтра без рециркуляции, однако последняя влияет на скорость превращения.

## 5.7. Понятия и определения

Понятия и определения, вводимые для описания рециркуляции в большинстве случаев идентичны приведенным при описании систем с активным илом.

**Эффективность обработки** описывается как (см. рис. 5.14)

$$E = (C_1 - C_4)/C_1 \quad (5.53)$$

Как и эффективность обработки в системе с активным илом, эффективность обработки на биофильтре зависит от наличия вторичного отстойника.

**Кратность рециркуляции** определяется выражением (5.52)  
**Объемная нагрузка** описывается выражением

$$V_V = Q_1 C_1 / V_2 \quad (5.54)$$

Количество вещества, внесенного в единице объема за единицу времени,  $Q_1 C_1$ , рассчитывается для точки, расположенной до соединения исходного и возвращаемого потоков. Рециркуляция не влияет на объемную нагрузку.

**Площадь поверхности биопленки** — это площадь горизонтального сечения реактора с биопленкой и площадь поверхности подложки. Последняя величина обычно намного выше. Площадь поверхности подложки, как правило, рассчитывают следующим образом:

$$A_{2*} = \omega V_2, \quad (5.55)$$

где  $\omega$  — удельная площадь поверхности подложки (например,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ).

Площадь поверхности горизонтального сечения реактора  $A_2$  используется для расчетов поверхностной гидравлической нагрузки.

**Нагрузка по органическому веществу** выражает нагрузку на поверхность подложки фильтра:

$$V_{A,C} = Q_1 C_1 / A_{2*} \quad (5.56)$$

Эта величина наиболее близко связана с кинетическими процессами, происходящими на фильтре.

**Поверхностная гидравлическая нагрузка** (или вертикальная скорость потока) определяется из рис. 5.14 как

$$V_{A,V} = Q_{1,2} / A_2 = (Q_6 + Q_1) / A_2 \quad (5.57)$$

Этот параметр просто характеризует поток, проходящий через биопленку, и, следовательно, связан с гидравлической эрозией, которая принципиально важна при контроле толщины биопленки. (В немецкой литературе  $Q_1$  устанавливается, исходя из величин суточного потока, например, рассчитывается как суточный поток, разделенный на 18 ч работы для больших реакторов, см. рис. 1.6.)

**Прирост ила**  $F_{SP}$  — это масса ила, покидающего реактор в единицу времени. В соответствии с рис. 5.14 рассчитывается как

$$F_{SP} = Q_5 X_5 + Q_4 X_4 \quad (5.58)$$

Более детальная информация относительно прироста ила изложена в разд. 4.2 гл. 4. Замечания, сделанные в указанном разделе,

полностью относятся и к биофильтрам. Таким образом, прирост ила можно рассчитать по уравнению (4.13). Имейте в виду, однако, что коэффициенты прироста биомассы для биофильтра и для активного ила различаются.

**Избыточный ил** — это та часть прироста ила, которая далее будет обрабатываться на станции, (т. е.  $Q_5 X_5$  на рис. 5.14).

## 5.8. Типы реакторов

Удовлетворительная очистка стоков на аэробных биофильтрах достигается при условии, что реактор сконструирован так, что бактерии, необходимые для процесса, могут прикрепляться к подложке (так называемой загрузке фильтра); вода соответствующим образом контактирует с прикрепленным илом (биопенка/слизь); ведется контроль за ростом биопенки, чтобы не допустить коагуляции (засорения) фильтра; в воду для разложения органического вещества подается кислород.

Бактерии обладают замечательной способностью прикрепляться к твердым поверхностям, будь то камень, дерево или полимерный материал; именно эти три вида загрузок обычно и используются на практике. Инженерный контроль за адгезией тех бактерий, которые осуществляют желаемый процесс, вполне применим при обработке сточных вод. Напротив, в других процессах промышленной биотехнологии используются биологические реакторы, в которых чаще применяют тщательно отобранные виды микроорганизмов. Для обработки сточных вод создают такие условия, которые, как известно из накопленного опыта, приводят к селективному отбору тех бактерий, которые необходимы для данного процесса. Все это относится и к биофильтрам: бактерии, не способные сорбироваться на поверхности, вымываются из системы. Бактерии, не способные разлагать данные стоки, не смогут конкурировать с другими (см. гл. 3, разд. 3.1.2). Однако это иногда вызывает трудности при запуске биофильтров.

Для достижения эффективного удаления веществ из стоков вода должна проходить через поверхность биофильтра так, чтобы постоянно происходило обновление воды, соприкасающейся с поверхностью биофильтра. С этой целью либо сток проходит через твердую загрузку, как в обычных биофильтрах (капельные фильтры), либо загрузка фильтра постоянно переносится через воду, как в фильтрах с вращающимися дисками. Эффективность

реактора в значительной степени зависит от того, как достигается этот контакт между водой и биофильтром.

Способы контроля за ростом биопленки и обеспечением системы кислородом обсуждаются далее в разд. 5.10.2 и 5.10.1.

### 5.8.1. Капельные фильтры

Капельный фильтр по сути своей является традиционным реактором для очистки стоков на биопленке. За последние сто лет разработано много различных типов таких фильтров. На рис. 5.15 показан наиболее распространенный его вариант, для которого характерно использование трехфазной системы. Заполняют реактор щебенкой диаметром 5–20 мм. В качестве загрузки реакторов были опробованы многие другие материалы, но широкое распространение, помимо щебенки, получили только полимерные материалы. Загрузка реактора неподвижная.

Сточная вода распределяется по фильтру, скапывает по щебенке вниз, собирается там и выводится. Снизу через фильтр подается постоянный поток воздуха, что обеспечивает эффективную вентиляцию. При разработке этой конструкции считалось необходимым осуществлять принудительную вентиляцию реактора, однако, как позднее выяснилось, разность температур загрузки фильтра, сточной воды и окружающего воздуха достаточна для того, чтобы обеспечить смену воздуха и реаэрацию воды в процессе ее стекания. Капельный фильтр обеспечивает эффективную адгезию микроорганизмов, достаточный контакт между водой и биопленкой и хорошую реаэрацию воды. Наиболее серьезный недостаток капельного фильтра — это сложность контроля за ростом биопленки. Именно поэтому при проектировании и эксплуатации биофильтров должны строго соблюдаться определенные требования. В реакторах старых конструкций (с очень низкой нагрузкой) контроль осуществляется биологически. Биопленка развивается без какого-либо торможения, что приводит к локальной кольматации. Кольматация препятствует прониканию кислорода к биомассе, в результате чего биомасса загнивает и разлагается, так что проток воды опять становится возможным. Высшие организмы, такие как черви и личинки, также способствуют деградации биомассы и удалению ее с биопленки. В итоге реактор может стать инкубатором для насекомых, особенно фильтровых мошек, что является достаточно неприятным обстоятельством. По этой причине капельные фильтры с низкой нагрузкой используются не слишком широко. Следует еще доба-

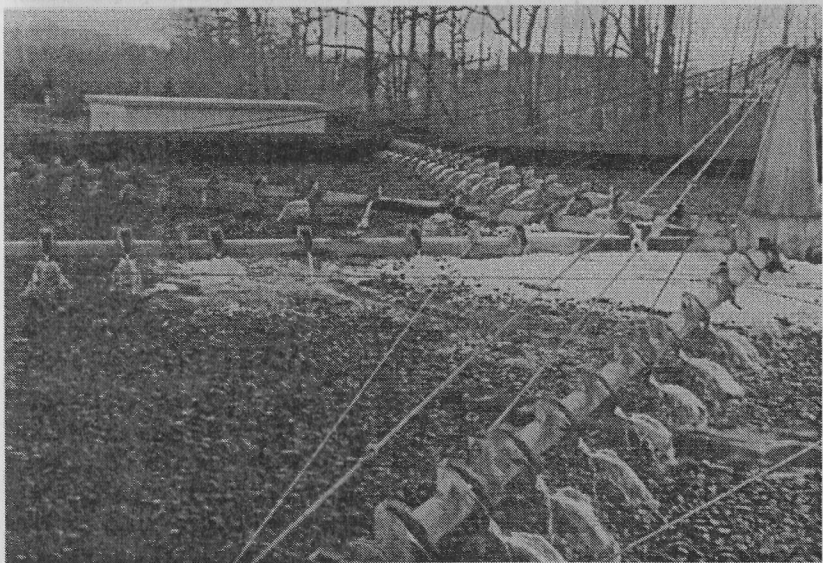
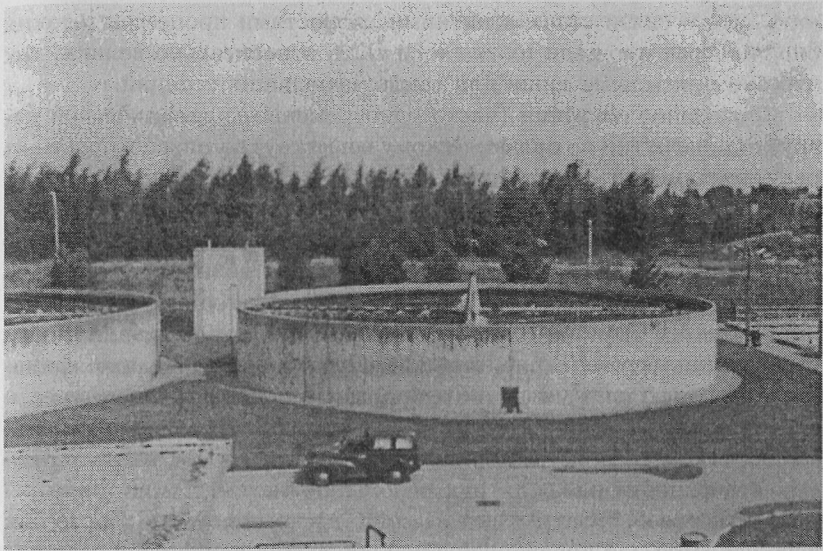


Рис. 5.15. Классический капельный фильтр. Фильтр на нижней фотографии частично засорен (запружен).



вить, что в связи с очень низкими скоростями процессов в таких биофильтрах площади их должны быть относительно велики, так что они приемлемы лишь для самых небольших станций.

Повышение нагрузки (часто одновременно гидравлической нагрузки и нагрузки по органическому веществу) на низкоскоростных реакторах может приводить к нарушению нормального течения процесса, в частности, к кольматации фильтра со скоростями более высокими, чем скорости удаления засоренных участков. Однако при скоростях, превышающих определенную величину, возможна следующая ситуация: толщина биопленки контролируется не исключительно биологически, а главным образом гидравлическим сбросом биомассы. Такие типы биологических капельных фильтров еще довольно многочисленны. В последние годы интерес к капельным фильтрам вновь резко повысился. Это связано с использованием полимерных материалов, позволяющих создавать развитые поверхности на фильтрах небольшой массы. Такие фильтры можно без особых затрат делать достаточно высокими. Часто они используются для предварительной обработки концентрированных сточных вод, за которой следует любая другая обработка.

### 5.8.2. Погружные фильтры

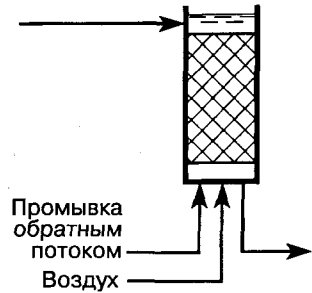
В фильтрах этого типа загрузка располагается ниже поверхности воды. Загрузка может быть либо неподвижной, либо подвижной, что и является наиболее важной характеристикой погружного фильтра.

#### *Фильтры со стационарной загрузкой*

На рис. 5.16 показано устройство такого фильтра. Принципиальными в этой схеме являются следующие моменты: контроль толщины биопленки и подача кислорода в воду.

Решить проблемы, связанные с изменением толщины биопленки и кольматацией фильтра, можно только двумя путями. 1. Первый путь — использовать объемные загрузки с приемлемой поверхностью и гидравлическими характеристиками, предотвращающими образование избыточной пленки. С такими загрузками невозможно получить высокую удельную площадь поверхности, и поэтому соответствующие реакторы требуют большего объема. 2. Альтернативный путь — проводить обратную промывку фильтра при высокой скорости потока воды. Если фильтр загружен тонкодисперсным

**Рис. 5.16.** Погружной биофильтр с неподвижной загрузкой, состоящей, например, из небольших элементов (5–10 мм в диаметре) или элементов с развитой поверхностью, обеспечивающих равномерное распределение стока внутри фильтра.



материалом, например песком, отдельные частицы поднимаются с потоком воды, вращаются в нем и в результате счищают биопленку точно так же, как это происходит в обычных фильтрах на станциях очистки воды. В фильтрах с неподвижной загрузкой очистка достигается под действием потока воды, вызывающего эрозию биопленки на подложке.

В тех реакторах, где для удаления органического вещества необходим кислород, подавать его можно снизу, со дна фильтра. По мере того, как пузырьки воздуха поднимаются в фильтре вверх, происходит окисление содержащихся загрязнений.

На погружной фильтр с неподвижной загрузкой вода может подаваться как снизу, так и сверху, и при описании фильтра это часто указывается, хотя на самом деле для его функционирования совершенно не важно, подается ли поток воды сверху или снизу.

### *Фильтры с подвижной загрузкой*

В то время как капельные фильтры и погружные фильтры с неподвижной загрузкой известны уже давно, фильтры с подвижной загрузкой были разработаны только в 70-е годы. На рис. 5.17, 5.18 и 5.19 показаны три различных их варианта.

Слой дисперсной загрузки, например слой песка, в фильтре с восходящим потоком остается неподвижным до тех пор, пока градиент давления (снизу вверх) относительно мал. Если же давление в нижней части фильтра сравняется с весом расположенного выше слоя загрузки, произойдет сдвиг последнего, контакт между отдельными песчинками нарушается и они становятся подвижными. Такой фильтр, получивший название **фильтр (реактор) с расширенным слоем** (см. рис. 5.17) используется на практике. Заполняющие его частицы все время трутся друг о друга, и биопленка остается тонкой. На настоящий момент наши знания

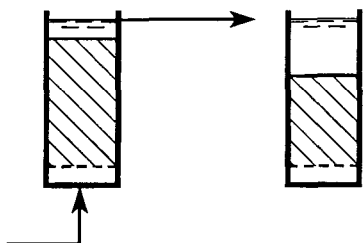


Рис. 5.17. Фильтр с расширенным слоем. В рабочем состоянии и в состоянии покоя. Толщина слоя в работающем фильтре увеличивается обычно на 30–40%.

недостаточны для того, чтобы определить, насколько надежен подобный контроль за состоянием биопленки на практике.

Если скорость восходящего потока возрастает выше того значения, при котором происходит сдвиг, загрузка фильтра расширяется и для данной скорости потока через фильтр достигается равновесие между скоростью восходящего потока и скоростью оседания частиц. Это равновесие зависит от плотности частиц. Заданной скорости потока, следовательно, соответствует определенная степень расширения. Частицы загрузки фильтра разъединяются и вращаются в турбулентном восходящем потоке. Это так называемые **фильтры (реакторы) с псевдооживленным слоем** (см. рис. 5.18). В указанных условиях достигается очень эффективный контакт между водой и биопленкой, но автоматический контроль за толщиной биопленки не обеспечивается. С целью осуществления такого контроля отбирается отдельный поток подвижной смеси воды и загрузки фильтра с биомассой.

Фильтры с псевдооживленным слоем являются наиболее эффективными (если исходить из возможной объемной нагрузки) из числа существующих в настоящее время биологических реакторов:

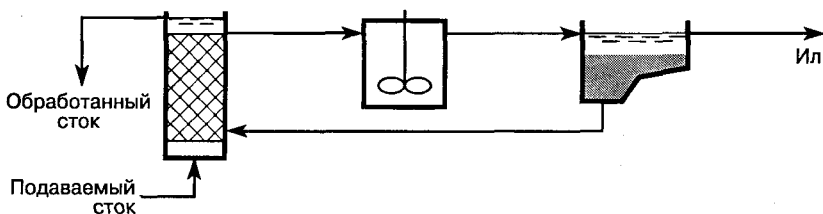
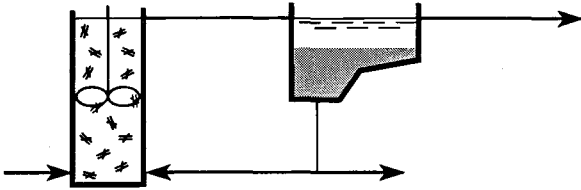


Рис. 5.18. Фильтр с псевдооживленным слоем. В рабочем состоянии толщина слоя обычно увеличивается на 100%. Контролировать состояние биопленки можно несколькими способами. Один из них (показан на рисунке) состоит в том, что биопленка сбрасывается с частиц носителя при интенсивном перемешивании, после чего биопленка и носитель разделяются осадением.



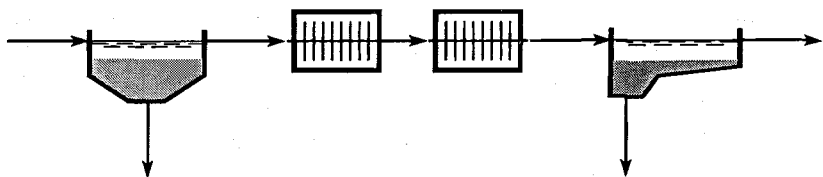
**Рис. 5.19.** Подвижный фильтр с перемешиванием. Загрузка фильтра обычно представлена различными видами пористого или непористого полимерного материала.

количество биомассы на фильтре достигает  $40 \text{ кг БВВ/м}^3$ . Однако работать с ними не так просто, тем более, что и достаточного опыта пока не накоплено. Тем не менее эти реакторы, безусловно, имеют большой потенциал и займут подобающее им место.

В фильтрах с псевдооживленным слоем загрузка поддерживается во взвешенном состоянии турбулентным восходящим потоком. Это взвешенное состояние может быть, конечно, достигнуто и без восходящего потока, а путем перемешивания. Реактор, в котором осуществляется такой принцип, называют **реактором со взвешенной биопленкой**, (рис. 5.19). Здесь просматривается связь с реактором с активным илом. Различие состоит только в том, что в реактор со взвешенной биомассой специально помещают инертный носитель, на котором закрепляется биомасса. Таким образом, разделение в таком реакторе улучшается потому, что либо загрузка «утяжеляет» каждую отдельную частицу, либо более крупные частицы с биопленкой легче удерживаются в реакторе (благодаря их более высокой скорости оседания). Однако для поддержания вещества в таком реакторе во взвешенном состоянии могут понадобиться большие затраты энергии на создание турбулентного потока. В то же время дело усложняется еще и тем, что добавляемая загрузка с выросшей на ней биомассой должна обрабатываться в иловой секции очистной станции. Таким образом, конструкции со специальным введением загрузки в «системы с активным илом» пока еще находятся в стадии разработки.

### 5.8.3. Реакторы с вращающимися дисками

Еще на рубеже 19 и 20 веков были проведены эксперименты, целью которых было создание трехфазной системы очистки стоков, в которой загрузка фильтра перемещалась бы путем вращения из воды на воздух и наоборот. Испытаны были самые разнообразные



**Рис. 5.20.** Реактор с вращающимися дисками. Диски часто разделены на последовательно расположенные секции. Как и при использовании других типов реакторов с биофильтрами, перед подачей стока на фильтр необходимо провести его хорошее механическое разделение.

типы загрузки вплоть до закрепленных на вращающейся оси крестовин. В настоящее время в этих целях используют лишь реакторы с пластиковыми наполовину погруженными вращающимися дисками или вращающийся реактор с неподвижной загрузкой (рис. 5.20). Вращающиеся диски должны иметь такую форму, которая обеспечивала бы очень большую удельную поверхность, а следовательно, и высокую объемную эффективность реактора. При ощутимо низких затратах энергии вращение создает эффективную аэрацию воды и эффективный контакт между водой и биопленкой. Толщина биопленки в этом случае контролируется турбулентными потоками, а те, в свою очередь, скоростью вращения. В Германии и Швейцарии реакторы с вращающимися дисками широко используются на небольших станциях очистки воды. В США такие реакторы применяются на станциях всех масштабов, начиная с 70-х годов.

## 5.9. Проектирование биофильтров

На основании многолетнего опыта работы с традиционными биофильтрами были выработаны определенные критерии, которыми руководствуются при практическом проектировании указанных систем. Эти критерии основаны на том, что для каждого конкретного типа реактора гидравлическая нагрузка или нагрузка по органическому веществу может подниматься до какого-то определенного предела и величину этого предела можно определить на стадии проектирования. В ряде случаев необходимо также учитывать требуемое время удерживания в реакторе. Такой подход к проектированию является результатом систематизации чрезвычайно большого экспериментального материала, полученного при тщательных измерениях на работающих реакторах, а не просто основаны на понимании явлений, лежащих в основе очистки.

Выбранные критерии очень просты, и тем не менее они оказывались очень полезными на протяжении десятилетий, хотя в ряде ситуаций и приводили к ошибкам в проектировании, поскольку реакторы различаются между собой в гораздо большей степени, чем это учитывается при таких простых подходах. Все сказанное мы проиллюстрируем на примере капельных фильтров и реакторов с вращающимися дисками.

### 5.9.1. Проектирование капельных фильтров

В соответствии с классическими критериями эффективность очистки на капельных фильтрах зависит только от объемной нагрузки по органическому веществу и поверхностной гидравлической нагрузки.

На основании этого положения и многолетнего опыта работы в Германии при проектировании капельных фильтров рекомендуется исходить из нагрузок, приведенных в табл. 5.3.

Данные табл. 5.3 применимы только к обычным городским стокам, состав которых считают относительно постоянным. Все экспериментальные кривые, описывающие результаты обработки стоков (эффективность обработки или концентрацию веществ на выходе из системы очистки), которые в огромном количестве можно найти в литературе, характеризуются очень сильным разбросом данных. Это показывает, что подобные простые правила по нагрузке не могут учесть всех многочисленных обстоятельств, которые складываются на практике. В приведенном выше примере, в частности, не учитывались такие важные факторы, как загрузка фильтра, пло-

**Таблица 5.3.** Рекомендуемая нагрузка при очистке городских стоков в Германии [14]

Обработка	Без нитрификации		С нитрификацией	
	Щебенка	Полимерный материал (100–200 м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup> )	Щебенка	Полимерный материал (100–200 м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup> )
Объемная нагрузка по органическому веществу, кг ВПК/(м <sup>3</sup> ·сут)	0,4	0,4–0,8	0,2	0,2–0,4
Гидравлическая нагрузка (с учетом рециркуляции), м/ч	0,5–1,0	0,8–1,8	0,4–0,8	0,6–1,5

щадь поверхности, концентрация загрязнений во входящем стоке, особенности органических веществ в стоках. К рекомендациям по нагрузке следует подходить очень критически, даже несмотря на то, что на их основании было успешно осуществлено проектирование большого числа полномасштабных капельных фильтров.

**Пример 5.7.** На капельном фильтре с полимерной загрузкой диаметром 10 м и высотой 2 м проводится очистка смешанных коммунальных и промышленных стоков при нагрузке  $235 \text{ м}^3/\text{сут}$ . Концентрация БПК  $500 \text{ г}/\text{м}^3$ .

Определите объемную нагрузку и необходимую кратность рециркуляции.

В соответствии с выражением (5.54) объемная нагрузка определяется как

$$V_V = Q_1 C_1 / V_2 = Q_1 C_1 / (\pi r^2 h) \quad (5.59)$$

В результате подстановки получаем

$$V_V = (235 \text{ м}^3/\text{сут})(500 \text{ г БПК}/\text{м}^3) / (\pi (5 \text{ м})^2 2 \text{ м}) = 748 \text{ г БПК}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}).$$

Следовательно, фильтр работает в режиме нормальной нагрузки, если нитрификация не проводится.

Необходимость в рециркуляции определяется условиями поверхностной гидравлической нагрузки, которую (согласно данным табл. 5.3) в данном случае можно оценить как  $1,2 \text{ м}/\text{ч}$ .

Из выражения (5.57) можно определить необходимую кратность рециркуляции  $Q_6$ :

$$V_{A,V} = (Q_6 + Q_1) / A_2 \quad (5.60)$$

Подстановка дает:

$$1,2 \text{ м}/\text{ч} \cdot 24 \text{ ч}/\text{сут} = (235 \text{ м}^3/\text{сут} + Q_6) / (\pi (5 \text{ м})^2)$$

$$Q_6 = 2027 \text{ м}^3/\text{сут},$$

т. е. кратность рециркуляции

$$R = Q_6 / Q_1 = (2027 \text{ м}^3/\text{сут}) / (235 \text{ м}^3/\text{сут}) = 8,6$$

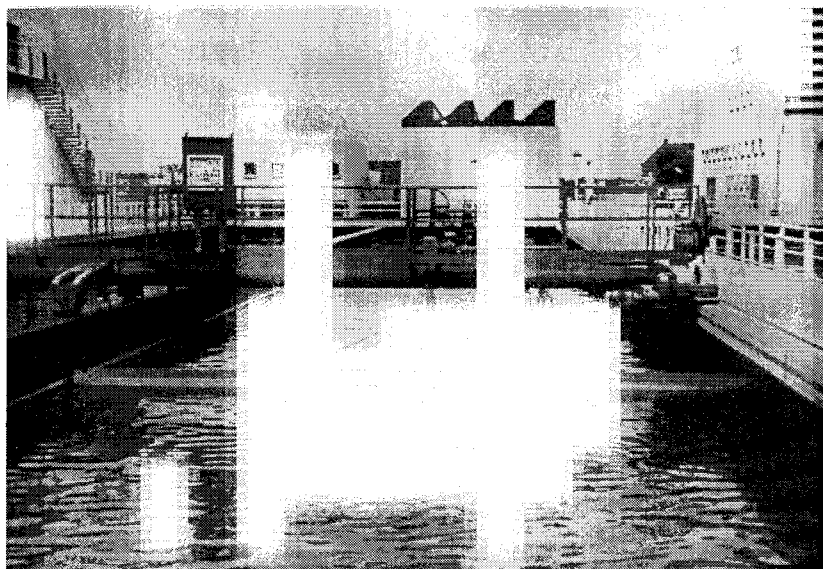
Это высокое значение кратности рециркуляции.

### 5.9.2. Проектирование реакторов с вращающимися дисками

На примере рекомендаций по нагрузке для реакторов с вращающимися дисками можно наглядно продемонстрировать, насколько различными могут быть такие рекомендации. Из приведенных в табл. 5.4 данных, полученных для стран Северной Америки и Европы, видно, что рекомендуемая нагрузка варьирует от 5 до  $26 \text{ г БПК}/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$ , причем более оптимистичные цифры рекомендованы компаниями. Обратите внимание, что нагрузка рассчитана

**Таблица 5.4.** Допустимые нагрузки для реакторов с вращающимися дисками, предназначенных для обработки обычных городских стоков при  $\sim 15^\circ\text{C}$ . Предполагаемая концентрация на выходе из системы очистки не должна быть выше  $15 \text{ г ВПК/м}^3$ . Концентрация ВПК в поступающем на обработку стоке определялась ежедневно

Рекомендуемая нагрузка, г ВПК/( $\text{м}^2 \cdot \text{сут}$ )	Год	Литература
14	1974	Steels [9]
8,5	1978	Murphy and Wilson [10]
26	1976	Корпорация Autotrol [11]
13	1977	Корпорация Envirodisk [12]
4,9	1974	Министерство защиты окружающей среды, Онтарио [13]
8-10	1997	Abwassertechnische Vereinigung [14]



**Рис. 5.21.** Первичный отстойник на очистной станции Линеттен (Копенгаген, Дания). Первичный отстойник снижает объемы следующего за ним биологического реактора на 30%. Одновременно понижаются энергозатраты, тогда как выход ила возрастает. Для большинства процессов с использованием биофильтров необходимы первичные отстойники, позволяющие избежать кольматации фильтров.



на  $1 \text{ м}^2$  поверхности диска, что теоретически более разумно для описания процесса, чем отнесение ее к  $1 \text{ м}^3$  общего объема реактора, в котором диски вращаются.

Толщина биопленки на вращающихся дисках регулируется скоростью вращения, которая обычно устанавливается на таком уровне, чтобы периферическая скорость вращения была не ниже  $0,3 \text{ м/с}$ . Минимальное расстояние между соседними дисками должно составлять  $1,5\text{--}2,5 \text{ см}$ .

### 5.9.3. Проектирования фильтров других типов

Ни один из типов реакторов с погружными фильтрами не получил настолько широкого распространения, чтобы для него были разработаны какие-либо общие рекомендации по нагрузке. Наибольшая объемная нагрузка достигается в реакторе с псевдооживленным слоем, который может работать при нагрузке  $10 \text{ кг БПК}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут})$ .

### 5.9.4. Проектирование биофильтров, предназначенных для удаления растворенных органических веществ

В настоящее время не разработаны критерии для проектирования биофильтров, удаляющих органические вещества, которые были бы основаны на теории биопленки. В первом разделе настоящей главы были рассмотрены подходы к проектированию биофильтров, удаляющих органические вещества. Проектирование осуществляется в четыре этапа (расчеты для этапов 1 и 2 представлены на рис. 5.10).

Нулевой этап. Определяют порядок реакции, происходящей в биопленке. Обычно это реакция нулевого порядка.

Первый этап. Рассчитывают, используя уравнение (5.32), что потенциально является лимитирующим субстратом — кислород или органическое вещество.

Второй этап. Рассчитывают, является ли биопленка полностью проницаемой ( $\beta \geq 1$ ) или частично проницаемой ( $\beta < 1$ ). Часто обнаруживается, что пленка проницаема лишь частично, т. е.  $\beta < 1$ .

Третий этап. Используя уравнения массового баланса, например (5.50), для реактора идеального перемешивания рассчитывают количество удаляемого на фильтре вещества. Скорость удаления органического вещества  $\gamma_{A,S}$  или кислорода  $\gamma_{A,O_2}$  можно рассчитать по уравнениям, приведенным ниже.

Запишем скорость потребления субстрата для  $\beta \geq 1$ :

$$r_{A,S} = k_{0Vf,S}L \quad (5.61a)$$

Если, напротив, мы следим за расходом кислорода, то имеем:

$$r_{A,O_2} = k_{0Vf,O_2}L, \quad (5.61б)$$

где

$$k_{0Vf,O_2} = k_{0Vf,S}/\nu_{O_2,S} \quad (5.61в)$$

Для  $\beta < 1$  и если скорость процесса определяется концентрацией органического вещества:

$$r_{A,S} = (2D_{S,2}k_{0Vf,S}S_2)^{1/2} = k_{\frac{1}{2}A,S} = S_2^{1/2} \quad (5.61г)$$

Для  $\beta < 1$  и если скорость процесса определяется концентрацией кислорода:

$$r_{A,O_2} = (2D_{O_2,2}k_{0Vf,O_2}S_{O_2,2})^{1/2} = k_{\frac{1}{2}A,O_2}S_{O_2,2}^{1/2} \quad (5.61д)$$

Запишем уравнение массового баланса органического вещества в реакторе для случая, когда скорость процесса лимитируется концентрацией органического вещества (обозначения соответствуют рис. 5.14):

$$Q_1 C_1 - k_{\frac{1}{2}A,S} S_2^{1/2} A_2^* = Q_4 C_4 + Q_5 C_5 \quad (5.62)$$

В табл. 5.5 приведены константы скоростей реакций с порядком  $\frac{1}{2}$ , описывающих удаление органического вещества и азота.

**Пример 5.8.** Нагрузка на фильтр составляет  $100 \text{ м}^3$  промышленных стоков в сутки, содержащих  $500 \text{ г/м}^3$  уксусной кислоты (НАс). Из практических соображений реактор сконструирован в виде отдельных отсеков с площадью поверхности  $500 \text{ м}^2$  каждый. Экспериментально установлено, что при полной нагрузке в каждом отсеке содержание кислорода в воде поддерживается на уровне  $4 \text{ г/м}^3$ . В каждом отсеке выполняется условие идеального перемешивания. Биопленка в реакторе очень толстая и проницаема лишь частично,  $k_{1/2,A,O_2} = 3,5 \text{ г}^{1/2} \text{ м}^{-1/2} \text{ сут}^{-1}$ . Сколько отсеков должно быть в реакторе, чтобы концентрация НАс на выходе из системы не превышала  $2K_{S,НАс}$ , если  $K_{S,НАс} = 2 \text{ г НАс/м}^3$ ?

В соответствии с вышеприведенными примерами, скорость процесса определяется концентрацией кислорода в первом отсеке:

$$r_{A,O_2} = 3,5 \text{ г}^{1/2} \cdot \text{м}^{-1/2} \cdot \text{сут}^{-1} (4 \text{ г } O_2/\text{м}^3)^{1/2} = 7 \text{ г } O_2/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$$

$$r_{A,O_2} A_2^* = 7 \cdot 500 = 3500 \text{ г } O_2/\text{сут}.$$

Таблица 5.5. Константы скоростей реакций порядка 1/2 для биофильтров [14, 16, 24, 8, 19]

Процесс	Тип реактора	Субстрат	$k_{1/2, A^*}$ , $г^{1/2} \cdot м^{-1/2} \cdot сут^{-1}$
Окисление органического вещества	Лабораторный с вращающимися дисками	Уксусная кислота	3,5–6,2
		Кислород	3,2–4,1
		Метанол	1,4–1,8
		Кислород	4,2
		Глюкоза	3,2–3,8
Нитрификация	С вращающимися дисками	Кислород	3,3
		Аммоний	1,5
	Лабораторный фильтр	Кислород	3,8
		Кислород	1,4
		Аммоний	5,6
Денитрификация	Лабораторный с вращающимися дисками	Аммоний	4,5
		Нитрит	5,1
		Метанол	2,8–5,4
		Нитрат	0,6–3,7
		Нитрат	3,1

$$^a k_{1/2, A, S} = (2D_{S, 2k_0V_f})^{1/2}$$

Из примера 3.2 можно найти стехиометрические коэффициенты уравнения удаления уксусной кислоты: 1 моль НАс (~ 60 г НАс) требует 0,9 моль  $O_2 \approx 0,9 \cdot 32 = 29$  г  $O_2$ .

Следовательно,

$$\nu_{O_2, НАс} = (60 \text{ г НАс}) / (29 \text{ г } O_2) = 2,1 \text{ г НАс/г } O_2,$$

а

$$r_{A, НАс A_2^*} = 3500 \cdot 2,1 = 7,3 \text{ кг НАс/сут.}$$

Поток органического вещества при  $C_1 = S_1 = 500$  г/м<sup>3</sup> равен

$$Q_1 C_1 = 100 \cdot 500 = 50 \text{ кг НАс/сут}$$

Таким образом, необходимо последовательное соединение по крайней мере семи отсеков. Первые шесть будут работать в идентичном режиме, поскольку концентрация кислоты выше того предела, за которым скорость процесса определяется концентрацией кислорода. В первых шести отсеках удаляется  $6 \cdot 7,3 = 44$  кг НАс/сут и, следовательно, остается 6 кг НАс/сут, соответствующих 60 г НАс/м<sup>3</sup> в стоке, подаваемом на обработку.

В седьмом отсеке, как предполагается, концентрация НАс должна определять скорость процесса:

$$k_{1/2, \text{НАс}} = (2D_{\text{НАс}}k_{0Vf, \text{НАс}})^{1/2}$$

$$k_{1/2, \text{O}_2} = (2D_{\text{O}_2}k_{0Vf, \text{O}_2})^{1/2}$$

$$k_{0Vf, \text{НАс}}/k_{0Vf, \text{O}_2} = \nu_{\text{O}_2, \text{НАс}} = 2,1 \text{ г НАс/г O}_2$$

$$k_{1/2, \text{НАс}}/k_{1/2, \text{O}_2} = (2D_{\text{НАс}}k_{0Vf, \text{НАс}})^{1/2}/(2D_{\text{O}_2}k_{0Vf, \text{O}_2})^{1/2} = \\ = (D_{\text{НАс}}/D_{\text{O}_2} \cdot \nu_{\text{O}_2, \text{НАс}})^{1/2}$$

$$D_{\text{НАс}} = 0,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут},$$

$$D_{\text{O}_2} = 1,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут}, \text{ см. табл. 5.2.}$$

$$k_{1/2, \text{НАс}} = k_{1/2, \text{O}_2} \cdot (D_{\text{НАс}}/D_{\text{O}_2} \cdot \nu_{\text{O}_2, \text{НАс}})^{1/2} = \\ = 3,5 \cdot (0,7/1,7 \cdot 2,1)^{1/2} = 3,3(\text{г НАс})^{1/2} \cdot \text{м}^{-1/2} \cdot \text{сут}^{-1}$$

Массовый баланс уксусной кислоты определяется выражением

$$Q \cdot S_1 - r_{\text{А, НАс}} \cdot A_2^* = Q \cdot S_3$$

$$6000 \text{ г НАс/сут} - 3,3 \cdot 500 S_3^{1/2} = 100 S_3$$

Это дает следующее решение:

$$S_3^{1/2} = 3,1 \text{ (или } S_3^{1/2} = -19)$$

$$S_3 = 9,6 \text{ г НАс/м}^3$$

При такой концентрации скорость процесса определяется концентрацией уксусной кислоты:

$$D_{\text{ред}}/D_{\text{ок}} \cdot \nu_{\text{ок, ред}} = 0,7/(1,7 \cdot 2,1) = 0,20$$

$$S_{\text{ок}}/S_{\text{ред}} = -(4 \text{ г O}_2/\text{м}^3)/(9,6 \text{ г НАс/м}^3) > 0,20 \text{ г O}_2/\text{г НАс}$$

Заметьте, в этом процессе восстановитель является лимитирующим субстратом, см. выражение (5.32). НАс начинает оказывать лимитирующее действие при  $S_{\text{НАс}} < 4/0,20 = 20 \text{ г НАс/м}^3$ .

Поскольку концентрация уксусной кислоты все еще выше  $2 K_S$ , то необходим восьмой отсек. В восьмом отсеке удаление описывается реакцией первого порядка, так как концентрация кислоты становится ниже  $2 K_S = 4 \text{ г НАс/м}^3$ .

Выражение (5.20) дает:

$$k_{1Vf, \text{НАс}} = k_{0Vf, \text{НАс}}/K_{S, \text{НАс}} = (k_{1/2, \text{НАс}})^2/(2D_{\text{НАс}} \cdot K_{S, \text{НАс}})$$

$$k_{1Vf, \text{НАс}} = 3,3^2/(2 \cdot 0,7 \cdot 10^{-4} \cdot 2) = 3,9 \cdot 10^4 \text{ сут}^{-1}$$

Поскольку пленку считают очень толстой, из выражения (5.9) получаем:

$$k_{1A, \text{НАс}} = \sqrt{(k_{1Vf, \text{НАс}} \cdot D_{\text{НАс}})} = (0,7 \cdot 10^{-4} \cdot 3,9 \cdot 10^4)^{1/2} = 1,7 \text{ м/сут}$$

Массовый баланс определяется как

$$\begin{aligned}
 QS_1 - k_{1A}A_2^*S_3 &= QS_3 \\
 960 \text{ г НAc/сут} &= (1,7 \cdot 500 + 100) \cdot S_3 \\
 S_3 &= 1 \text{ г НAc/м}^3
 \end{aligned}$$

## 5.10. Технические условия работы биофильтров

Далее мы кратко рассмотрим ряд процессов, определяющих нормальное функционирование биофильтров, а именно: аэрацию, а также рост и удаление биопленки.

### 5.10.1. Аэрация в биофильтрах

Из сказанного ранее следует, что обеспечение необходимого содержания кислорода имеет более важное значение для работы биофильтров, чем каких-либо других биологических реакторов, поскольку в первом случае кислород необходим не только для полного протекания реакции, но также и определяет скорость процесса в целом. Далее перечислены используемые типы аэрации.

#### *Отдельная аэрация рециркулирующего потока*

Этот тип аэрации не отличается от применяемого в реакторах с активным илом, и все, что было сказано в этой связи о них, можно непосредственно применять и в данном случае.

#### *Аэрация в самом фильтре*

В принципе этот тип аэрации не отличается от аэрации в реакторе с активным илом, однако, естественно, что наличие загрузки оказывает определенное влияние.

#### *Аэрация биопленки*

В реакторах с вращающимися дисками загрузка фильтра покрыта тонкой водной пленкой, находящейся на поверхности биопленки, поэтому перенос кислорода из воздуха в биопленку представляет собой довольно сложный процесс. Детальное его обсуждение можно найти в работе [16].

### 5.10.2. Рост и удаление биомассы

Действие биофильтров основано на способности бактерий прикрепляться к твердой среде и развиваться на ней. Чтобы протекающие на биофильтрах процессы были эффективными, желателен наличие устойчивого равновесия между ростом и удалением биомассы. Несмотря на всю важность этих процессов, известно о них слишком мало и приходится опираться лишь на чисто эмпирические данные.

#### *Адгезия*

В действительности бактерии прикрепляются к любой поверхности: они проявляют склонность к адгезии независимо от типа поверхности (если только не принимаются специальные контрмеры, например, наносятся особые покрытия). Чтобы биопленка начала образовываться, достаточно всего лишь контакта между твердой поверхностью и водой, в данном случае со сточной водой. На практике развитие функциональной биопленки занимает около двух недель в аэробных условиях. Причем на таких поверхностях, на которых уже начался рост бактерий, пленки образуются быстрее, чем на абсолютно чистых поверхностях. Создание пленки — процесс селективный: бактерии, не способные прикрепляться, просто вымываются из реактора. Для ряда носителей и процессов запуск реактора может вызывать проблемы.

#### *Типы биопленок*

Свойства биопленок, безусловно, зависят от свойств образующих их бактерий. Определить взаимосвязь между видами микроорганизмов и характеристиками пленки в настоящее время не представляется возможным. Известно только, что существуют два основных вида биопленок — плотные и волокнистые. Плотная пленка — это сцепленная иммобилизованная биомасса, которая в идеальном случае образует ровную гладкую поверхность. Для этого типа пленок получено четкое экспериментальное доказательство того, что идущие в них процессы хорошо описываются приведенными ранее кинетическими уравнениями. Волокнистые пленки образуют в основном нитчатые бактерии, которые растут в виде нитей, прикрепленных к загрузке фильтра. Обычно это *Chlamydo bacteriales Sphaerotilus Natans* (микроорганизмы этой группы обитают в сильно загрязненных стоках, и другое их название — грибы сточных

вод). В предельном виде такая пленка образует корку, свободные нити которой кольщутся под действием тока жидкости. Это придает движению жидкости вокруг нитей турбулентный характер, что приводит к ускорению диффузии субстрата в биопленку по сравнению с молекулярной диффузией. В таких пленках удаление субстрата идет в соответствии с реакцией нулевого порядка при концентрациях веществ ниже рассчитанных по приведенным выше кинетическим уравнениям для биопленок.

Плотность клеток в биопленке оказывает решающее влияние на скорость процесса. Интерес представляет масса бактерий, осуществляющих желаемый процесс. Ее трудно определить экспериментально, но можно рассчитать как часть общей массы так же, как это было сделано для реактора с активным илом. Общая масса биопленки может изменяться в широких пределах: от 10 до 100 кг БВБ/м<sup>3</sup>, однако обычно она соответствует диапазону 40–60 кг БВБ/м<sup>3</sup>.

### *Удаление биомассы из биопленки*

Удаление органического вещества из стока сопровождается постоянным ростом бактерий и, следовательно, увеличением толщины биопленки. Если последний процесс не сбалансирован соответствующим сбросом биомассы, то это неминуемо приведет к кольматации фильтра. Ниже описаны важные условия, приводящие к сбросу биомассы и тем самым к (намеренному или самопроизвольному) регулированию толщины биопленки.

На поверхности биопленки постоянно происходит гидравлическая эрозия, приводящая к постоянному сбросу биомассы с внешней стороны биопленки. В реакторах с псевдооживленным слоем в результате перемешивания создаются сильные турбулентные потоки, и в экстремальной ситуации проходящий сквозь фильтр возвращаемый в раствор поток может вызвать полный сброс биомассы с подложки. Гидравлическая нагрузка на капельных фильтрах и скорость вращения дисков эмпирически подбирались так, чтобы они вызывали частичный сброс биомассы, но чтобы поток воды сам по себе не мог приводить к полному сбросу биомассы. Ослабление биопленки, обусловленное теми или иными факторами, способствует дальнейшему сбросу биомассы под действием гидравлических сил.

Распад голодающих бактерий в нижнем слое биопленки может приводить к ослаблению адгезии. Биопленки на практике обычно

достигают такой толщины, что становятся лишь частично проницаемыми для субстрата. В нижних слоях аэробных фильтров (в которых скорость процесса контролируется кислородом) создаются анаэробные условия, что приводит к распаду в них бактерий и нарушению адгезии. Существенно ослабленная в результате этого биопленка полностью сбрасывается на небольших участках под действием гидравлической эрозии.

Перенасыщение и образование пузырей в нижних слоях биопленки может нарушать адгезию, что и наблюдается, например, при образовании метана в анаэробных условиях и при образовании чистого азота в результате денитрификации.

В двух последних случаях пленка сбрасывается полностью, загрузка фильтра оголяется и на ней вновь начинается рост. Таким образом, сброс биомассы и ее рост происходят постоянно, поэтому на практике биопленка никогда не имеет строго определенной толщины по всей протяженности фильтра.

Одной из специфических особенностей является заселение слоя биомассы высшими организмами. О таком заселении известно совсем немного, но, тем не менее, оно играет немаловажную роль: с ним, в частности, связаны сезонные колебания биомассы в капельных фильтрах и внезапные изменения биопленки, например, в нитрифицирующих реакторах [17]. Наибольшее содержание биомассы в обычном капельном биофильтре наблюдается ранней весной, что, соответственно, повышает вероятность кольматации фильтра.

## 5.11. Удаление взвешенных органических веществ

Как уже говорилось ранее, в настоящее время мы не располагаем сколько-нибудь надежной теорией, которая позволяла бы описать процесс удаления органического вещества, не способного диффундировать в биопленку. Пока такая теория не разработана, мы вынуждены полагаться на эмпирические нормы загрузки на реактор, но сейчас активно идет процесс накопления новых знаний в этой области.

Субстраты, с которыми приходится иметь дело при очистке сточных вод, подразделяют на способные и не способные диффундировать в биопленку.

Способность субстрата диффундировать означает, что он под действием молекулярной диффузии может попадать внутрь био-



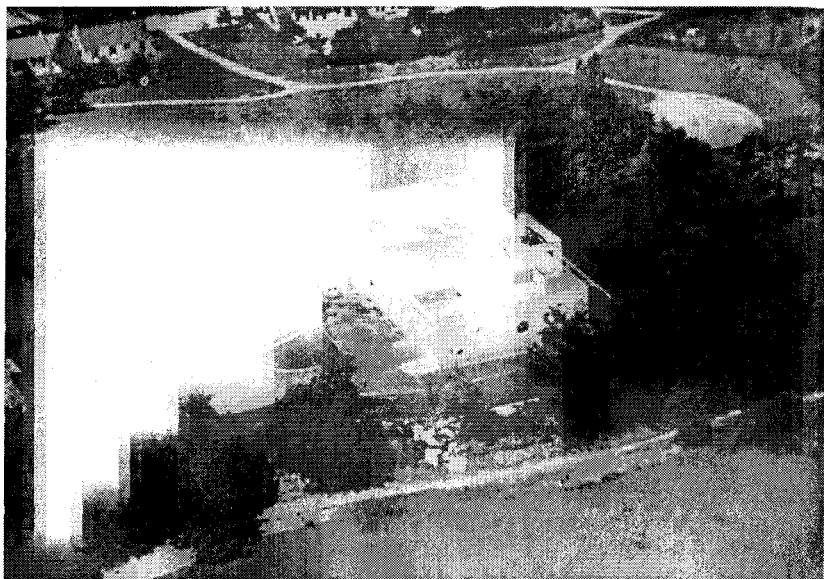


Рис. 5.22. В реальной жизни биофильтры должны быть способны удалять взвешенные органические вещества. На фотографии — очистная станция с биофильтром Biocarbon в Мейзио (Франция).

пленки. Четко сформулированного и аналитически определяемого разграничения между этими двумя группами субстратов не существует, однако истинно растворимые вещества типа кислорода, уксусной кислоты, метанола и глюкозы, конечно, относятся к категории веществ, способных диффундировать. В то же время взвешенные вещества, отделяемые фильтрацией через фильтр с размером пор 1–1,6 мкм, определенно относятся к группе веществ, не способных диффундировать. Отсюда и следует заблуждение, в результате которого все вещества, проходящие через такой фильтр, традиционно называют «растворимыми» (гл. 1 и 2).

Основная часть органических веществ коммунальных стоков проходит через фильтр с порами 1–1,6 мкм, но, тем не менее, эти вещества не являются истинно растворимыми.

Соединения с молекулярным весом менее  $10^3$  могут проникать внутрь бактерии через клеточную мембрану. Такой предел для молекулярного веса веществ, способных диффундировать в биопленку, не известен. От 40 до 80% ХПК в городских стоках принадлежит частицам размером более 0,1 мкм [18]. Очень незначи-

тельное количество веществ обнаружено во фракции 0,01–0,1 мкм. Однако значительную фракцию, отвечающую интервалу 0,1–1 мкм, относят не к взвешенным, а к «растворенным» компонентам, которые, тем не менее, безусловно не способны диффундировать в биопленку.

Условием удаления недиффундирующих веществ является их внеклеточное разложение до веществ, способных далее диффундировать внутрь биопленки, где они будут претерпевать минерализацию при окислении кислородом. Внеклеточное разложение называют общим термином «гидролиз» (см. гл. 3, разд. 3.2.2).

Существует две теории гидролиза в реакторах с биопленками.

**Адсорбция частиц.** В соответствии с этой теорией частицы адсорбируются на поверхности биопленки в результате их диффузии из толщи воды к поверхности, осаждения и захвата шероховатой или ворсистой поверхностью биопленки [20]. Такой подход позволяет дать лишь качественное описание адсорбции, но ни методами проверки его обоснованности, ни каким-либо кинетическим описанием процесса мы не располагаем.

**Внешний гидролиз.** Внеклеточные ферменты бактерий диффундируют из биопленки в толщу воды, где и происходит гидролиз. Продукты гидролиза затем диффундируют в биопленку и там разлагаются. Этот механизм был экспериментально продемонстрирован на примере крахмала, не способного диффундировать внутрь биопленки. Кинетические уравнения, описывающие этот механизм, в упрощенном виде рассматриваются ниже.

**Уравнение баланса для недиффундирующего вещества** (например, крахмала) в реакторе идеального перемешивания:

$$QX_{R,1} = \gamma_{V,XR} V_2 + QX_{R,3}, \quad (5.63)$$

где  $X_R$  — недиффундирующее вещество,  $\gamma_{V,XR}$  — объемная скорость гидролиза. Считаем, что процесс гидролиза описывается реакцией первого порядка по отношению и к  $X_S$  и к  $S_E$  (концентрация ферментов в толще воды).

$$\gamma_{V,XR} = k_E S_{E,2} X_{R,2}, \quad (5.64)$$

где  $k_E$  — это константа гидролиза.

Ферменты образуются в биопленке с удельной скоростью на единицу площади поверхности  $\gamma_{A,E}$ . Предполагается, что они не попадают в реактор в сколько-нибудь заметном количестве вместе с подаваемым стоком и не выводятся из реактора после завершения

процесса очистки. Это приводит к следующему уравнению баланса для ферментов:

$$Q_1 S_{E,2} = r_{A,E} A_2^* \quad (5.65)$$

В реакторе идеального перемешивания  $X_{R,2} = X_{R,3}$  и  $S_{E,2} = S_{E,3}$ .

$$Q_1 X_{R,1} = k_E r_{A,E} X_{R,3} A_2^* \frac{V_2}{Q_1} + Q_1 X_{R,3} \quad (5.66)$$

$$D_H = \frac{X_{R,1} - X_{R,3}}{X_{R,1}} = \frac{1}{1 + \frac{Q_1^2}{k_E r_{A,E} A_2^* V_2}}, \quad (5.67)$$

где  $D_H$  — степень гидролиза, показывающая, какая часть недиффундирующего вещества под действием гидролиза перешла в диффундирующую форму.

Следует отметить, что время удерживания  $V_2/Q_1$  и гидравлическая нагрузка биопленки  $Q_1/A_2^*$  не могут в данном случае использоваться раздельно для описания нагрузки. Для этого вводится обобщенный параметр нагрузки  $Q_1^2/(A_2^* V_2)$ . На рис. 5.23 показана зависимость степени гидролиза от этого параметра.

Теперь можно записать уравнение баланса диффундирующего вещества  $S_D$ :

$$Q_1 S_{D,1} + Q_1 X_{R,1} D_H = k_{\frac{1}{2}A,D} A_2^* S_{D,2}^{1/2} + Q_1 S_{D,3} \quad (5.68)$$

Кроме нагрузки по диффундирующему веществу, поступающему в реактор с обрабатываемым стоком, при гидролизе вещества в реакторе образуется дополнительная нагрузка. Принимается, что биопленка имеет достаточно большую толщину и что диффундирующее вещество удаляется в результате реакции, порядок которой  $1/2$ .

Кинетические уравнения, приведенные в разд. 5.5 для реакций на биофильтре, можно непосредственно применить и в этом случае, если записать концентрацию вещества на входе в систему как

$$S_1 = S_{D,1} + X_{R,1} \cdot D_H \quad (5.69)$$

$$S_{D,3}^{1/2} = -\frac{k_{\frac{1}{2}A,D} \cdot A_2^*}{2Q_1} + \sqrt{\left(\frac{k_{\frac{1}{2}A,D} A_2^*}{2Q_1}\right)^2 + (S_{D,1} + X_{R,1} \cdot D_H)} \quad (5.70)$$

$$E = \frac{C_{T,1} - C_{T,3}}{C_{T,1}} = \frac{(S_{D,1} + X_{R,1}) - (S_{D,3} + X_{R,3})}{(S_{D,1} + X_{R,1})} \quad (5.71)$$

поскольку  $C_T = S_D + X_R$ .

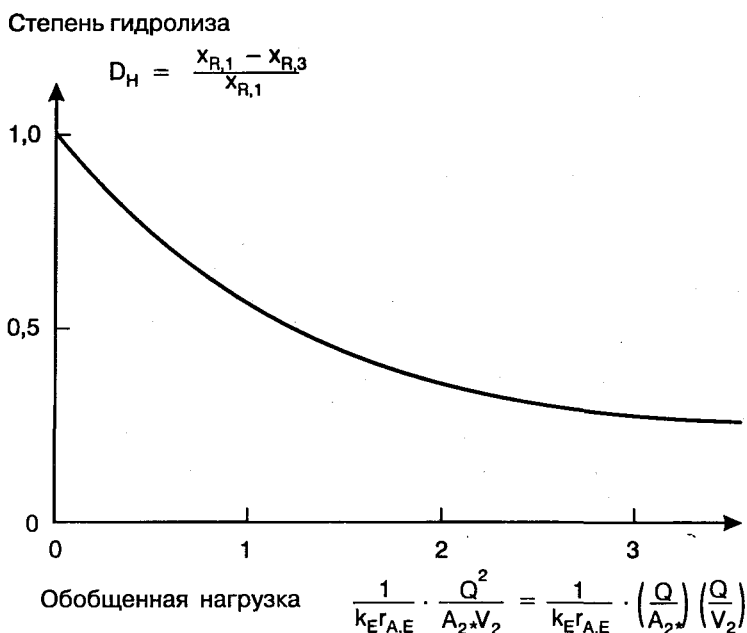


Рис. 5.23. Степень гидролиза как функция скорости потока воды, площади поверхности биопленки и объема воды [21].

Полученные результаты показаны на рис. 5.24 для степени гидролиза 1,0.

В реакторе с биопленкой удаление веществ определяется только доступной площадью поверхности биопленки и не зависит от объема реактора. При гидролизе объем рассматривается как переменный параметр, поскольку ферменты вымываются из реактора. Если объем сокращается, то соответственно уменьшаются степень гидролиза,  $S_{D,3}$  и скорость удаления вещества в расчете на единицу площади поверхности.

Этот эффект усиливается в связи с тем, что образование ферментов зависит от скорости удаления вещества в биопленке:

$$\Gamma_{A,E} \propto \beta L.$$

С уменьшением объема степень гидролиза падает еще сильнее из-за уменьшения величины  $\Gamma_{A,E}$ .

**Пример 5.9.** Очистная станция обрабатывает стоки завода, производящего картофельную муку. Предполагается, что стоки содержат только крахмал. Условия проведения обработки следующие:

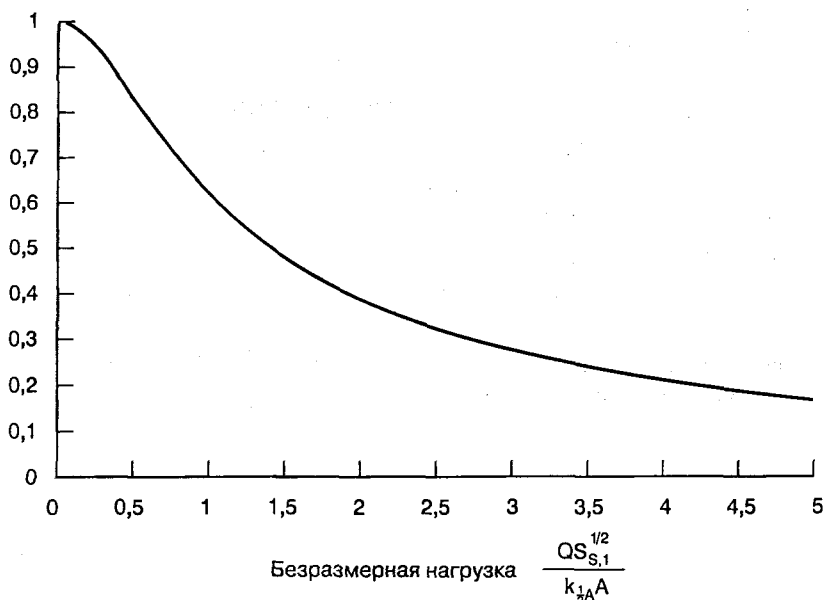
Поток воды	$Q = 500 \text{ м}^3/\text{сут}$ ,
Концентрация крахмала	$C_1 = 100 \text{ г ХПК}/\text{м}^3$ ,
Площадь биопленки	$A_2^* = 500 \text{ м}^2$ ,
Объем реактора	$V_2 = 5 \text{ м}^3$ ,
Концентрация кислорода	$C_{O_2,2} = 1 \text{ г}/\text{м}^3$ .

В качестве предварительного допущения принимаем, что скорость процесса определяется концентрацией кислорода:

Внутреннее потребление кислорода	$k_{O_2,2} = 200 \text{ кг } O_2/(\text{м}^3 \cdot \text{сут})$ ,
Коэффициент диффузии кислорода	$D_{O_2} = 1,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут}$ ,
Стехиометрический коэффициент	$\nu_{O_2, \text{ХПК}} = 2,4 \text{ г ХПК}/\text{г } O_2$ .

$$\beta L = \left( \frac{2D_{O_2} C_{O_2,2}}{k_{O_2,2}} \right)^{1/2} = \left( \frac{2 \cdot 1,7 \cdot 10^{-4} \cdot 1}{200 \cdot 1000} \right)^{1/2} = 41 \text{ мкм}.$$

Эффективность обработки



**Рис. 5.24.** Эффективность обработки как функция нагрузки в реакции с порядком 1/2 и со степенью гидролиза 1,0 [20].

Крахмал гидролизуеться до глюкозы. Скорость удаления глюкозы:

$$\begin{aligned} r_{A,ГЛ} &= \beta \cdot L \cdot k_{0Vf, O_2} \cdot \nu_{O_2, ХПК} = 41 \cdot 10^{-6} \cdot 200\,000 \cdot 2,4 = \\ &= 20 \text{ г ХПК}/(\text{м}^2 \cdot \text{сут}) \end{aligned}$$

Если весь крахмал гидролизован, т. е.  $D_H = 1,0$ , то уравнение баланса для глюкозы выглядит следующим образом:

$$\begin{aligned} Q_1 C_1 D_H &= r_A A_2^* + Q_1 S_3 \\ S_3 &= C_1 D_H - r_A (A_2^* / Q_1) = 100 \cdot 1,0 - 20(500/500) = 100 - 20 = \\ &= 80 \text{ г}/\text{м}^3. \end{aligned}$$

Это высокая концентрация глюкозы, поэтому скорость процесса определяется концентрацией кислорода.

Эмпирические константы объемной скорости образования ферментов в био пленке и гидролиза:

$$\text{Образование фермента } r_{V,E} = 300 \cdot 10^6 \text{ IU}/(\text{м}^3 \text{ био пленки} \cdot \text{сут})$$

$$\text{Гидролиз } k_E = 0,05 \text{ м}^3/(\text{IU} \cdot \text{сут}),$$

где IU (international units) — международные единицы для ферментов.

$$r_{A,E} = \beta \cdot L \cdot r_{V,E} = 41 \cdot 10^{-6} \cdot 300 \cdot 10^6 = 12\,300 \text{ IU}/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$$

$$k_E \cdot r_{A,E} = 0,05 \cdot 12\,300 = 615 \text{ м}/\text{сут}^2$$

(Эти величины мало что говорят инженерам.)

Путем подстановки в выражение, определяющее степень гидролиза (5.67), получаем:

$$D_H = \frac{1}{1 + \frac{1}{k_E r_{A,E}} \frac{Q_1^2}{A_2^* V_2}} = \frac{1}{1 + \frac{1}{615} \cdot 100} = 0,86,$$

где «обобщенная нагрузка»  $Q_1^2/(A_2^* \cdot V_2) = 500^2/500 \cdot 5 = 100 \text{ м}/\text{сут}^2$ .

Концентрация крахмала в подаваемом стоке:

$$X_{R,3} = C_1(1 - D_H) = 100 \cdot 0,14 = 14 \text{ г}/\text{м}^3.$$

Концентрация глюкозы в обработанном стоке:

$$S_3 = 100 \cdot 0,86 - 20 \cdot \frac{500}{500} = 86 - 20 = 66 \text{ г}/\text{м}^3.$$

Если бы фильтр был более эффективным, например, если бы это был фильтр с псевдооживленным слоем с тонкодисперсными частицами в качестве носителя и удельная площадь поверхности

реактора была бы больше ( $1000 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ), то общий объем реактора снизился бы до  $0,5 \text{ м}^3$ .

$$\frac{Q_1^2}{A_2 \cdot V_2} = \frac{500^2}{500 \cdot 0,5} = 1000 \text{ м/сут}^2$$

$$\frac{1}{1 + \frac{1000}{615}} = 0,38$$

$$X_{R,3} = 100 \cdot 0,62 = 62 \text{ г/м}^3$$

$$S_3 = 100 \cdot 0,38 - 20 \frac{500}{500} = 38 - 20 = 18 \text{ г/м}^3.$$

В данном случае лимитирующей стадией процесса является гидролиз.

## 5.12. Детальное моделирование

До сих пор описывая происходящие в биопленке процессы, мы пользовались такими упрощенными приближениями, что могли решать все уравнения в аналитическом виде, просто пренебрегая отношениями между многими параметрами. Такой подход имеет определенные преимущества: он облегчает понимание и позволяет получить общее представление о проблеме. Но чем сложнее процесс, тем сложнее найти приемлемые упрощения и аналитические решения. Рассматривая сложный процесс, можно воспользоваться детальным детерминистским моделированием, открывающим двери еще не вполне привычному миру усложненных дифференциальных уравнений, усложненных функциональных выражений и таких решений, которые трудно понять и которые получить можно лишь компьютерными расчетами. Однако необходимость в приближении к реальной ситуации, а следовательно, и необходимость в таких моделях для научных исследований, а в ближайшем будущем и для проектирования несомненна.

Последующее изложение в основном соответствует материалу, приведенному в работе [22]. На рис. 5.25 показан фрагмент биопленки и введены соответствующие обозначения. Биопленка представлена несколькими фазами — это вода, твердое вещество и, возможно, воздух. Под концентрацией вещества  $C_{ki}$  понимают количество вещества в единичном объеме соответствующей фазы. Объемная фракция твердого вещества  $\epsilon_k$  — это объем твердого вещества  $k$ , находящегося в единичном объеме биопленки во всех фазах:

$$\sum_k \epsilon_k = 1 \quad (5.72)$$

Это соответственно означает, что концентрация, распределенная по всему единичному объему, равна  $C_{\text{н}} = \varepsilon_k C_{ki}$ , где  $C_{\text{н}}$  — определение модельной концентрации, которым мы пользовались до сих пор. Такое разграничение необходимо, если в системе сосуществуют несколько фаз, например, несколько твердых фаз и различные типы бактерий.

Дифференциальное уравнение для единичного объема биопленки можно записать как:

$$\frac{\partial \varepsilon_k C_{ki}}{\partial t} = \varepsilon_k \frac{\partial C_{ki}}{\partial t} + C_{ki} \cdot \frac{\partial \varepsilon_k}{\partial t} = -\frac{\partial j_{ki}}{\partial x} + r_{V,ki}, \quad (5.73)$$

где  $j_{ki}$  — поток вещества  $i$  в фазе  $k$ ,  $r_{V,ki}$  — скорость удаления вещества  $i$  в фазе  $k$  в единице объема,  $\varepsilon_k$  — объемная фракция фазы  $k$ ,  $C_{ki}$  — концентрация вещества  $i$  в фазе  $k$ .

Первый член в данном уравнении (слева от первого знака равенства) — это частная производная средней концентрации по времени, которая складывается из производной концентрации и производной объемной фракции фазы. Первый член справа от второго знака равенства — это частная производная потока вещества через единичную поверхность, последний член уравнения выражает скорость удаления вещества в биопленке.

$$\begin{aligned} \frac{\partial \varepsilon_k C_{ki}}{\partial t} &= -\frac{\partial j_{ki}}{\partial x} + r_{V,ki} = 0 \\ j_{ki} &= D_i \frac{\partial \varepsilon_k C_{ki}}{\partial x}, \end{aligned} \quad (5.74)$$

что приводит к хорошо известному уравнению

$$D_i \frac{\partial^2 \varepsilon_k C_{ki}}{\partial x^2} = D_i \frac{\partial^2 C_{\text{н}}}{\partial x^2} = r_{V,ki}, \quad (5.75)$$

соответствующему уравнению, выведенному в разд. 5.1. Таким образом, хорошо известные уравнения обобщены для фазы и компонента, а также для пространства и времени.

Процесс описывается известной матрицей параметров (см., например, табл. 11.1).

В принципе, все что нам осталось сделать — это определить граничные условия:

$$u_1 (\varepsilon_{k1} C_{ki1} - \varepsilon_{k2} C_{ki2}) = j_{ki1} - j_{ki2} + r_{Aki}, \quad (5.76)$$

где  $u_1$  — скорость, с которой движется поверхность раздела (например, в результате роста бактерий), индекс 1 отвечает параметрам соответствующим одной стороне поверхности, индекс 2 — параметрам, соответствующим другой ее стороне.



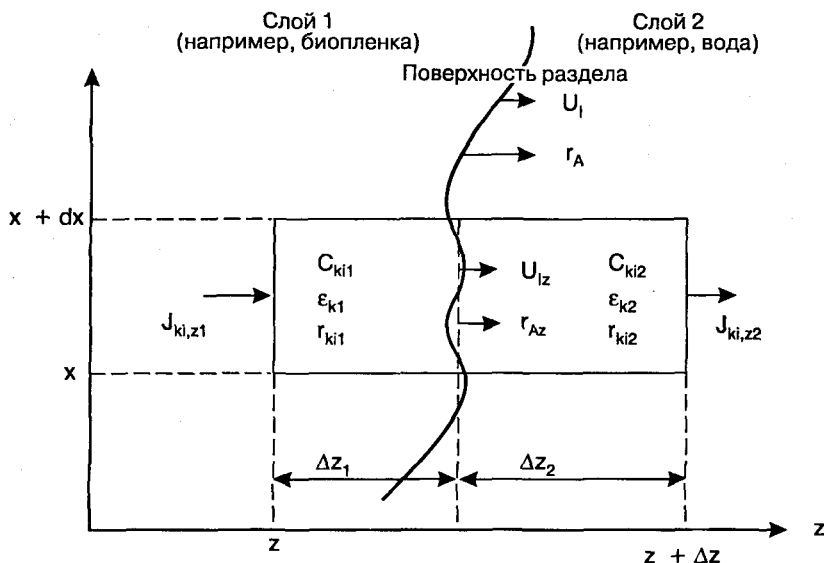


Рис. 5.25. Расчет массового баланса на участке границы водной фазы и био пленки [22].

Первый член в правой части уравнения описывает транспорт вещества при движении поверхности раздела, второй член — поток к поверхности и от нее, третий член — скорость реакции на поверхности (например, адсорбция частиц (знак плюс) или эрозия поверхности (знак минус)). Рассмотрим граничные условия на следующем простом примере.

Задняя стенка:  $u_1 = 0$ ,  $j_{ki1} = 0$ ,  $r_{A,ki} = 0$ , что приводит к

$$j_{ki2} = 0; \quad D_i \frac{\partial \epsilon_k C_{ki}}{\partial x} = 0 \quad (5.77)$$

Профиль концентрации, как описывалось ранее, имеет горизонтальную касательную.

Стационарная поверхность в отсутствие реакции:

$$u_1 = 0, \quad r_{A,ki} = 0 \\ j_{ki1} = j_{ki2}$$

Диффузия вещества в пленке с обеих сторон должна быть одинаковой, поскольку в принятых приближениях накопления вещества в био пленке не происходит.

Если известны кинетические закономерности процессов, с помощью этих уравнений можно описать изменение параметров во времени и пространстве, различный состав фазы (например, типы бактерий) и конкретные граничные условия. Однако решать эти дифференциальные уравнения для конкретных практических условий непросто. Сегодня в этих целях используются компьютерные программы, специально разработанные для решения таких уравнений применительно к биопленкам [23]. Применение подобных программ для анализа, определения функциональных характеристик и проектирования, несомненно, будет расширяться.

В следующей главе будет рассмотрен пример использования подобной программы.

## Литература

1. *Harremoës P.*, The Significance of Pore Diffusion to Filter Denitrification: *WPCF*, **48**, 377-388 (1976).
2. *Harremoës P., Riemer M.*, Pilot-Scale Experiments on Down-Flow Filter Denitrification. *Prog. Water Technol.*, **8**, (4/5), 557-576 (1977).
3. *Harremoës P., Riemer M.*, Report on Pilot Studies of Denitrification in Down-flow Filters. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark (1975).
4. *Harremoës P.*, Biofilm kinetics. Chapter 4 in: Mitchell, R. (ed.): *Water Pollution Microbiology*, **2**, pp. 71-109. John Wiley & Sons, New York, N.Y. (1978).
5. *Perry J.*, *Chemical Engineers Handbook*, McGraw-Hill, New York, N.Y. (1963).
6. *Siegrist H., Gujer W.*, Mass transfer Mechanisms in a Heterotrophic Biofilm. *Water Res.*, **19**, 1369-1378 (1985).
7. *Jansen J. la Cour, Kristensen G.H.*, Fixed Film Kinetics — denitrification in fixed films. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby. (Report 80-59) (1980).
8. *Onuma M., Omura, T.*, Mass-transfer Characteristics with Microbial Systems. *Water Sci. Technol.*, **14** (6/7), 553-568 (1982).
9. *Steels I. H.*, Design Basis for the Rotating Disc Proces. *Effluent Water Treatment J.*, **14**, 431-445 (1974).
10. *Murphy K. L., Wilson R. W.*, Pilot Plant Studies of Rotating Biological Contactors Treating Municipal Wastewater, Prepared for the Central Mortgage and Housing Corporation. International Environmental Consultants Ltd., Toronto, Ontario (1978).
11. Autotrol Corporation. *Wastewater Treatment Systems. Manufacturers Design Manual*, Autotrol Corp., Section C. South Lake Tahoe, NV, USA (1976).

12. Envirodisc Corporation. Rotating Disc Wastewater Treatment. Manufacturers Design Manual. USA (1977).
13. Ahlberg R. N., Kwong T. S., Process Evaluation of a Rotating Biological Contactor for Municipal Wastewater Treatment. Ontario Ministry of Environment, Wastewater Treatment Section, Pollution Control Planning Branch, Ottawa, Ontario. (Research paper no. W2041) (1974).
14. Abwassertechnische Vereinigung. Biologische und weitergehende Abwasserreinigung (Biological and advanced wastewater treatment). 4<sup>th</sup> ed. Ernst & Sohn, Berlin (1997).
15. Harremoës P., Henze M., Arvin E., Dahi E., Teoretisk vandhygiejne. (Water Chemistry) 4<sup>th</sup> ed. Polyteknisk Forlag, Lyngby, Denmark (1994).
16. Gønenç E., Nitrification on Rotating Biological Contactors. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark (1982).
17. Iwai S., Oshino Y., Tsukada T., Design and Operation of Small Wastewater Treatment Plants by the Microbial Film Process. *Water Sci. Technol.*, **22**, (3/4), 139–144 (1990).
18. Levine A. D., Tchobanoglous G., Asano, T., Characterization of the Size Distribution of Contaminants in Wastewater Treatment and Reuse Implications. *J. WPCF*, **57**, 805–816 (1985).
19. Jansen J. la Cour, Fixed Film Kinetics — kinetics of soluble substrates. Ph. D. Thesis. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby. (Report 81–35) (1982).
20. Bouwer E. J., Theoretical Investigation of Particle Deposition in Biofilm Systems. *Water Res.*, **21**, 1489–1498 (1987).
21. Larsen T. A., Degradation of Colloidal Organic Matter in Biofilm Reactors. Ph. D. Thesis. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark (1991).
22. Characklis W. G. et al, Modelling of Biofilm Systems. IAWPRC Task Group on Modelling of Biofilm Systems, Institute of Process Analysis, Montana State University, Bozeman, MT (1989).
23. Reichert P., Ruchti J., Wanner O., Biosim Interactive Program for the Simulation of Dynamics of Mixed Culture Biofilm systems. Swiss Fed. Inst. Wat. Resources and Wat. Poll. Control., Duebendorf, Switzerland (1980).
24. Watanabe Y., Ishiguro M., Denitrification Kinetics in a Submerged Rotating Biological Disk Unit. *Prog. Water Technol.*, **10**, (5), 187–195 (1978).
25. Ekama G. A. et al., Secondary settling tanks: Theory, Modelling, Design and Operation. IAWQ London. (IAWQ Scientific and Technical Report No.6) (1997).

**Дополнительная литература**  
**(публикации, в которых содержится общая информация**  
**о биопленках)**

- Bernard J. (ed)*, Technical Advances in Biofilm Reactors, *Water Sci. Technol.*, 22, No. 1/2 (1990).
- Characklis W. G., Marshall K. A.*, Biofilms. John Wiley & Sons, New York, N.Y. (1990), 800 pp.
- Characklis W. G., Wilderer P. A.*, Structure and Function of Biofilms. Report of the Dahlem Workshop, Berlin 1988. John Wiley & Sons, New York, N.Y. (Life Sciences Research Report 46). 387 pp.
- Harremoës P., Arvin E. (eds.)*, Biofilm Kinetics and Fixed Film Reactors. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark (1990).
- Marshall K. C. (ed)*, Microbial Adhesion and Aggregation, Report of the Dahlem Workshop, Berlin 1984, Springer, Berlin. (Life sciences research report 31) 433 pp.



На фотографии показаны вторичные отстойники в г. Тяньцзинь, КНР. В данной книге вторичные отстойники не рассматриваются. Блестящий обзор по этой теме сделан в работе [25].

## Глава 6

# Системы очистки с нитрификацией

*Йес Ля-Кур-Янсен, Поль Армоэс, Могенс Хенце*  
(*Jes la Cour Jansen, Poul Harremoës, Mogens Henze*)

Обычно в городских сточных водах содержится 20–50 мг/л соединений азота, в основном в виде аммиака или производных аммония ( $\text{NH}_4^+$  и  $\text{NH}_3$ ), и таких органических веществ, которые в процессе обработки легко превращаются в аммоний. Перед сбросом обработанных стоков из них стремятся удалить все эти вещества, поскольку их присутствие нежелательно по трем следующим причинам.

Биологическое окисление аммония (нитрификация) требует значительного количества кислорода. В обычных городских стоках содержится всего 40% необходимого для этой цели кислорода. Следовательно, биологическая очистка стока без проведения нитрификации во многих случаях приведет к исчерпанию запасов кислорода в водоемах.

Аммиак является сильным ядом для рыбы. К счастью, содержание его в воде мало, так как при нейтральных значениях рН равновесие в реакции  $\text{NH}_4^+ \rightleftharpoons \text{NH}_3 + \text{H}^+$  сдвинуто влево. Только при рН выше 8,5 аммиак начинает доминировать среди азотсодержащих соединений. В проточной воде (реках, ручьях) значение рН меняется довольно заметно. В Дании содержание аммиака в реках, в которых разрешается ловля рыбы, не должно превышать 0,025 мг/л. Столь жесткое требование к содержанию аммиака означает, что в большинстве случаев аммонийные соединения необходимо окислить до сброса воды.

Наряду с фосфором, азот является наиболее важным элементом питания растений, обеспечивающим их рост. Нитрификация сама по себе не означает, что содержание питательных веществ в воде изменится, так как растения потребляют азот в виде нитрата или аммиака. Однако нитрификация обязательна, если азот должен быть удален из сточной воды путем денитрификации. Объясняется

это тем, что биологическая денитрификация, в процессе которой нитрат превращается в свободный азот, требует, чтобы аммонийные соединения были предварительно окислены до нитрата, который далее восстанавливается до газообразного азота. В гл. 7 более подробно обсуждается связь между нитрификацией и денитрификацией в процессе очистки воды.

Из всего сказанного выше следует, что, если сточную воду предполагается сбрасывать в ручьи, озера или реки, то наряду с удалением органического вещества из стоков необходимо проводить нитрификацию.

## 6.1. Массовый баланс при нитрификации

При биологической очистке сточной воды нитрификация протекает либо параллельно с превращением органических веществ, либо как отдельный процесс. В обоих случаях окисление аммония в нитрат происходит под воздействием одних и те же микроорганизмов. Следовательно, эти два процесса имеют много общего.

### 6.1.1. Обособленные системы нитрификации

Очистное сооружение, предназначенное для нитрификации, может представлять собой реактор с активным илом или биофильтр (капельный фильтр, аэрируемый фильтр, реактор с вращающимися дисками и др.). На рис. 6.1 показаны схемы этих двух типов реакторов.

Уравнение массового баланса в реакторе нитрификации можно составить в том случае, если известна кинетика процесса, положенного в основу соответствующей модели, которую можно построить на основе матрицы параметров, как это показано в табл. 6.1. Заметьте, что коэффициент прироста биомассы в процессе нитрификации в целом  $Y_{\text{макс,А}}$  выражается через количество выделяющегося нитратного азота, а не через количество потребленного аммонийного азота. Количество выделяющегося азота можно измерять, например, в кг ХПК(Б)/кг  $\text{NO}_3^- - \text{N}$ . Содержание азота в биомассе выражается параметром  $f_{\text{ХВ, N}}$ , кг N/кг ХПК(Б). При описании изменения щелочности среды в табл. 6.1 ассимиляция азота в нитрифицирующих бактериях не учитывалась. Множитель  $1/7$  перед стехиометрическим коэффициентом означает, что для превращения 1 моль азота (14 г) затрачивается 2 экв щелочности, т. е.  $2/14$  или  $1/7$  экв/г N. Нитрификация вносит вклад в образование ХПК за счет роста биомассы при окислении аммония в нитрат

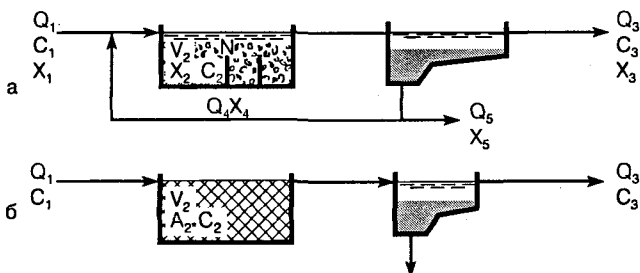


Рис. 6.1. Схематическое изображение реакторов нитрификации (N — аммоний и его производные).

а — реактор с активным илом; б — биофильтр.

(вот почему среди параметров модели отсутствует массовый баланс ХПК).

Уравнение массового баланса ХПК для нитрифицирующего ила  $X_{В,А}$  можно представить следующим образом (обозначения указаны на рис. 6.1):

$$Q_1 X_{В,А,1} + r_{V,ХВ} V_2 - b_A X_{В,А,2} V_2 = Q_3 X_{В,А,3} + Q_5 X_{В,А,5}, \quad (6.1)$$

где  $b_A$  — константа распада нитрифицирующих бактерий.

Из табл. 6.1 следует, что

$$r_{V,ХВ} = \mu_{\max,А} \frac{S_{NH_4}}{S_{NH_4,А} + K_{S,NH_4,А}} \frac{S_{O_2}}{K_{S,O_2,А} + S_{O_2}} X_{В,А} = \mu_{\text{набл},А} X_{В,А}$$

### Системы с активным илом

Уравнение массового баланса (6.1) можно упростить, приняв следующие приближения:

$X_{В,А,1} = 0$  (очень немногие нитрифицирующие бактерии в сточных водах могут достигать концентрации  $0,1-1 \text{ г/м}^3$ ).

Кроме того, можно воспользоваться следующим соотношением:

$$Q_3 X_{В,А,3} \ll Q_5 X_{В,А,5}$$

(основная часть нитрифицирующих бактерий, удаляемых из реактора, изымается совместно с избыточным илом)

$$\mu_{\text{набл},А} - b_A = \mu_{\text{набл},А,\text{расп}}$$

Следовательно, в упрощенном виде уравнение баланса имеет следующий вид:

$$\mu_{\text{набл},А,\text{расп}} X_{В,А,2} V_2 = Q_5 X_{В,А,5} \quad (6.2)$$

Таблица 6.1. Параметры модели для реактора нитрификации.

Процесс	Компонент						Скорость реакции $\Gamma_V, \dots$
	$S_{NH_4}$	$S_{NO_3}$	$SO_2$	$X_{B,A}$	$X_{S,N}$	Шелл	
Аэробный рост нитрифицирующих бактерий	$-\frac{1}{Y_{\max,A}} - f_{XB,N}$	$\frac{1}{Y_{\max,A}}$	$\frac{4,57 - Y_{\max,A}}{Y_{\max,A}}$	1	$f_{XB,N}$	$-\frac{1}{7Y_{\max,A}} - \frac{f_{XB,N}}{14}$	$\frac{S_{NH_4}}{\mu_{\max,A} S_{NH_4} + K_S \cdot NH_4 \cdot A} \cdot \frac{SO_2}{K_{K,O_2,A} + SO_2} \cdot X_{B,A} \cdot b_A \cdot X_{B,A}$
Распад нитрифицирующих бактерий				-1	$-f_{XB,N}$		$b_A \cdot X_{B,A}$
Гидролиз органического вещества	1				-1		$k_{h,A} \cdot X_{ND}$
Размерность	кг N/м <sup>3</sup>		кг ХПК/м <sup>3</sup>		кг N/м <sup>3</sup>	экв/м <sup>3</sup>	
	Аммоний	Нитрат	Кислород	Нитрифицирующая биомасса	Взвешенный органический азот	Щелочность	





Рис. 6.2. Соотношение между температурой и необходимым возрастом аэробного ила для процесса нитрификации в системе с активным илом. Концентрация кислорода  $2 \text{ г/м}^3$ . При более высоких концентрациях растворенного кислорода кривая располагается ниже.

Введем параметр возраста ила (выражение (4.15)):

$$\theta_{X,A} = 1/\mu_{\text{набл},A,\text{расп}}$$

Зная скорость роста нитрифицирующих бактерий  $\mu_{\text{набл},A,\text{расп}}$ , можно из выражения (6.3) определить необходимый возраст ила  $\theta_{X,A}$ , а из выражения (6.2) — необходимый объем реактора нитрификации.

Параметром возраста ила очень легко оперировать, поскольку его легко рассчитать для конкретного реактора, если принять, что возраст всех компонентов ила одинаков. Следовательно, его можно рассчитать в любых произвольных единицах, например ВВ, БВВ, ХПК и т. д., в результате чего нет необходимости определять концентрацию нитрифицирующей биомассы  $X_{B,A}$  в реакторе. Возраст ила, который следует рассчитывать, — это возраст аэробного ила, поскольку при написании уравнения баланса (6.1) предполагалось, что удаление субстрата, рост и распад происходят только в аэротенке (с объемом  $V_2$ ). На рис. 6.2 показан возраст аэробного ила, необходимый для поддержания нитрификации при нормальных операционных условиях в системе с активным илом.

Выражение (6.3) можно использовать для определения концентрации аммония в аэротенке  $S_{\text{NH}_4,2}$ , если известен возраст ила:

$$\mu_{\text{набл},A,\text{расп}} = 1/\theta_{X,A}$$

$$\mu_{\text{макс},A} \frac{S_{\text{NH}_4,2}}{S_{\text{NH}_4,2} + K_{S,\text{NH}_4,A}} \frac{S_{\text{O}_2,2}}{K_{S,\text{O}_2,A} + S_{\text{O}_2,2}} - b_A = \frac{1}{\theta_{X,A}}$$

Значения  $\mu_{\max, A}$ ,  $K_{S, NH_4}$  ( $= K_S$ ),  $K_{S, O_2, A}$  и  $b_A$  можно найти в табл. 3.10 (колонка для окислителей аммония или для суммарного процесса),  $\theta_{X, A}$  можно определить из рис. 6.2, после чего можно вычислить значение  $S_{NH_4, 2}$ .

**Пример 6.1.** Критическим моментом в работе нитрифицирующего реактора с активным илом является понижение температуры в зимнее время. Известно, что в реакторе идеального перемешивания возраст аэробного ила составляет 25 сут, а концентрация кислорода в реакторе равна  $1,6 \text{ г/м}^3$ .

Определите концентрацию аммония в обработанном стоке при  $8^\circ\text{C}$ .

Известно следующее:

$$\begin{aligned}\mu_{\max, A} &= 0,7 \text{ сут}^{-1} (20^\circ\text{C}), \\ \kappa &= 0,09 \text{ град}^{-1}, \\ K_{S, NH_4, A} &= 0,5 \text{ г N/м}^3, \\ K_{S, O_2, A} &= 0,8 \text{ г O}_2/\text{м}^3, \\ b_A &= 0,05 \text{ сут}^{-1}.\end{aligned}$$

Рассчитаем  $\mu_{\max, A}$  ( $8^\circ\text{C}$ ) по уравнению (3.16):

$$\begin{aligned}\mu_{\max, A}(8^\circ\text{C}) &= \mu_{\max, A}(20^\circ\text{C}) \exp(\kappa(T - 20)) = 0,7 \cdot \exp(0,09 \cdot (8 - 20)) = \\ &= 0,24 \text{ сут}^{-1}\end{aligned}$$

Подобным образом  $b_A$  ( $8^\circ\text{C}$ ) =  $0,02 \text{ сут}^{-1}$ .

Подставляя известные значения в выражение (6.4), получаем значение концентрации аммония  $S_{NH_4, 2}$  в аэротенке:

$$\begin{aligned}\mu_{\max, A} \frac{S_{NH_4, 2}}{S_{NH_4, 2} + K_{S, NH_4, A}} \frac{S_{O_2, 2}}{K_{S, O_2, A} + S_{O_2, 2}} - b_A &= \frac{1}{\theta_{X, A}} \\ 0,24 \frac{S_{NH_4, 2}}{S_{NH_4, 2} + 0,5} \frac{1,6}{0,8 + 1,6} - 0,02 &= \frac{1}{25}\end{aligned} \quad (6.4)$$

следовательно,

$$S_{NH_4, 2} \sim 0,3 \text{ г NH}_4^+ \text{-N/м}^3.$$

### Реакторы с биопленками

Процесс нитрификации заключается в удалении растворимых субстратов:  $\text{NH}_4^+$  и  $\text{O}_2$ . Следовательно, удовлетворяются условия функционирования биопленок, описанные в предыдущем разделе, и теория продемонстрировала свою практическую применимость.

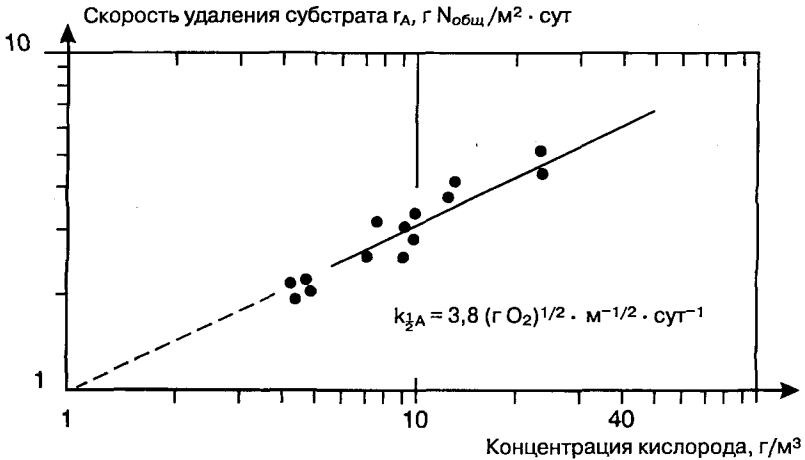


Рис. 6.3. Наблюдаемая скорость нитрификации в расчете на единицу площади поверхности биопленки как функция концентрации кислорода в толще воды [1].

На рис. 6.3 показана зависимость наблюдаемой скорости нитрификации в расчете на единицу площади поверхности от концентрации в толще воды.

Можно записать уравнение баланса азота в нитрифицирующем биофильтре (рис. 6.1, б) (см. выражение (5.3)):

$$Q_1 C_{N,1} - r_{A,NH_4} \cdot A_2^* = Q_3 C_{N,3} \quad (6.5)$$

Для отдельного нитрифицирующего биофильтра скорость нитрификации определяется концентрацией либо кислорода, либо аммония, поскольку на практике биопленка обычно является лишь частично проницаемой. Условия, при которых скорость реакции определяется концентрацией кислорода или аммония, можно рассчитать по уравнению (5.32).

На рис. 6.4 показаны условия проницаемости биопленки для  $NH_4^+$  и  $O_2$  в двух случаях (см. выражение (5.32)):

$$\frac{S_{NH_4}}{S_{O_2}} \geq \frac{D_{O_2}}{D_{NH_4}} \nu_{O_2, NH_4} = \frac{2,1 \cdot 10^{-4}}{1,7 \cdot 10^{-4}} \cdot \frac{1}{4,25} = \frac{0,3 \text{ г } NH_4^+ - N / м^3}{\text{г } O_2 / м^3}$$

При  $S_{NH_4} > 0,3 S_{O_2}$  лимитирующим параметром является концентрация кислорода и скорость реакции определяется как

$$r_{A, NH_4} = (k_{\frac{1}{2}A, O_2} / \nu_{NH_4, O_2}) \cdot S_{O_2, 2}^{1/2}, \quad (6.6)$$

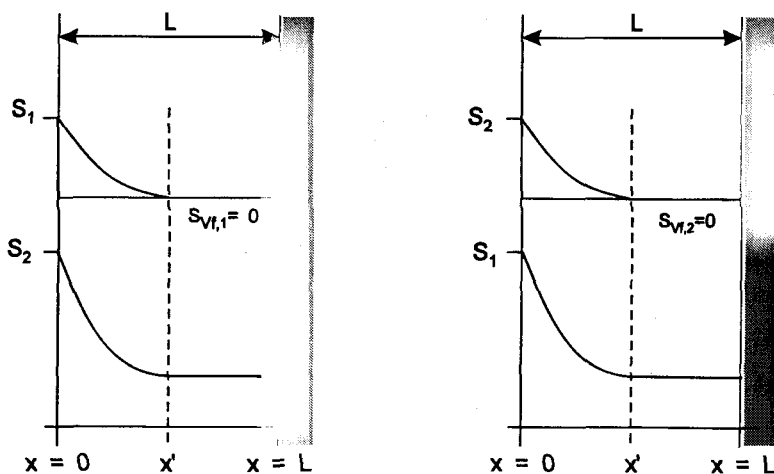


Рис. 6.4. Проницаемость биопленки для двух субстратов ( $\text{NH}_4^+$  и  $\text{O}_2$  при нитрификации или  $\text{NO}_3^-$  и  $\text{CH}_3\text{OH}$  при денитрификации). Слева скорость процесса определяется концентрацией первого субстрата из-за частичного проникновения в биопленку, справа — концентрацией второго субстрата.

где  $k_{\frac{1}{2}A, \text{O}_2}$  — константа скорости реакции для кислорода,  $\nu_{\text{NH}_4, \text{O}_2}$  — стехиометрический коэффициент, связывающий кислород и аммоний ( $4,25 \text{ г O}_2/\text{г NH}_4^+-\text{N}$ ),  $S_{\text{O}_2, 2}$  — концентрация кислорода в реакторе.

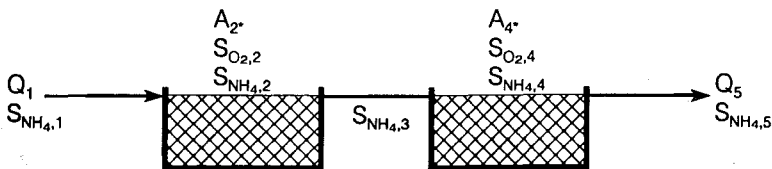
При  $S_{\text{NH}_4} < 0,3 S_{\text{O}_2}$  потенциальным лимитирующим субстратом является аммоний, и скорость реакции определяется выражением

$$r_{A, \text{NH}_4} = k_{\frac{1}{2}A, \text{NH}_4} \cdot S_{\text{NH}_4, 2}^{1/2}, \quad (6.7)$$

где  $k_{\frac{1}{2}A, \text{NH}_4}$  — константа скорости реакции для аммония,  $S_{\text{NH}_4, 2}$  — концентрация аммония в реакторе.

В зависимости от конкретных условий для расчета скорости реакции можно использовать выражение (6.6) либо (6.7). Если нитрификация проводится на биофильтре, условия ее протекания могут часто меняться: если на входе лимитирующее влияние оказывает концентрация кислорода, далее определяющую роль начинает играть концентрация аммония. В таком случае можно провести два отдельных расчета процесса, как это сделано в примере 6.2.

**Пример 6.2.** Нитрифицирующий биофильтр с вращающимися дисками, обрабатывающий фильтраты свалок, имеет общую площадь поверхности  $40\,000\text{ м}^2$ . Фильтр поделен на две секции, каждая работает по принципу идеального перемешивания.



Характеристики стоков:

$$Q_1 = 500 \text{ м}^3/\text{сут}$$

$$S_{\text{NH}_4,1} = 100 \text{ г NH}_4^+ - \text{N}/\text{м}^3$$

Концентрация кислорода в двух секциях фильтра:

$$S_{\text{O}_2,2} = 5 \text{ г O}_2/\text{м}^3 \quad \text{и}$$

$$S_{\text{O}_2,4} = 7 \text{ г O}_2/\text{м}^3$$

Площадь поверхности каждого диска  $20\,000 \text{ м}^2$ .

Процесс характеризуется следующими параметрами:

$$k_{\frac{1}{2}A, \text{O}_2} = 4(\text{г O}_2)^{1/2} \cdot \text{м}^{-1/2} \cdot \text{сут}^{-1}$$

$$\nu_{\text{NH}_4, \text{O}_2} = 4,6 \text{ г O}_2/\text{г NH}_4^+ - \text{N},$$

$$k_{\frac{1}{2}A, \text{NH}_4} = 0,7(\text{г NH}_4^+ - \text{N})^{1/2} \cdot \text{м}^{-1/2} \cdot \text{сут}^{-1}$$

Запишем уравнение массового баланса для первой секции

$$Q_1 S_{\text{NH}_4,1} - A_2^* \cdot r_{A, \text{NH}_4} = Q_3 S_{\text{NH}_4,3}$$

Принимая, что лимитирующей является концентрация кислорода (мы это позднее проверим), получаем из (6.6):

$$r_{A, \text{NH}_4} = (k_{\frac{1}{2}A, \text{O}_2} / \nu_{\text{NH}_4, \text{O}_2}) S_{\text{O}_2,2}^{1/2},$$

а после подстановки приходим к выражению

$$Q_1 S_{\text{NH}_4,1} - A_2^* \cdot (k_{\frac{1}{2}A, \text{O}_2} / \nu_{\text{NH}_4, \text{O}_2}) \cdot S_{\text{O}_2,2}^{1/2} = Q_3 S_{\text{NH}_4,3}$$

Подставим известные значения:

$$500 \cdot 100 - 20\,000(4/4,6) \cdot 5^{1/2} = 500 S_{\text{NH}_4,3} \quad \text{или}$$

$$S_{\text{NH}_4,3} = 22 \text{ г NH}_4^+ - \text{N}/\text{м}^3.$$

Проверим, соблюдается ли принятое условие, т. е. справедливо ли выражение

$$\begin{aligned} S_{\text{NH}_4,3} &> 0,3S_{\text{O}_2,2} \\ 0,3S_{\text{O}_2,2} &= 0,3 \cdot 5 = 1,5 \\ S_{\text{NH}_4,3} &= 22, \end{aligned}$$

т. е.  $S_{\text{NH}_4,3} > 0,3S_{\text{O}_2,2}$ . Таким образом, мы подтвердили, что лимитирующим субстратом является кислород.

Во второй секции реактора эту же роль предположительно выполняет аммоний. Запишем уравнение массового баланса (обозначения взяты из рис. 6.16):

$$Q_3 S_{\text{NH}_4,3} - A_4^* \cdot k_{\frac{1}{2}A, \text{NH}_4} \cdot S_{\text{NH}_4,4}^{1/2} = Q_5 S_{\text{NH}_4,5}$$

Условие идеального перемешивания можно выразить уравнением  $S_{\text{NH}_4,4} = S_{\text{NH}_4,5}$

После подстановки получаем:

$$500 \cdot 22 - 20\,000 \cdot 0,7 \cdot S_{\text{NH}_4,5}^{1/2} = 500 S_{\text{NH}_4,5},$$

т. е.

$$S_{\text{NH}_4,5} \sim 0,6 \text{ г/м}^3$$

Проверим, является ли аммоний лимитирующим субстратом:

$$\begin{aligned} 0,3S_{\text{O}_2,4} &= 2,1 \\ S_{\text{NH}_4,4} &= 0,6 \end{aligned}$$

$S_{\text{NH}_4,4} < 0,3S_{\text{O}_2,4}$ , таким образом, наше предположение справедливо, т. е. лимитирующим субстратом является аммоний.

На выходе из реактора концентрация аммонийного азота составит приблизительно  $0,6 \text{ г NH}_4^+ \text{-N/м}^3$ .

### Влияние pH

Нитрификация сопровождается уменьшением щелочности среды. Если щелочность исходного стока слишком мала, ее дальнейшее понижение может привести к ингибированию процесса, что и наблюдается при  $\text{pH} = 5,8$ . Таким образом, в ряде случаев нитрификация возможна только при добавлении щелочных агентов, например извести.

Ситуация также усложняется из-за наличия диффузионных ограничений в биопленках, которые необходимо учитывать. При нитрификации потребляется  $\text{HCO}_3^-$  и выделяется  $\text{CO}_2$ , в результате образуется градиент концентрации, приводящий к диффузии

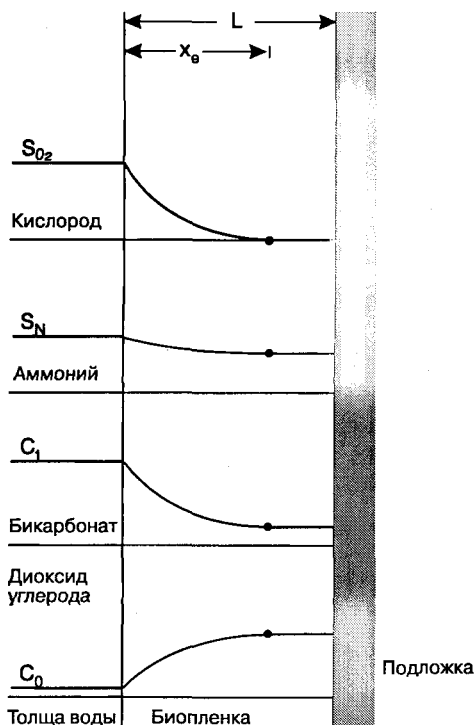


Рис. 6.5. Распределение концентраций четырех компонентов, диффундирующих внутрь пленки и из нее [3].

$\text{HCO}_3^-$  в биопленке. Концентрация  $\text{HCO}_3^-$  уменьшается от поверхности пленки к центру. Напротив,  $\text{CO}_2$  должен диффундировать из пленки наружу, и его концентрация внутри пленки выше, чем в толще воды. Все это показано на рис. 6.5. В данном случае диффузию (как внутрь пленки, так и из нее) можно рассчитать точно так же, как и для других продуктов [3]. На рис. 6.6 приведен результат подобных вычислений. При определенном молярном соотношении произойдет смена лимитирующих условий. Молярное отношение между концентрациями субстратов, контролируемые диффузией, является критерием для определения лимитирующего субстрата. Так, для  $\text{O}_2$  и  $\text{NH}_4^+$  это молярное соотношение составляет 1,4 (см. выражение (5.32)). Соответствующие критерии можно ввести для отношения щелочность/ $\text{O}_2$  (2,4) и щелочность/ $\text{NH}_4^+$  (3,4), как показано на рисунке. Если молярное соотношение щелочность/ $\text{O}_2$

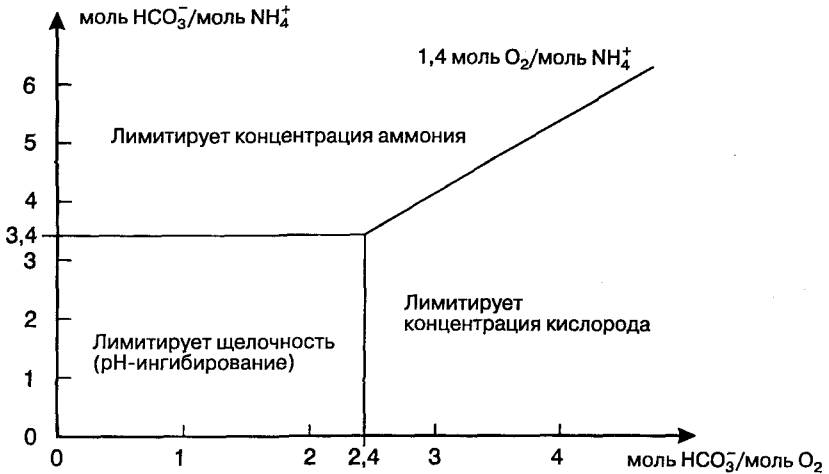


Рис. 6.6. Соотношение между расходуемыми в био пленке компонентами определяет, какой из них лимитирует скорость реакции [3].

ниже значения 2,4, то происходит резкое падение рН в био пленке (рис. 6.6).

**Пример 6.3.** Необходимо провести нитрификацию стока со щелочностью 2 экв/м<sup>3</sup>. Какова максимально допустимая концентрация аммония в этом стоке?

В соответствии с выражением (3.28) на 1 моль аммония потребляется около 2 моль  $\text{HCO}_3^-$ . В подаваемом в нитрифицирующий реактор стоке может быть не больше:

$$1 \text{ моль } \text{NH}_4^+ = 1 \text{ моль } \text{N}/\text{м}^3 = 14 \text{ г } \text{NH}_4^+ - \text{N}/\text{м}^3.$$

Сток обрабатывается в реакторе идеального перемешивания, максимальная концентрация аммония в толще воды может составлять 2 г  $\text{NH}_4^+ - \text{N}/\text{м}^3$ .

Концентрация кислорода в толще воды 4 г/м<sup>3</sup>, и кислород является лимитирующим субстратом, поскольку молярное отношение  $(4/32)/(2/14) = 0,88 < 1,4$ .

Из-за диффузионных ограничений щелочность должна быть выше, чем

$$2,4 \cdot 4/32 = 0,30 \text{ экв}/\text{м}^3.$$

Следовательно, можно удалить только  $2,0 - 0,3 = 1,7$  экв/м<sup>3</sup>, что соответствует 12 г  $\text{NH}_4^+ - \text{N}/\text{м}^3$ . В противном случае требуется добавление извести.



### 6.1.2. Совместное удаление органического вещества и аммония

#### *Активный ил*

Уравнение массового баланса для нитрифицирующего ила соответствует уравнению (6.1). Концентрацию аммония в нитрифицирующем реакторе с активным илом можно рассчитать по уравнению (6.4).

#### *Биопленки*

Как и при рассмотрении работы реактора с активным илом, в этом случае также возникает вопрос, не будет ли рост гетеротрофных бактерий мешать нормальному росту нитрифицирующих бактерий. В биофильтрах микроорганизмы фиксируются на твердой подложке. Органические вещества, аммоний и кислород подаются через поверхность биопленки. Обычно на практике концентрация кислорода лимитирует превращение и органического вещества, и аммония. Поскольку нитрифицирующие бактерии растут медленно, они вытесняются из реактора и в конечном итоге будут вытеснены полностью, если скорость увеличения толщины пленки, контролируемая в основном гетеротрофными бактериями, окажется выше скорости роста нитрифицирующих бактерий.

Если концентрация кислорода очень низкая, то нитрифицирующие бактерии вытесняются еще быстрее. Следовательно, для нитрификации необходимо, чтобы кислород проникал в биопленку дальше, чем органическое вещество, т. е. должно соблюдаться условие ограничения роста гетеротрофных микроорганизмов органическим субстратом.

Из выражения (5.32) следует, что органическое вещество является лимитирующим субстратом, если выполняется следующее неравенство:

$$S_{\text{БПК},2} < S_{\text{O}_2,2} \cdot D_{\text{O}_2,2} \cdot \nu_{\text{O}_2, \text{ХПК}} / D_{\text{БПК},2} \quad (6.8)$$

Если подставить соответствующие значения из табл. 5.2, то неравенство примет такой вид:

$$S_{\text{БПК},2} < 5S_{\text{O}_2,2},$$

где под БПК подразумевается растворенное БПК.

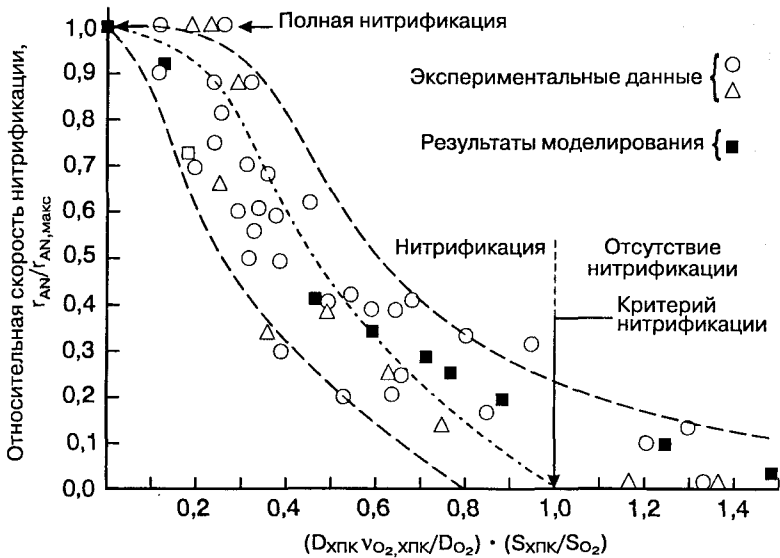


Рис. 6.7. Экспериментальное подтверждение отрицательного влияния органического вещества на скорость нитрификации на биофильтре [1, 2].

На рис. 6.7 представлено экспериментальное подтверждение справедливости выражения (6.8). Согласно приведенной зависимости на биофильтре может протекать частичная нитрификация.

## 6.2. Типы систем нитрификации

Практически все сточные воды, содержащие аммоний, содержат и органические вещества, а это означает, что нитрификация обычно конкурирует с окислением органических веществ. Следовательно, в иле одновременно происходят два процесса (комбинированный ил, одноиловая схема), даже если за эти процессы отвечают совершенно разные группы микроорганизмов, составляющих ил. (Лишь на считанных очистных станциях обрабатываются такие стоки, в которых кислород расходуется только на окисление аммония; в таких случаях ил состоит исключительно из нитрифицирующих бактерий (нитрифицирующий ил).)

Итак, нитрификация может происходить в одноиловых реакторах и реакторах с нитрифицирующим илом. Кроме того, процессы обычно подразделяют на одностадийные, в которых нитрифика-

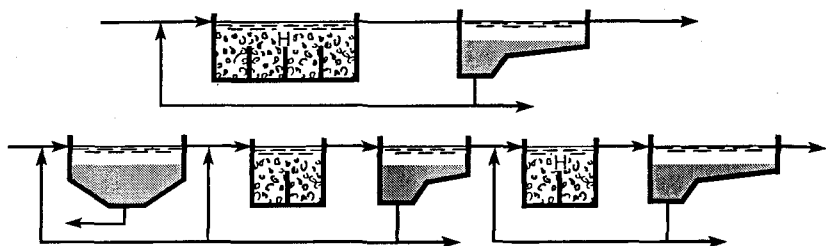


Рис. 6.8. Примеры одно- и двухстадийных систем с активным илом, используемых для нитрификации.

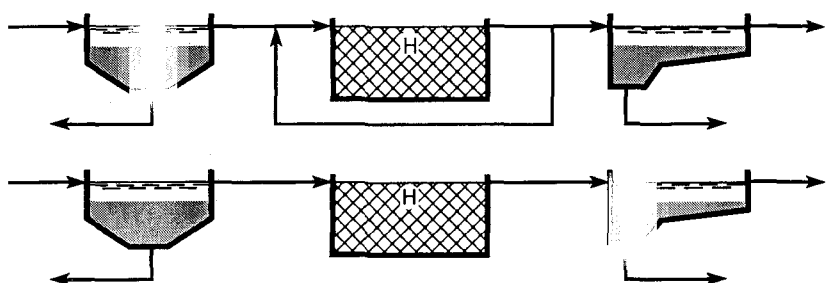


Рис. 6.9. Примеры систем с биофильтрами, используемых для нитрификации.

ция осуществляется во время общей биологической очистки, и двухстадийные, в которых на первом этапе проводится общее удаление органического вещества без нитрификации, а на втором — оптимизируется процесс нитрификации.

На рис. 6.8 приведены примеры одно- и двухстадийных систем очистки с активным илом. На рис. 6.9 показаны некоторые принципиальные схемы систем с биофильтрами для нитрификации. Эти системы следует рассматривать как двухстадийные, хотя они могут напоминать одностадийные системы. Объясняется такое сходство тем, что показанные на рис. 6.9 реакторы можно рассматривать как реакторы полного вытеснения, в то время как условия, необходимые для процесса нитрификации, создаются лишь в нижней части биофильтров.

### 6.2.1. Системы, содержащие только нитрифицирующий ил

На практике очень сложно организовать работу реактора с активным илом для нитрификации сточных вод, в которых един-

ственным потребляющим кислород веществом является аммоний. Обычно такой ил плохо осаждается, и из-за очень низкого прироста ила в процессе очистки довольно сложно поддерживать в реакторе его необходимую массу. На практике реакторы для обработки такого типа стоков почти всегда устроены как биофильтры.

### 6.2.2. Одноилловые системы нитрификации

Это наиболее распространенный тип систем, используемых для нитрификации. Поведение общей массы ила всегда одинаково, тем не менее конструкции таких систем могут различаться.

На рис. 6.10 показана система нитрификации наиболее простой конструкции. Обратите внимание на большие размеры аэротенка

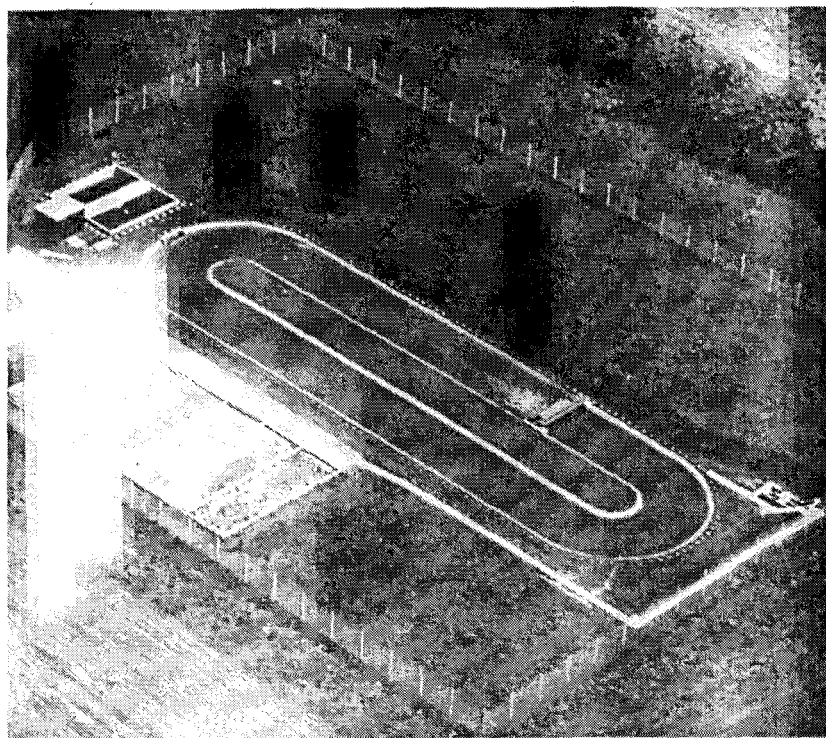
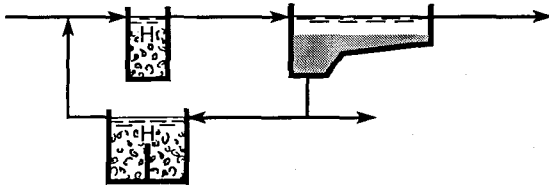


Рис. 6.10. Типичная для Дании конструкция одноилловой системы, предназначенной для нитрификации городских стоков (очистная станция Марслет, Дания).



**Рис. 6.11.** Система с контактной стабилизацией, предназначенная для (частичной) нитрификации.

(по сравнению с отстойником — квадратный реактор слева) для поддержания необходимого возраста ила. Разработаны различные модификации систем этого типа, но лишь некоторые из них используются на практике, тогда как большинство представляет только теоретический интерес.

В показанной на рис. 6.11 системе с контактной стабилизацией ила концентрация взвешенных веществ в стабилизационном реакторе выше, а количество ила в контактном реакторе такое же, как в системе с активным илом обычной конструкции. Поэтому необходимый возраст (и массу) ила можно получить в сооружении меньшего объема, чем традиционно принятый. Нитрификация протекает в обоих реакторах, однако только в стабилизационном реакторе время гидравлического удерживания достаточно для завершения нитрификации.

Основная часть органического вещества удаляется в контактном реакторе, в котором нитрификация может протекать в той степени, в какой это позволяют условия. Характерным для такого типа реакторов является то, что нитрификация протекает стабильно, но не до конца. Стабилизационный реактор обеспечивает развитие нитрифицирующих бактерий, однако степень нитрификации зависит от длительности соприкосновения сточной воды и ила в контактном реакторе.

На станции очистки воды с чередующимся режимом работы, которая показана на рис. 6.12, реактор используют поочередно то как аэротенк, то как отстойник (см. схему операционного цикла на рис. 6.13). Такие реакторы вследствие их низкой стоимости широко распространены в Германии, Нидерландах и Дании. При рассмотрении возможности нитрификации в таком реакторе следует иметь в виду, что возраст аэробного ила гораздо меньше, чем общий возраст ила, поскольку значительная часть ила осаждается на дне реактора, служащего отстойником. В соответствии с приведенной

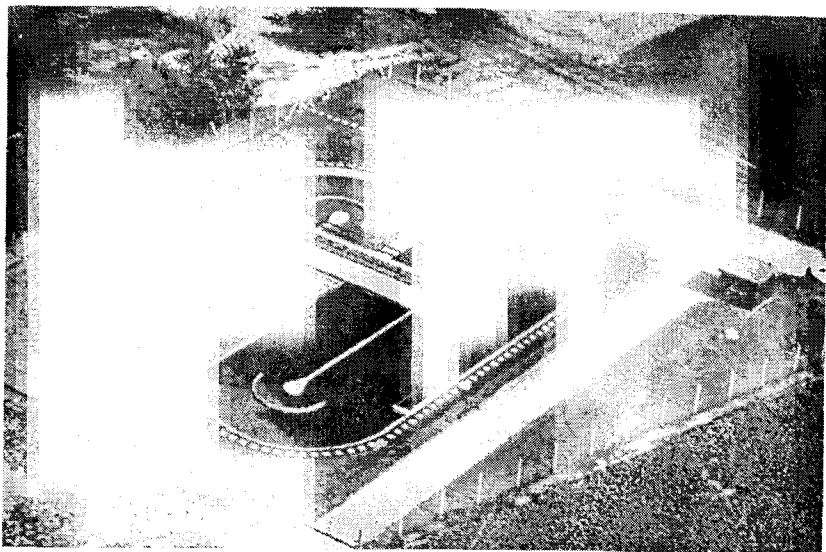


Рис. 6.12. Типичная одноиловая система с чередующимся режимом работы для нитрификации городских стоков (станция Бординг, Дания).

схемой, возраст аэробного ила составляет всего  $3/8$  общего возраста ила.

**Пример 6.4.** Определите, каким должен быть объем реактора, изображенного на рис. 6.12, операционный цикл которого указан на рис. 6.13.

Объем сточной воды  $1700 \text{ м}^3/\text{сут}$  с содержанием  $0,25 \text{ кг БПК}/\text{м}^3$ . Коэффициент прироста ила  $0,6 \text{ кг ВВ}/\text{кг БПК}$ . Содержание органического вещества в обработанном стоке не должно превышать  $0,02 \text{ кг БПК}/\text{м}^3$  ( $20 \text{ мг БПК}/\text{л}$ ). Температура в реакторе в процессе его работы не понижается ниже  $8^\circ\text{C}$ .

Прирост ила рассчитывается по уравнению (4.13):

$$F_{\text{СП}} = Y_{\text{набл}} \cdot (C_1 - C_3) \cdot Q_1 = 0,6 \cdot (0,25 - 0,02) \cdot 1700 = \\ = 235 \text{ кг ВВ}/\text{сут}$$

На основании данных табл. 4.5 концентрацию ила в аэротенке можно принять равной  $5 \text{ кг ВВ}/\text{м}^3$ . В соответствии с рис. 6.2 необходимый возраст аэробного ила равен около 14 сут. В операционном цикле (рис. 6.13) возраст аэробного ила составляет  $3/8$  общего

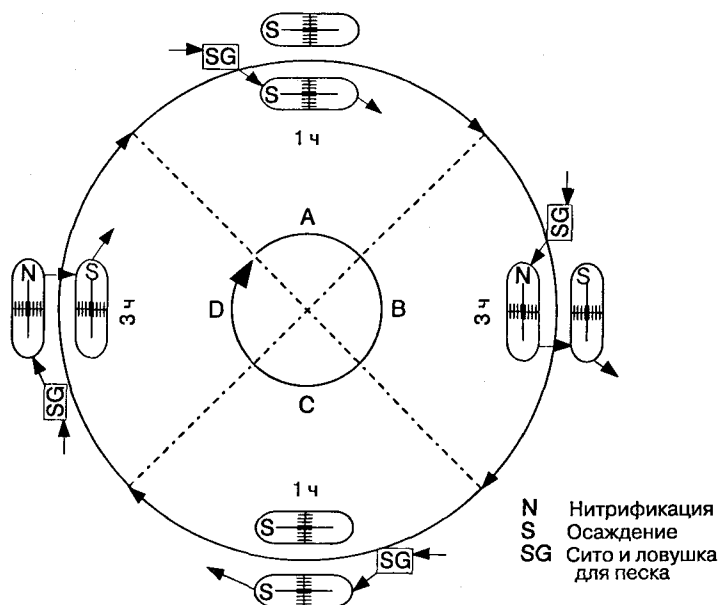


Рис. 6.13. Операционный цикл одноиловой системы с чередующимся режимом работы. В фазах А и С реактор нитрификации подготавливается к тому, чтобы стать отстойником. После того как это произойдет, сточная вода направляется в один конец функционирующего отстойника (сточная вода не успевает вытечь до переключения на фазы В или D).

возраста ила (азрация и нитрификация происходят только 3 ч из 8).  
Необходимый общий возраст ила:

$$\theta_x = 14(8/3) = 37 \text{ сут.}$$

Рассчитаем общий объем двух реакторов по уравнению (4.14):

$$\theta_x = V_2 X_2 / F_{SP}$$

$$V_2 = \theta_x F_{SP} / X_2 = (37 \cdot 235) / 5 = 1740 \text{ м}^3.$$

Следовательно, общий объем двух реакторов  $1740 \text{ м}^3$ , а время гидравлического удерживания  $\theta = V/Q = 1740/1700 \sim 24 \text{ ч}$ .

Расчет можно сделать и в других единицах, но для этого необходимо, чтобы коэффициент прироста и концентрация ила были бы выражены в других единицах (ХПК, БВВ).

Реактор с рассредоточенной подачей, показанный на рис. 6.14, работает в режиме полного вытеснения. При этом рассредоточенная подача сточной воды приводит к равномерному потреблению

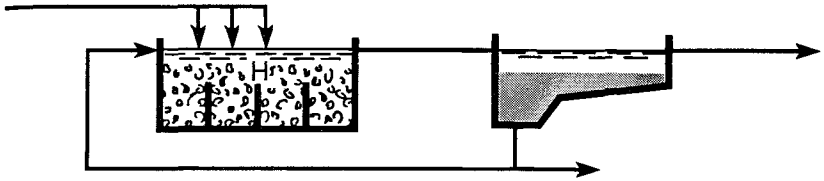


Рис. 6.14. Система нитрификации с рассредоточенной подачей сточной воды.

кислорода по всей длине реактора и к достаточному разведению исходного стока, так что нагрузка, например по аммонию, не приводит к ингибированию из-за недостатка кислорода.

### 6.2.3. Нитрификация в двухстадийной системе

Отличительной особенностью такой системы (рис. 6.15) является следующее: удаление органического вещества происходит на первой стадии, причем условия процесса на этой стадии таковы, что не позволяют осуществляться нитрификации.

Вторая стадия общей схемы специально адаптирована для нитрификации. Необходимый для нитрификации возраст ила может быть достигнут в сравнительно небольшом объеме, поскольку основной прирост ила происходит на первой стадии, ответственной за удаление органического вещества. Поэтому знаменатель (прирост ила) в выражении (4.14) для расчета возраста ила на второй стадии будет сильно уменьшен. На рис. 6.16 показана зависимость объема реактора в двухстадийной схеме от отношения  $XPK/N_{\text{общ}}$  в стоке, подаваемом на стадию нитрификации. Как следует из приведенной зависимости, минимальный общий объем достигается после того, как основная часть органического вещества удаляется на первой стадии. Такой тип систем используется при расширении существующей станции, на которой возникла необходимость проведения нитрификации. Старая часть станции, включая систему

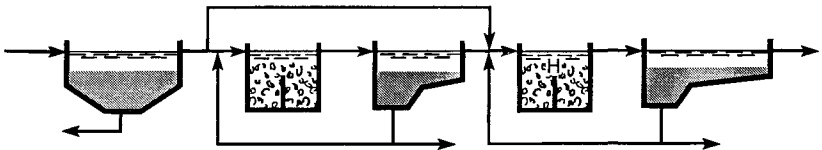
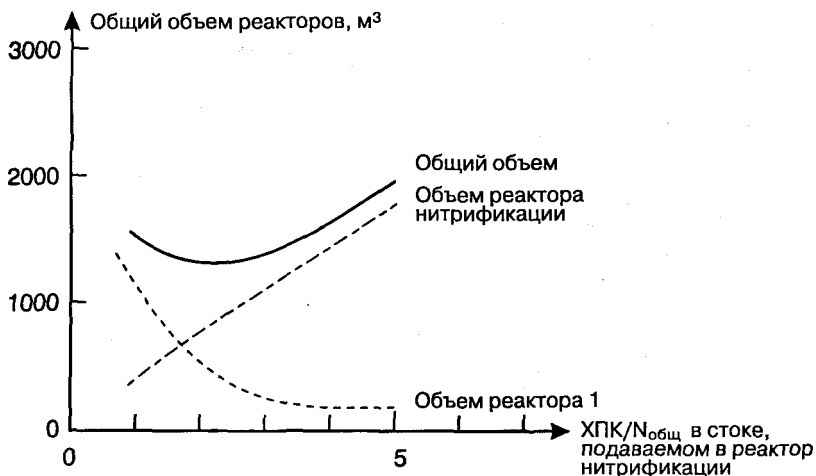


Рис. 6.15. Двухстадийная схема очистки сточной воды с нитрификацией.





**Рис. 6.16.** Общий объем системы в двухстадийной схеме очистки и его распределение между двумя реакторами как функция состава сточной воды. За сутки вместе со сточной водой, поступающей в первый реактор, в систему поступает 1000 кг ХПК и 100 кг общего азота.

обработки осадка, может работать по-прежнему, а в новой части будет происходить нитрификация и аэробная стабилизация ила. На практике свойства ила на второй стадии часто оказываются хуже из-за низкого прироста ила при нитрификации. Однако проблему можно решить, добавляя некоторое (небольшое) количество исходного стока на стадию нитрификации.

#### 6.2.4. Фильтры, содержащие только нитрифицирующий ил

Очистные станции, предназначенные исключительно для окисления аммония, всегда устроены как фильтры, поскольку адгезия бактерий происходит настолько активно, что несмотря на низкий прирост ила получаемого количества биомассы вполне достаточно. Из-за низкого прироста ила обычно отпадает необходимость в отстойниках, устанавливаемых после биофильтра.

#### 6.2.5. Двухстадийные системы нитрификации на фильтрах

Биофильтры, в которых происходит окисление и органического вещества и аммония, следует рассматривать как двухстадийные системы. Используемые в таких системах реакторы напоминают

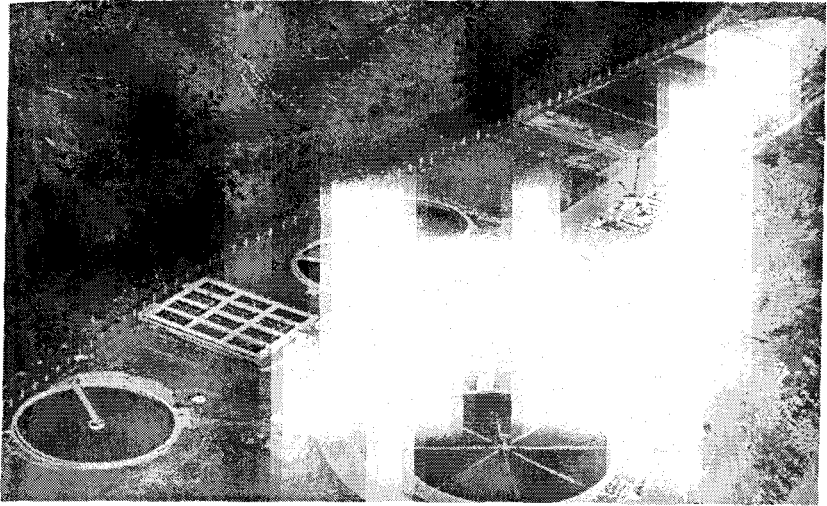


Рис. 6.17. Традиционный капельный фильтр с щебеночной загрузкой, в котором при низкой нагрузке и высокой температуре может проходить нитрификация (очистная станция Хаммель, Дания, 1977 г.).

реакторы полного вытеснения, и согласно критерию нитрификации (выражение (6.8)) на входе в реактор нитрификация происходить не будет из-за высокого значения  $S_{\text{БПК}}/S_{\text{O}_2}$ . Однако по мере уменьшения концентрации органического вещества в какой-то точке реактора условия могут стать благоприятными для нитрификации.

При низких нагрузках на традиционном капельном фильтре с щебеночной загрузкой (рис. 6.17) нитрификация также возможна. Степень нитрификации часто ограничена и в значительной степени зависит от температуры, как это показано на рис. 6.18, отражающем годовые колебания степени нитрификации на станции очистки Лундтофте. В немецкой литературе [6] рекомендуется проводить нитрификацию городских стоков в следующих условиях (обозначения даны в разд. 5.7):

Капельные фильтры с щебеночной загрузкой:

$$V_V = 200 \text{ г БПК}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}),$$

$$V_{A,V} = 0,4-0,8 \text{ м/ч},$$

$$R \leq 1.$$

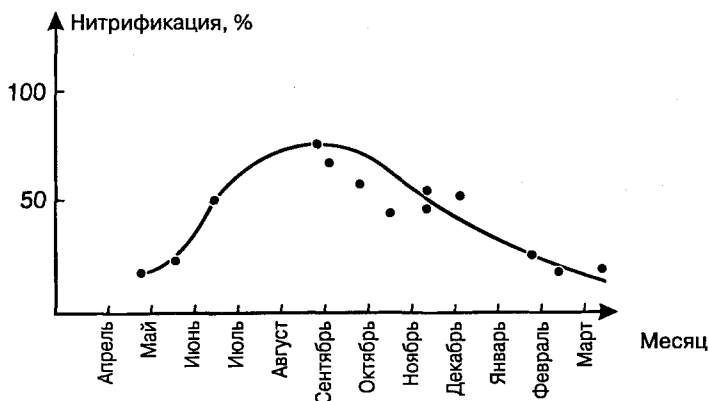


Рис. 6.18. Типичные колебания степени нитрификации в традиционном биофилтре с низкой нагрузкой (очистная станция Лундтофте, Дания).



Рис. 6.19. Реакторы с вращающимися дисками для нитрификации городских стоков.

Капельные фильтры с загрузкой из полимерных материалов:

$$V_A = 0,2-0,4 \text{ кг БПК}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}),$$

$$V_{A,V} = 0,6-1,5 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (100 < \omega < 200 \text{ м}^2/\text{м}^3),$$

$$R \leq 1.$$

Фильтры с вращающимися дисками:

$$V_A = 4-5 \text{ г БПК}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут})$$

Рекомендации немецких специалистов обычно рассчитаны для стоков с температурой выше  $12^{\circ}\text{C}$ . При указанных нагрузках можно получить обработанный сток с концентрациями  $S_{\text{ВПК}} = 5 \pm 40\%$  и  $S_{\text{NH}_4} = 1,5 \pm 50\%$  (логарифмическое распределение).

С появлением новых материалов, предназначенных для загрузки фильтра, может быть достигнута полная нитрификация, однако экономически это не всегда выгодно.

Биофильтры для нитрификации в ряде случаев представляют собой реакторы с вращающимися дисками (рис. 6.19). На станции обычно используют серию из 4 реакторов идеального перемешивания; такая система хорошо аппроксимируется реактором идеального вытеснения. Органическое вещество удаляется на входе в систему, а аммоний окисляется ближе к выходу из нее.

Биофильтры для нитрификации также могут быть сконструированы как погружные фильтры с аэрацией (с подачей воздуха или чистого кислорода).

### 6.2.6. Двухстадийные системы нитрификации, состоящие из биофильтра и реактора с активным илом

Станция очистки воды нитрификацией может работать по двухстадийной схеме с использованием биофильтра на первом этапе и реактора с активным илом на втором этапе. Станции указанного типа (рис. 6.20) были популярны в 60-е годы, но постепенно их вытеснили такие станции, на которых очистка стоков проводится только в реакторах с активным илом, так как их начальная стоимость ниже. Тем не менее интерес к станциям типа «биофильтр плюс активный ил» в последние годы вновь возрос, особенно в связи с необходимостью обработки концентрированных промышленных стоков и появлением новых полимерных материалов, которые могут заменять традиционную щебеночную загрузку для иммобилизации биомассы.

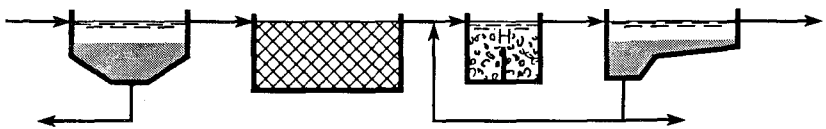


Рис. 6.20. Двухстадийная система: на первой стадии используется биофильтр, на второй стадии, где осуществляется нитрификация, — активный ил.

### 6.3. Проектирование систем нитрификации

В литературе предлагается бесчисленное множество вариантов конструкторских решений для систем нитрификации, но лишь немногие из них, причем наиболее простые, действительно используются на практике. Объясняется это тем, что нитрификация слишком редко является единственным процессом, необходимым для очистки воды, чтобы на нем основывалось проектирование станции. Поскольку при проектировании станций следует учитывать целый ряд различных факторов, конструкции станций очень сильно различаются, и какие-то общие критерии выработать трудно.

#### 6.3.1. Системы нитрификации с активным илом

Станции для нитрификации с активным илом несколько отличаются от аналогичных станций для удаления органического вещества. Обычно нитрификация либо протекает полностью, либо вообще не происходит. Если условия в системе допускают существование нитрифицирующих бактерий, то нитрификация пройдет полностью, и наоборот, в определенных условиях развитие этих бактерий ингибируется. Поэтому проектирование станции нацелено на создание благоприятных условий для развития нитрифицирующих бактерий, а не на достижение определенной эффективности очистки или качества получаемой после обработки воды, как это происходит, если необходимо только удалить органические вещества. В результате критерии, которыми руководствуются при проектировании станции, очень просты.

Ниже мы обсудим три подхода к проектированию станций нитрификации с активным илом, а также некоторые принципы оптимизации нитрификации для таких станций, на которых периодически возникают проблемы, связанные с нестабильностью процесса.

#### *Проектирование на основе нагрузки на ил*

Это наиболее часто используемый подход, отличительной особенностью которого является следующее: в нем не учитывается ни содержание аммония в стоке, ни концентрация нитрифицирующих бактерий в иле.

При проектировании на основании параметра нагрузки на ил

$$V_{X, \text{БПК}} = Q_1 C_{\text{БПК}, 1} / (V_2 X_2) \quad (4.11)$$

Таблица 6.2. Проектирование систем с активным илом на основе нагрузки на ил при 10 °С

Нагрузка на ил, кг БПК/(кг ВВ(Б) · сут)	0,05	0,15	0,3	0,6
Концентрация в обработанном стоке, г БПК/м <sup>3</sup>	5–10	10–20	15–25	20–40
Нитрификация	Да	Да	Нет	Нет
Аэробная стабилизация ила	Да	Нет	Нет	Нет

объем аэротенка  $V_2$  можно найти из выражения

$$V_2 = Q_1 C_{\text{ВПК},1} / (V_{\text{X},\text{ВПК}} X_2) \quad (4.21)$$

Если по какой-либо причине нагрузка должна быть относительно невысокой (0,15 кг БПК/(кг ВВ · сут)), то, как следует из табл. 6.2, нитрификация в такой системе происходит. Многие реакторы были спроектированы с учетом стабилизации ила, т. е. они работают при более низкой нагрузке, чем требуется для нитрификации. В таких реакторах нитрификация обычно протекает нормально.

### Проектирование на основе возраста аэробного ила

Один из модифицированных способов проектирования основан на таком параметре, как возраст аэробного ила. В данном случае в центре внимания находятся условия, необходимые для развития нитрифицирующих бактерий в реакторе. Однако по-прежнему основными параметрами для проектирования являются содержание органического вещества в сточной воде и общая масса ила.

При проектировании на основе возраста аэробного ила в соответствии с выражением (4.14) запишем:

$$\begin{aligned} \theta_{\text{X},\text{аэроб}} &= M_{\text{X}} / F_{\text{SP}} = V_2 X_2 / F_{\text{SP}} \\ V_2 &= \theta_{\text{X},\text{аэроб}} \cdot F_{\text{SP}} / X_2 \end{aligned} \quad (6.9)$$

Если известны состав ила и режим работы аэротенка, то на основании требуемого возраста аэробного ила можно определить необходимый объем реактора. На рис. 6.2 показана кривая, по которой обычно рассчитывают  $\theta_{\text{X},\text{аэроб}}$ .

**Пример 6.5.** Спроектируйте систему нитрификации. На рис. 6.21 представлены схемы и операционные циклы двух альтернативных

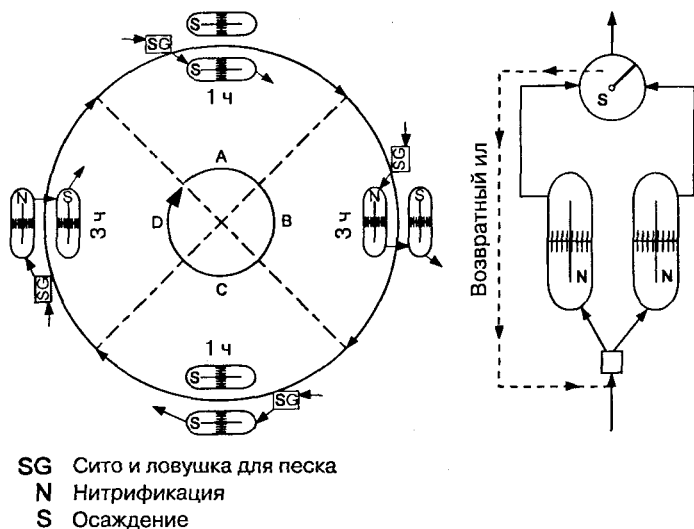


Рис. 6.21. Схема и операционный цикл двух типов систем для нитрификации городских стоков.

вариантов систем нитрификации. Требуется оценить необходимый объем реакторов, исходя из требования полной нитрификации при температуре  $10^\circ\text{C}$ , однако без учета критерия стабилизации ила.

Станция обрабатывает обычные городские стоки при нагрузке по БПК, соответствующей 20 000 ПЭ.

В соответствии с рис. 6.2 необходимый возраст аэробного ила для обоих реакторов составляет 11 сут. Поскольку предполагается обработка обычных городских стоков, то нет необходимости в специальных мерах предосторожности против слишком сильных колебаний нагрузки и концентраций лимитирующих веществ. На станции с отдельным вторичным отстойником (правая схема на рисунке) весь ил в аэротенке является аэробным. При содержании ила  $3 \text{ кг БВБ/м}^3$  и коэффициенте прироста ила  $0,6 \text{ кг БВБ/кг БПК}$ , что типично для такого рода станций, необходимый объем реактора рассчитывается по уравнению (6.9):

$$V_2 = \theta_{X, \text{аэроб}} \cdot F_{SP} / X_2 = \theta_{X, \text{аэроб}} Y_{\text{набл}} (Q_1 C_1 - Q_1 C_3) / X_2$$

$$V_2 = 11 \cdot 0,6 \cdot (1200 - 60) / 3 = 2510 \text{ м}^3,$$

поскольку  $Q_1 C_1 (= 1200 \text{ кг БПК/сут})$  — это нагрузка по БПК (20 000 ПЭ или  $60 \text{ г}/(\text{ПЭ} \cdot \text{сут})$ ), а  $Q_1 C_3$  — это концентрация БПК в обработанном стоке. Таким образом, мы имеем 95%-ное удаление БПК, т. е.  $Q_1 C_3 = 0,05 \cdot 1200 = 60 \text{ кг БПК/сут}$ .

В системе без вторичного отстойника аэробные условия реализуются только в течение 3/8 общего времени цикла. При том же содержании ила, какое было принято в первом случае, необходимый объем аэробного пространства реактора составит  $2510 \text{ м}^3$ , а общий объем реактора будет равен  $2510 \cdot (8/3) = 6690 \text{ м}^3$ .

### Проектирование на основе компьютерного моделирования

Для проектирования станций нитрификации существуют компьютерные программы разной степени сложности, позволяющие учитывать суточные изменения параметров. Причиной появления аммония в обработанном стоке могут быть сильные колебания в содержании азота в подаваемом стоке. Важность учета изменений нагрузки при проектировании продемонстрирована на рис. 6.22.

Результаты представленного теста и моделирования показывают, что в данном случае реактор перегружен по азоту, и по этой причине каждое утро наблюдается «всплеск» концентрации аммония в обработанном стоке. Это может быть связано и с высокой

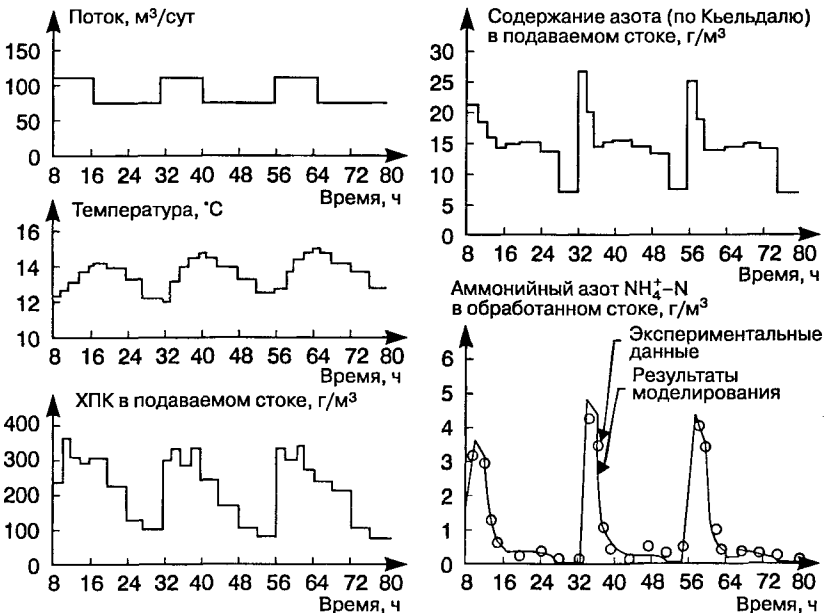


Рис. 6.22. Колебания параметров подаваемого и обработанного стоков на станции нитрификации [7].



концентрацией азота в подаваемом стоке и с пульсирующей подачей возвращаемой в реактор воды, в которой концентрация аммония высокая. Это типично для надосадочных жидкостей, поступающих из метантенка или после обезвоживания ила. Такая рециркуляция часто приводит к пульсациям концентраций в поступающем стоке утром и в полдень, т. е. в те часы, когда станция уже работает с высокой нагрузкой. Компьютерное моделирование позволяет найти оптимальные решения для управления подобными рециркулирующими потоками. Подробнее об этом мы поговорим в гл. 11.

### 6.3.2. Оптимизация работы систем нитрификации

В процессе работы очистных станций часто возникает проблема стабильности нитрификации, это наиболее характерно для холодного времени года. Рис. 6.23. отражает типичную картину работы такой станции.

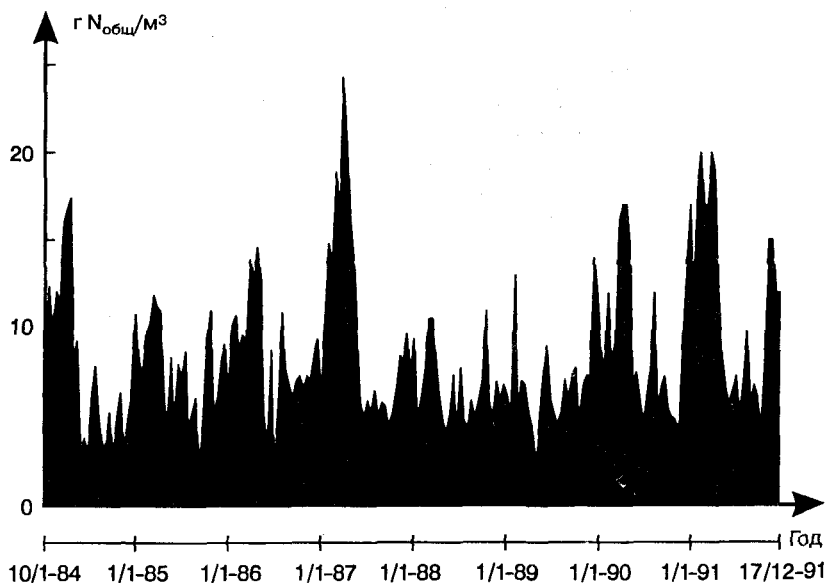


Рис. 6.23. Типичные изменения концентрации общего азота в обработанном стоке на станции нитрификации при возникновении критических ситуаций в холодное время года. Пики, относящиеся к весеннему периоду, отражают высокое содержание аммония на выходе из системы. Станция «Сохолт» (Силькеборг, Дания).

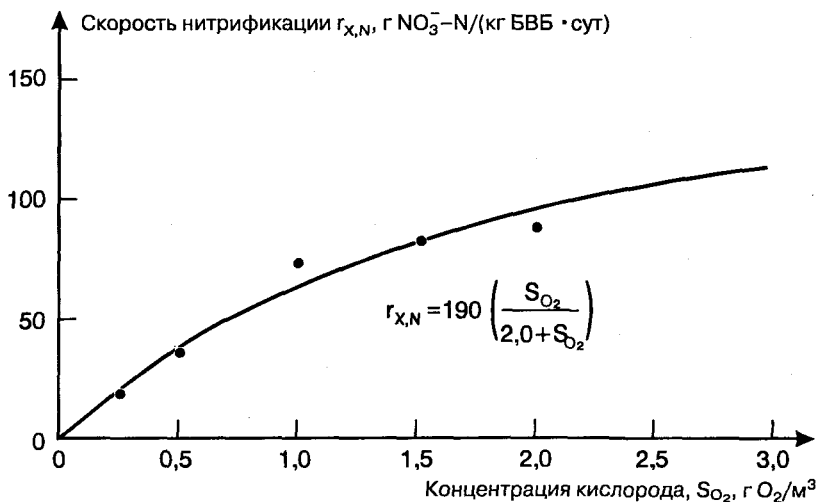


Рис. 6.24. Влияние концентрации кислорода на скорость нитрификации (в данном случае  $K_{S,O_2} = 2 \text{ г O}_2/\text{м}^3$ ) [4].

Возраст аэробного ила слишком мал, но на практике существует много способов, позволяющих поднять скорость нитрификации. Так, скорость реакции можно увеличить, повысив температуру, например, используя закрытые реакторы. Можно удалить из сточной воды потенциальные ингибиторы процесса. Наконец, в регионах с мягкой водой, где нитрификация может приводить к понижению рН, оптимальные его значения удастся поддерживать добавлением извести. Зависимость скорости нитрификации от концентрации субстратов (табл. 6.1) показывает, что увеличение концентрации аммония и кислорода приведет к повышению скорости реакции. Однако повышение концентрации аммония оказывает слабый эффект, поскольку довольно быстро достигается состояние, в котором скорость удаления не зависит от концентрации аммония. Напротив, увеличивая концентрацию кислорода, можно довольно значительно повысить скорость нитрификации. На рис. 6.24 приведена зависимость скорости нитрификации от концентрации кислорода, показывающая, что повышение концентрации кислорода довольно сильно ускоряет реакцию.

Количество нитрифицирующих бактерий невозможно поднять выше того уровня, который позволяет сточная вода. Однако при плохой нитрификации повышение массы ила или изменения в операционном цикле, приводящие к увеличению возраста аэробного

ила, позволяют стабилизировать процесс на его максимально возможном уровне.

### 6.3.3. Проектирование биофильтров для нитрификации

Каких-либо установившихся правил для проектирования биофильтров для нитрификации не существует. Использование биофильтров для нитрификации стало вызывать интерес относительно недавно — с появлением новых керамических и полимерных материалов, применяемых в качестве загрузки фильтров. Кроме того, были разработаны погружные фильтры, в которых воздух вводится непосредственно в загрузку, выполняющую роль носителя для биомассы.

Обсудим два подхода к проектированию этих систем. Первый подход наиболее часто используется на практике, а второй — в основном для проектирования реакторов с вращающимися дисками, на которых и происходит нитрификация. Этот подход приводится в качестве примера применения кинетической теории в биопленках, обсуждавшейся в гл. 5.

#### *Первый подход*

В этом случае проектирование ведется при заданном среднем количестве аммония, удаляемого с квадратного метра фильтра в сутки. Как следует из уравнения (6.5):

$$Q_1(C_{N,1} - C_{N,3}) = r_{A,NH_4} \cdot A_2$$

Скорость реакции нулевого порядка  $r_{A,NH_4}$  необходимо установить экспериментально или воспользоваться данными, полученными экспериментальным путем на другой станции такой же конструкции, обрабатывающей такие же стоки.

В табл. 6.3 представлены типичные значения скоростей реакций для реакторов с вращающимися дисками, полученными при обработке промышленных стоков различных типов. Количество удаляемого азота, установленное по этой таблице, можно использовать и при проектировании станций, обрабатывающих коммунальные стоки — на тех участках станций, где основная часть органического вещества уже удалена. Будет или не будет протекать нитрификация на биофильтрах можно определить из выражения (6.8).

В Германии для полной нитрификации городских стоков рекомендуется нагрузка 4–5 БПК/(м<sup>2</sup> · сут).

**Таблица 6.3.** Средние скорости нитрификации в реакторах с биопленками при 20 °С [9]

Тип сточной воды	Скорость нитрификации г <sub>A,NH<sub>4</sub></sub> , г N/(м <sup>2</sup> · сут)	
	минимальная	максимальная
Кожевенные производства	2,35	2,61
Производство удобрений	2,36	2,67
Лечаты свалок	2,42	2,66
Городские стоки, 1	2,03	2,56
Городские стоки, 2	1,69	1,82
Городские стоки, 3	2,20	2,56
Городские стоки, Бузнау	4,61	4,84
Смешанные канализационные стоки	1,53	1,97
Газовые предприятия	2,25	2,36
Производство дегтя	0,04	0,12

В значения скорости реакции при изменениях температуры часто приходится вносить поправки.

### *Второй подход*

Ниже приводится метод проектирования реактора нитрификации с вращающимися дисками. В этом случае основной задачей является удаление растворимых веществ, обсуждавшееся в гл. 5. На рис. 6.25 представлена принципиальная схема реактора с теми упрощениями, которые позволяют яснее понять используемый подход.

В первой секции реактора нитрификации не происходит. Концентрация органического вещества здесь настолько высока, что для роста нитрифицирующих бактерий не остается времени (см. необходимые условия нитрификации).

Во второй секции реактора нитрификация и удаление органического вещества протекают параллельно. Концентрация аммония высокая, поэтому скорость процесса определяется концентрацией кислорода, а также низким содержанием нитрифицирующих бактерий по сравнению с гетеротрофными бактериями.

В третьей секции реактора органическое вещество практически полностью удалено, поэтому здесь протекает в чистом виде процесс нитрификации, скорость которой ограничивается концентрацией кислорода.

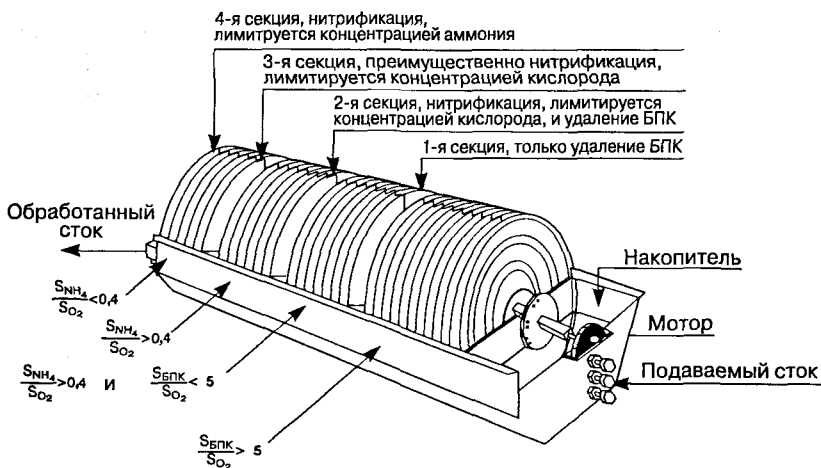


Рис. 6.25. Иллюстрация основных принципов проектирования реакторов с вращающимися дисками для нитрификации.

В четвертой секции реактора концентрация аммония уже настолько низкая, что скорость процесса лимитируется содержанием не кислорода, а аммония.

Следовательно, проектирование реактора с вращающимися дисками — задача довольно сложная, так как приходится контролировать не только концентрацию аммония, но также и концентрации органического вещества и кислорода. Деление реактора на секции соответствует любой возможной ситуации на нормальном очистном сооружении. На практике необходимость в таких секциях определяется возможностью возникновения одного из трех лимитирующих состояний, но совсем не обязательно, что в одном реакторе реализуются все три состояния. Компьютерное моделирование при проектировании станции можно начать с рассмотрения подаваемого стока и двигаться от секции к секции, можно также начать с требований к обработанному стоку и идти шаг за шагом от момента завершения процесса обработки стока к его началу. В обоих случаях для разработки оптимального проекта необходимо провести целый ряд вычислений.

По завершении моделирования на основе упрощенной кинетики процесса в биопленках расчеты можно проверить с применением более сложных моделей. Это возможно только с использованием компьютера. В табл. 11.3 представлена общая матрица параметров процесса, в том числе гетеротрофного процесса, денитрифика-

Таблица 6.4. Результаты расчетов процесса в четырех секциях реактора с вращающимися дисками, общая нагрузка 5 г БПК/(м<sup>2</sup> · сут) [4]

Подаваемый сток Рециркуляция	м <sup>3</sup> /сут м <sup>3</sup> /сут	4000 0				
Реактор №		Подаваемый сток	1	2	3	4
Объем	м <sup>3</sup>		100	100	100	100
Площадь поверхности	м <sup>2</sup>		30 000	30 000	30 000	30 000
K <sub>La</sub>	сут <sup>-1</sup>		600	600	600	600
Кислород	г/м <sup>3</sup>	2,0	6,3	7,4	7,7	9,3
ХПК разлагаемое	г/м <sup>3</sup>	150,0	34,7	7,0	2,1	1,5
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	г/м <sup>3</sup>	25,0	20,1	11,8	2,7	0,6
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> -N	г/м <sup>3</sup>	0,5	0,5	0,5	0,3	0,2
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N	г/м <sup>3</sup>	1,0	0,6	7,9	17,2	19,8
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	моль/м <sup>3</sup>	6,0	5,7	4,6	3,3	2,9
ХПК инертное	г/м <sup>3</sup>	30,0	32,9	34,3	35,3	36,1
Гетеротрофная биомасса	г/м <sup>3</sup>	120,0	167,6	175,1	170,6	163,0
Nitrosomonas	г/м <sup>3</sup>	0,0	0,1	0,1	0,1	0,1
Nitrobacter	г/м <sup>3</sup>	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0

ции (см. гл. 7) и автотрофного процесса, в табл. 11.4 и 11.5 — значения параметров, а в табл. 6.4 — результаты расчетов для четырех секций реактора с вращающимися дисками при обработке воды, прошедшей первичный отстойник при общей нагрузке 5 г БПК/(м<sup>2</sup> · сут). В результате обработки в указанных условиях концентрация аммония снизилась с 25,0 до 0,6 г NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N/м<sup>3</sup>, а концентрация нитрата возросла с 1,0 до 19,8 г NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N/м<sup>3</sup>.

## Литература

1. Gönenc E., Harremoës P., Nitrification in Rotating Disc Systems. II. Criteria for simultaneous mineralization and nitrification. *Water Res.*, **24**, 499-505 (1990).
2. Gönenc E., Nitrification on Rotating Biological Contactors. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark (1982).
3. Szwercinski H., Arvin E., Harremoës P., pH-Decrease in Nitrifying Biofilms. *Water Res.*, **20**, 971-976 (1986).
4. Gujer W., Boller, M., A Mathematical Model for Rotating Contactors. *Water Sci. Technol.*, **22**, (1/2), 53-73 (1990).

5. *Boller M., Gujer W.*, Nitrification of Tertiary Trickling Filters followed by Deep-bed Filters. *Water Res.*, **20**, 1363–1373 (1986).
6. Abwassertechnische Vereinigung. Biologische und weitergehende Abwasserreinigung (Biological and advanced wastewater treatment). 4th ed., Ernst & Sohn, Berlin (1997).
7. *Gujer W.*, Ein dynamisches Modell für die Simulation von komplexen Belebtschlammverfahren (A dynamic model for the simulation of complex processes of activated sludge). EAWAG, Dübendorf, Switzerland (1985).
8. EPA. Process Design Manual for Nitrogen Control. U.S. Environmental Protection Agency, Washington, D.C. (1975).
9. *Harremoës P., Sekoulov I., Bonomo, L.*, Design of Fixed Film Nitrification and Denitrification Units based on Laboratory and Pilot Scale Results. In: EAS-ISWA '81. 5th European Sewage and Refuse Symposium, Munich 22–26 June 1981, pp. 423–451. GFA e.V., St. Augustin (1981).



Система нитрификации с активным илом. Избыточная аэрация приводит к потерям энергии и образованию аэрозолей. Северная станция, Йоханнесбург (ЮАР).

## Системы денитрификации

*Йес Ля-Кур-Янсен, Поль Армоэс, Могенс Хенце*  
(*Jes la Cour Jansen, Poul Harremoës, Mogens Henze*)

Необходимость удаления азота из сточных вод сегодня признается во многих странах. Сброс азота и фосфора приводит к эвтрофикации природных водоемов и делает их непригодными для купания и рыбной ловли, а также в качестве источников питьевой воды. В тех странах, где основным источником питьевой воды являются подземные воды, это еще не очень ощутимо, однако там, где основным источником питьевой воды являются поверхностные водоемы, как, например, в Центральной Европе, Северной Америке и Южной Африке, это одна из острейших проблем.

Азот можно удалять физическими, химическими и биологическими методами, используя

- ионный обмен (питьевая вода),
- обратный осмос (питьевая вода),
- выдувание аммония (сточные воды),
- химическую денитрификацию,
- химическое осаждение под действием  $MgNH_4PO_4$ ,
- биологическую денитрификацию (питьевая и сточная вода),
- ассимиляцию.

Для обработки сточных вод главным образом применяется биологическая денитрификация.

Денитрификация — это процесс превращения нитрата в свободный азот под действием бактерий. Поскольку в обычных сточных водах азот входит в состав соединений в восстановленной форме, то прежде, чем можно будет проводить денитрификацию, эти соединения должны быть подвергнуты нитрификации (гл. 6). Следовательно, денитрификацию чаще всего следует рассматривать в связи с предшествующей ей нитрификацией и лишь в редких случаях отдельно — как таковую. В процессе денитрификации окислителем



органического вещества выступает нитрат, частично заменяющий кислород. Это означает, что денитрификацию следует рассматривать как одну из стадий удаления органического вещества. Эта зависимость усиливается в связи с тем, что многие бактерии в отсутствие кислорода способны мгновенно переключаться на использование нитрата в качестве окислителя.

Взаимосвязь между денитрификацией, нитрификацией и удалением органических веществ очень важна при разработке способов удаления азота. Схемы очистки, обычно применяемые в полномасштабных сооружениях, окажутся успешными только при соответствующем сочетании этих процессов.

Денитрификация как один из этапов очистки воды — довольно новая область исследований. Первые описания конструкций для эффективного удаления азота появились в литературе всего около 30 лет назад [1]. Хотя в последующие годы разработка таких систем велась более быстрыми темпами, тем не менее весьма немного очистных сооружений с денитрификацией эксплуатируется более 10 лет. Следовательно, технологические «ноу-хау» все еще в значительной степени основаны на лабораторных и пилотных экспериментах. Особенно это относится к денитрификации на биофильтрах.

## **7.1. Уравнения массового баланса при денитрификации**

Как было сказано во введении, денитрификация всегда связана с окислением органического вещества (а также водорода или серы). Процесс может протекать как обособленный, специально разработанный для проведения только денитрификации, или в сочетании с нитрификацией. Микробиологический процесс денитрификации всегда один и тот же вне зависимости от конструкции системы. Различия могут заключаться в количестве потребляемого органического вещества (требуемое соотношение  $C/N$ ) и в относительном количестве денитрифицирующих организмов в биомассе.

### **7.1.1. Обособленные системы денитрификации**

Денитрификация может происходить в реакторах с активным илом или на биофильтрах (см. рис. 7.1).

Если известна кинетика происходящих процессов, то можно записать уравнение массового баланса. В табл. 7.1 приведены параметры обособленного процесса денитрификации. Фракция ге-

Таблица 7.1. Параметры процесса денитрификации

Процесс	Компонент							Скорость реакции $\Gamma_V, \dots$				
	$S_s$	$X_{s,N}$	$X_{B,N}$	$X_i$	$S_{NO_3}$	$S_{NH_4}$	$X_{S,N}$		$S_{удел}$			
Аноксический рост гетеротрофных организмов	$-\frac{1}{Y_{макс,Н}}$	1	1		$-\frac{1 - Y_{макс,Н}}{2,86 \cdot Y_{макс,Н}}$	$-f_{XB,N}$		$\frac{1 - Y_{макс,Н}}{14 \cdot 2,86 \cdot Y_{макс,Н}} \cdot \frac{f_{XB,N}}{14}$	$\mu_{макс,Н} \left( \frac{S_s}{K_s + S_s} \right) \cdot \left( \frac{K_s \cdot O_2 \cdot H}{K_s \cdot O_2 \cdot H + S_{O_2}} \right) \cdot \left( \frac{S_{NO_3}}{K_{S,NO_3} + S_{NO_3}} \right) \cdot \eta_B \cdot X_{B,N}$			
Распад гетеротрофных организмов		$1 - f_{XB,xi}$	$1 - f_{XB,xi}$			1	$f_{XB,N}$	$\frac{1}{14}$	$k_a \cdot S_{s,N} \cdot X_{B,N}$			
Аммонификация растворенных органических азотсодержащих веществ									$k_B \cdot X_{S,N}$			
Гидролиз органических веществ	1	$1 - f_{XB,xi}$					1		$k_B \cdot X_{S,N}$			
Гидролиз нерастворимых азотсодержащих веществ									$k_B \cdot X_{S,N}$			
Размерность	кг ХПК/м <sup>3</sup>							кг N/м <sup>3</sup>	экв/м <sup>3</sup>			
	Легко разлагаемое органическое вещество	Медленно разлагаемое органическое вещество	Гетеротрофная биомасса	Инертное разлагаемое органическое вещество	Нитрат	Аммоний	Растворенный азот				Взвешенный азот	Щелочность

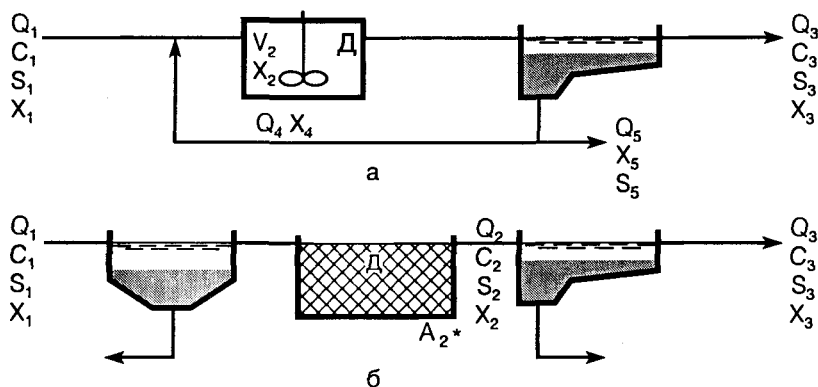


Рис. 7.1. Схематическое изображение систем для проведения обособленной денитрификации (Д).

а — реактор активным илом; б — биофильтр.

теротрофных бактерий, способных проводить денитрификацию, обозначена как  $\eta_g$ .

### Реактор с активным илом

Баланс нитрата для схемы, представленной на рис. 7.1, а, выглядит следующим образом:

$$Q_1 S_{NO_3,1} - r_{V,S} V_2 = Q_3 S_{NO_3,3} + Q_5 S_{NO_3,5} \quad (7.1)$$

Отсюда можно определить концентрацию нитрата в обработанном стоке  $S_{NO_3,3}$ :

$$S_{NO_3,3} = (Q_1 S_{NO_3,1} - r_{V,S} V_2 - Q_5 S_{NO_3,5}) / Q_3$$

Принимая, что

$$Q_1 = Q_3, \quad a$$

$$Q_5 S_{NO_3,5} = 0,$$

получаем следующее упрощенное выражение:

$$S_{NO_3,3} = S_{NO_3,1} - r_{V,S} \theta_2 \quad (7.2)$$

где время гидравлического удерживания  $\theta_2 = V_2 / Q_1$ .

Скорость реакции можно определить по уравнению:

$$r_{V,S} = \nu_{X,S} r_V, \dots,$$

где  $r_{V,S}, \dots$  находим в табл. 7.1 в последней колонке справа, а стехиометрический коэффициент биологического процесса  $\nu_{XB,NO_3}$  — в колонке  $S_{NO_3}$ .

$$r_{V,S} = \frac{(1 - Y_{\text{макс,Н}})\mu_{\text{макс,Н}}}{2,86Y_{\text{макс,Н}}} \cdot \frac{S_S}{K_S + S_S} \times \\ \times \frac{K_{S,O_2,Н}}{K_{S,O_2,Н} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{S,NO_3} + S_{NO_3}} \eta_g X_{B,Н} \quad (7.3)$$

Объединяя выражения (7.2) и (7.3), получаем выражение для концентрации нитрата в обработанном стоке  $S_{NO_3,3}$  для реактора идеального перемешивания.

Часто денитрификацию можно аппроксимировать реакцией нулевого порядка по отношению к органическому веществу, кислороду и нитрату, т. е.

$$r_{V,S} = (\mu_{\text{макс,Н}}/Y_{\text{макс,Н}}) \cdot \eta_g \cdot X_{B,Н} \quad (7.4)$$

**Пример 7.1.** Сточная вода немецкой химической компании характеризуется высоким содержанием нитрата и органических веществ, что допускает проведение только обособленной денитрификации.

Характеристики подаваемой на очистку сточной воды и выходящего обработанного стока представлены ниже.

Параметр	Вход	Выход	Размерность
XПК	600	140	г XПК/м <sup>3</sup>
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N	50	2	г NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N/м <sup>3</sup>

Поток воды:

$$Q_1 = 2700 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

Объем реактора денитрификации:

$$V_2 = 400 \text{ м}^3$$

Определите скорость удаления нитрата  $r_{V,S}$ , если считается, что она постоянна по всему реактору.

Используем выражение (7.2):

$$r_{V,S} = (S_{NO_3,1} - S_{NO_3,3})/\theta_2$$

Время гидравлического удерживания  $\theta_2$  определяем как

$$\theta_2 = V_2/Q_1 = (400 \text{ м}^3)/(2700 \text{ м}^3/\text{сут}) = 0,15 \text{ сут.}$$

Подставляя одновременно  $S_{NO_3,1}$  и  $S_{NO_3,3}$ , получаем:

$$r_{V,S} = ((50 - 2) \text{ г NO}_3^- \text{-N/м}^3)/0,15 \text{ сут} = 320 \text{ г NO}_3^- \text{-N/(м}^3 \cdot \text{сут)}$$

### Биофильтры

Баланс нитрата для схемы, показанной на рис. 7.1, б, описывается следующим выражением:

$$Q_1 S_{\text{NO}_3,1} - r_{\text{A},\text{NO}_3} \cdot A_2^* = Q_3 S_{\text{NO}_3,3} \quad (7.5)$$

где  $r_{\text{A},\text{NO}_3}$  — скорость удаления нитрата на биофильтре в расчете на единицу площади загрузки.

В процессе денитрификации лимитирующим фактором может быть либо концентрация органического вещества, либо концентрация нитрата. Какой именно фактор будет лимитирующим, можно установить из соотношения концентраций веществ и их коэффициентов диффузии в биопленке (выражение (5.32)). Если органическое вещество легко разлагается (следовательно, оно диффундирует внутрь биопленки) и процесс в биопленке подчиняется нулевому порядку, то возможны следующие ситуации.

**Концентрация органического вещества** является лимитирующей, если

$$S_{\text{ХПК},2} < S_{\text{NO}_3,2} \cdot D_{\text{NO}_3,2} \cdot \nu_{\text{NO}_3,\text{ХПК}} / D_{\text{ХПК},2} \quad (7.6a)$$

где  $\nu_{\text{NO}_3,\text{ХПК}}$  — стехиометрический коэффициент, связывающий органическое вещество (в единицах ХПК) и нитрат (обычно 5,5–6,0 кг ХПК/кг  $\text{NO}_3^- - \text{N}$ ) в биологическом процессе,  $D_{\text{ХПК},2}$  — коэффициент диффузии органического вещества в биопленке,  $D_{\text{NO}_3,2}$  — коэффициент диффузии нитрата в биопленке.

**Концентрация нитрата** является лимитирующей, если

$$S_{\text{NO}_3,2} < S_{\text{ХПК},2} \cdot D_{\text{ХПК},2} \cdot \nu_{\text{ХПК},\text{NO}_3} / D_{\text{NO}_3,2} \quad (7.6b)$$

Если лимитирующим фактором является концентрация органического вещества и если пленка полностью проницаема ( $\beta > 1$ ) (см. выражение (5.13)), то справедливо следующее выражение:

$$r_{\text{A},\text{ХПК}} = k_{0\text{v}f,\text{ХПК}} \cdot L \quad (7.7a)$$

Выражение для скорости реакции в частично проницаемой пленке ( $\beta < 1$ ) имеет следующий вид:

$$r_{\text{A},\text{ХПК}} = (2 \cdot D_{\text{ХПК}} \cdot k_{0\text{v}f,\text{ХПК}})^{1/2} S_{\text{ХПК},2}^{1/2} \quad (7.7b)$$

Если лимитирующим фактором является концентрация нитрата и если происходящий в биопленке процесс подчиняется нулевому

**Таблица 7.2.** Кинетические константы денитрификации в реакторе с био пленкой (20 °С). Коэффициент диффузии нитрата 0,5-1,0 · 10<sup>-4</sup> м<sup>2</sup>/сут [2, 3]

	$k_{\frac{1}{2}A, NO_3}$	D	$\nu_{NO_3, ХПК}$	$D_{NO_3} \cdot \nu_{NO_3, ХПК} / D_{ХПК}$	$k_{0Vf, NO_3}$
Уксусная кислота	1-3	0,3-0,7	5-6	5-20	10-150
Метанол	1,4-3,7	0,8-4	3,5-4,1	1,8-2,3	20-200
Глюкоза	1-3	0,1-0,7	5-6	5-20	10-150
ХПК неопределенного состава	1-3	0,3-0,6	4-5	5-20	10-150
	$\Gamma N^{1/2} \cdot M^{-1/2} \cdot \text{сут}^{-1}$	$10^{-4} \text{ м}^2 / \text{сут}$	$\text{кг ХПК} / \text{кг NO}_3^- - \text{N}$	$\text{кг ХПК} / \text{кг NO}_3^- - \text{N}$	$\text{кг NO}_3^- - \text{N} / (\text{м}^3 \cdot \text{сут})$

порядку, получаем следующее выражение для скорости реакции в полностью проницаемой био пленке ( $\beta > 1$ ):

$$\Gamma_{A, NO_3} = k_{0Vf, NO_3} \cdot L \quad (7.7B)$$

и, если пленка лишь частично проницаема ( $\beta < 1$ ):

$$\Gamma_{A, NO_3} = (2 \cdot D_{NO_3} \cdot k_{0Vf, NO_3})^{1/2} S_{NO_3, 2}^{1/2} \quad (7.7Г)$$

Заметьте, что параметр  $k_{0Vf}$  выражается в единицах, соответствующих лимитирующему субстрату, например, в выражении (7.7B), это кг  $NO_3^- - N / (\text{м}^3 \text{ био пленки} \cdot \text{сут})$ .

Оценочные величины  $D_{NO_3} \cdot \nu_{NO_3, ХПК} / D_{ХПК}$  для различных органических веществ, а также  $k_{\frac{1}{2}A, NO_3}$ , D,  $\nu_{NO_3, ХПК}$  и  $k_{0Vf, NO_3}$  представлены в табл. 7.2.

На рис. 7.2 показаны экспериментальные зависимости концентрации метанола от концентрации  $NO_3^- - N$  на выходе из био фильтра полного вытеснения. Линии, соединяющие экспериментальные точки, характеризуют распределение вещества вдоль фильтра при различных отношениях  $S_{Me} / S_N$ . Наклон кривых соответствует значению стехиометрического коэффициента: 3,1 кг  $CH_3OH / \text{кг } NO_3^- - N$ .

Если отношение  $S_{Me} / S_N$  в подаваемой на обработку сточной воде выше 3,1 кг  $CH_3OH / \text{кг } NO_3^- - N$  (на рисунке — это зона I), скорость реакции на фильтре определяется концентрацией нитрата. Если же это соотношение ниже 2,0, скорость реакции зависит от диффузии метанола (зона III). В промежуточном случае (зона II) происходит смена лимитирующего субстрата — от нитрата к метанолу.

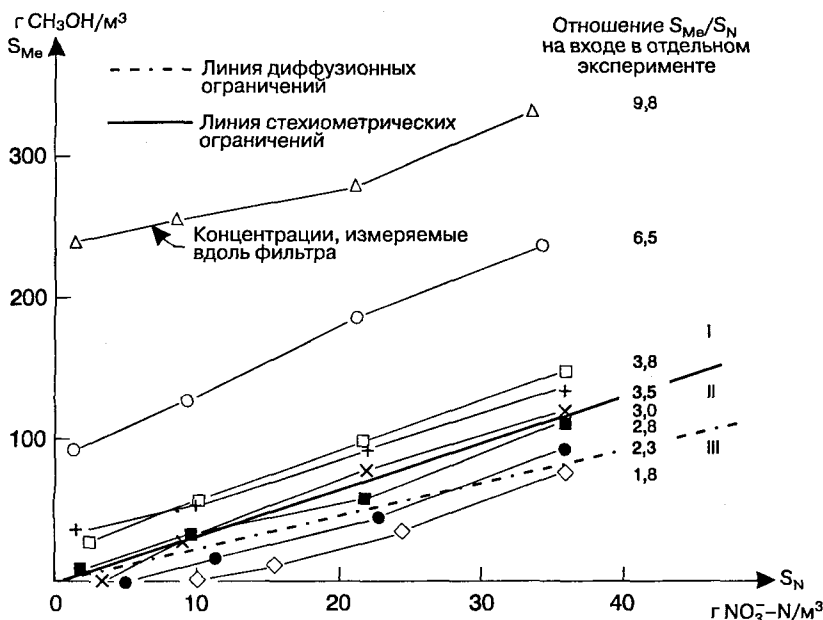


Рис. 7.2. Результаты измерения концентраций на выходе из биофильтра полного вытеснения [4].

Достичь полного удаления нитрата (до концентрации нитратного азота  $0\ г/м^3$ ) в обработанном стоке можно только при условии, что на всем протяжении биофильтра сохраняется стехиометрическое соотношение (3,1 : 1). Следовательно, в этих условиях скорость реакции на биофильтре определяется концентрацией нитрата.

На рис. 7.3 представлены результаты эксперимента по удалению нитрата из сточной воды на биофильтре. Сквозь слой загрузки толщиной 3,0 м, состоящей из частиц гравия размером 3–5 мм, пропускался нисходящий поток сточной воды. Объем подаваемой воды менялся, но концентрация нитрата оставалась постоянной  $S_{NO_3,1} = 23\ г\ NO_3^- - N / м^3$ . Отбор проб осуществлялся в нескольких точках вдоль фильтра. На рисунке справа показана скорость удаления нитрата в единице объема  $r_{V,NO_3}$  в зависимости от его концентрации на данном участке.

$$r_{V,NO_3} = k_{\frac{1}{2}V,NO_3} \cdot S_{NO_3}^{1/2}$$

$$k_{\frac{1}{2}V,NO_3} = 51\ (г/м^3)^{1/2} \cdot ч^{-1},$$

следовательно, эта зависимость имеет вид параболы с верхней точкой в начале координат.

В левой части рисунка показаны результаты измерений в пробах, взятых вдоль фильтра. Результаты укладываются на прямую линию, угол наклона которой соответствует корню квадратному из концентрации, выраженной как функция времени удерживания (выражения (5.37) и (5.42)):

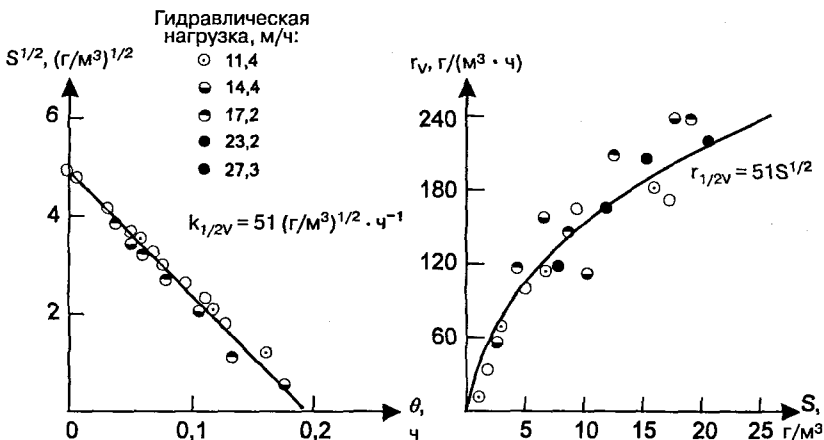
$$S_{\text{NO}_3,1}^{1/2} - S_{\text{NO}_3}^{1/2} = \frac{1}{2} k_{1/2, \text{NO}_3} \theta$$

$$k_{1/2, \text{NO}_3} = 2 \frac{S_{\text{NO}_3,1}^{1/2} - S_{\text{NO}_3}^{1/2}}{\theta}$$

Из приведенной на рисунке зависимости ясно видно, что порядок реакции равен  $1/2$ .

Значения, полученные при различных гидравлических нагрузках, ложатся на одну кривую. Это является доказательством того, что лимитирующей в данном процессе является не диффузия из толщи воды к биопленке, а диффузия в самой биопленке. Более детально ознакомиться с этим экспериментом можно в работах [4, 5].

**Пример 7.2.** Данные, представленные на рис. 7.3, получены для биофильтра с толщиной биопленки  $L = 200$  мкм. Удельная поверхность



**Рис. 7.3.** Пример реакции с порядком  $1/2$ . Фильтр состоит из частиц гравия размером 3–5 мм, покрытых биопленкой, на которой нитрат превращается в газообразный азот. Температура  $17^\circ \text{C}$  [5].



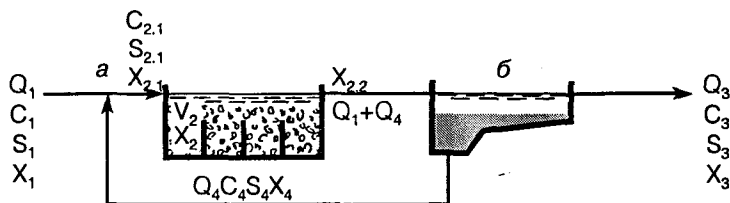


Рис. 7.4. Схема комбинированного процесса нитрификации/денитрификации в реакторе с активным илом.

ее составляет  $\omega = 1000 \text{ м}^2/\text{м}^3$ . Коэффициент диффузии нитрата равен  $0,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут}$ . Какой должна быть концентрация нитрата, чтобы пленка была полностью проницаема?

$$k_{\frac{1}{2}V, \text{NO}_3} = 51 (\text{г}/\text{м}^3)^{1/2} \cdot \text{ч}^{-1} = 1,2 \cdot 10^3 \text{ г NO}_3^- \text{--N}^{1/2} \cdot \text{м}^{-3/2} \cdot \text{сут}^{-1}$$

$$k_{\frac{1}{2}A, \text{NO}_3} = k_{\frac{1}{2}V, \text{NO}_3} / \omega = 1,2 \text{ г NO}_3^- \text{--N}^{1/2} \cdot \text{м}^{-3/2} \cdot \text{сут}^{-1}$$

Это значение меньше, чем приведенное в табл. 7.2, поскольку со свободно текущей водой соприкасается только некоторая часть биопленки.

$$k_{\frac{1}{2}A, \text{NO}_3} = (2D_{\text{NO}_3} \cdot k_{0Vf, \text{NO}_3})^{1/2}$$

$$k_{0Vf, \text{NO}_3} = (k_{\frac{1}{2}A, \text{NO}_3})^2 / 2D_{\text{NO}_3} = 1,2^2 / (2 \cdot 0,7 \cdot 10^{-4}) = \\ = 10 \text{ кг NO}_3^- \text{--N} / (\text{м}^3 \cdot \text{сут})$$

$$\beta^2 = 1 = \frac{2D_{\text{NO}_3} S_{\text{NO}_3}}{k_{0Vf, \text{NO}_3} L^2}$$

$$S_{\text{NO}_3} = \frac{k_{0Vf, \text{NO}_3} L^2}{2D_{\text{NO}_3}} = \frac{10000 \cdot (2 \cdot 10^{-4})^2 \text{ г N} \cdot \text{м}^{-3} \cdot \text{сут}^{-1} \cdot \text{м}^2}{2 \cdot 0,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{сут}^{-1}}$$

$$S_{\text{NO}_3} = 2,9 \text{ г NO}_3^- \text{--N} / \text{м}^3$$

### 7.1.2. Комбинированный процесс нитрификации/денитрификации

Процессы такого типа обычно протекают на станциях с активным илом (рис. 7.4). Если известен набор параметров происходящих реакций, то можно записать уравнение массового баланса. Пример представлен в табл. 11.1.

Среди всех возможных уравнений баланса для биомассы наибольший интерес представляет баланс нитрифицирующих бактерий, с помощью которого можно определить, происходит или не происходит вымывание нитрифицирующих бактерий из реактора.

Уравнение массового баланса для нитрифицирующих бактерий полностью соответствует уравнению (6.1). Используя обозначения, введенные на рис. 7.4, запишем уравнение в следующем виде:

$$Q_1 X_{В,А,1} + r_{V,ХВ} V_3 - b_A X_{В,А,3} V_3 = Q_4 X_{В,А,4} + Q_6 X_{В,А,6} \quad (7.8)$$

Уравнение (7.8), как и уравнение (6.1), можно преобразовать следующим образом:

$$\theta_{Х,А} = 1/\mu_{набл,А,расп}$$

Помните, что в расчет возраста аэробного ила входит только объем реактора  $V_3$ .

Денитрификация может происходить в биопленке, даже если в протекающей через биофильтр воде создаются аэробные условия. Например, это возможно в том случае, когда нитрат проникает в пленку глубже, чем кислород, если концентрация нитрата в системе выше, чем концентрация кислорода. Денитрификация может протекать в самой центральной части биопленки, если там присутствует органическое вещество. Однако из-за увеличения пути диффузии скорость денитрификации понижается.

На рис. 7.5 представлен профиль концентраций веществ в биопленке. Три выделенные зоны описывают следующие выражения:

аэробная зона  $0 < x < x_0$

$$\frac{\partial^2 S_{NO_3}}{\partial x^2} = 0, \quad \frac{\partial^2 S_{O_2}}{\partial x^2} = \frac{k_0 v_{f,O_2}}{D_{O_2}}, \quad \frac{\partial^2 S_{Me}}{\partial x^2} = \frac{k_0 v_{f,Me}}{D_{Me}} \quad (7.10)$$

аноксическая зона  $x_0 < x < x_N$

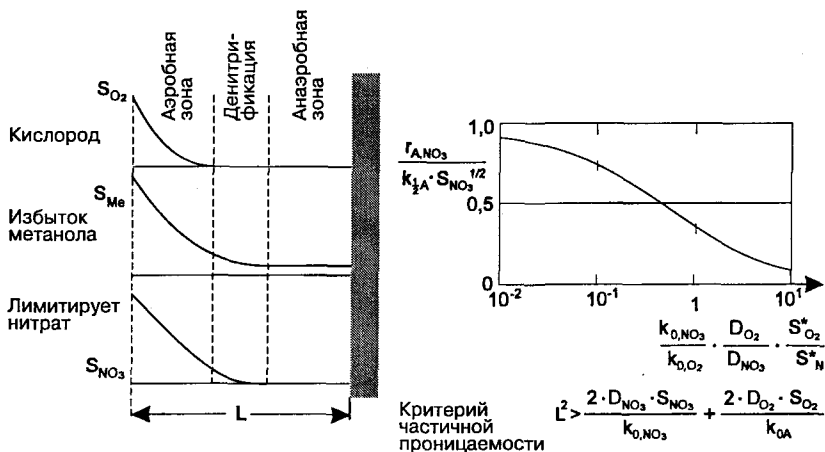
$$\frac{\partial^2 S_{NO_3}}{\partial x^2} = \frac{k_0 v_{f,NO_3}}{D_{NO_3}}, \quad \frac{\partial^2 S_{O_2}}{\partial x^2} = 0, \quad \frac{\partial^2 S_{Me}}{\partial x^2} = \frac{k_0 v_{f,Me}}{D_{Me}} \quad (7.11)$$

анаэробная зона  $x_N < x < L$

$$S_{NO_3} = 0, \quad \frac{\partial^2 S_{O_2}}{\partial x^2} = 0, \quad \frac{\partial^2 S_{Me}}{\partial x^2} = \frac{k_0 v_{f,Me}}{D_{Me}} = \text{const} \quad (7.12)$$

В аэробной зоне профиль концентрации нитрата представляет собой прямую, а в аноксической зоне — параболу с наивысшей точкой при  $x_N$ .

На рис. 7.5 (справа) показано отношение скорости денитрификации  $\gamma_{A,NO_3}$  к ее скорости в отсутствие кислорода  $k_{\frac{1}{2}A,NO_3} S_{NO_3}^{1/2}$  как функция отношения концентраций кислорода и нитрата в сточной воде.



**Рис. 7.5.** Денитрификация в биопленке может протекать даже в том случае, если в свободной воде создаются аэробные условия. Нитрат диффундирует сквозь аэробную часть биопленки, и денитрификация происходит в анаэробической зоне. Справа показано, что в отсутствие кислорода скорость денитрификации выше, чем в его присутствии.

Проникание нитрата в биопленку можно описать следующим образом:

$$\beta_{NO_3, \text{red}} = \beta_{O_2}^2 + \beta_{NO_3}^2,$$

где  $\beta_{O_2}$  — степень проникания кислорода,  $\beta_{NO_3}$  — степень проникания нитрата,  $\beta_{NO_3, \text{red}}$  — степень проникания нитрата в присутствии кислорода

$$\beta_{NO_3, \text{red}}^2 = \frac{2D_{O_2}S_{O_2}}{k_{0Vf}L^2} = \frac{2D_{NO_3}S_{NO_3}}{k_{0Vf,NO_3}L^2}$$

**Пример 7.3.** В стоке, обработанном в реакторе идеального перемешивания, определены следующие концентрации:

$$S_{O_2} = 2 \text{ г } O_2/\text{м}^3$$

$$S_{Me} = 20 \text{ г } CH_3OH/\text{м}^3$$

$$S_{NO_3} = 5 \text{ г } NO_3^- - N/\text{м}^3$$

Определите скорость удаления метанола и нитрата с квадратного метра загрузки фильтра.

Для описания данного процесса выберем следующие константы (табл. 5.1, 5.2 и 7.2, расчет проводится в г  $CH_3OH$ , а не в г ХПК):

Метанол и кислород:

$$\begin{aligned}k_{0Vf,Me} &= 90 \text{ кг } \text{CH}_3\text{OH}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}), \\D_{Me} &= 1,0 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут}, \\D_{\text{O}_2} &= 1,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут}, \\\nu_{Me, \text{O}_2} &= 1,1 \text{ г } \text{O}_2/\text{г } \text{CH}_3\text{OH}.\end{aligned}$$

Метанол и нитрат:

$$\begin{aligned}k_{0Vf, \text{NO}_3} &= 30 \text{ кг } \text{NO}_3^- - \text{N}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}), \\k_{\frac{1}{2}A, \text{NO}_3} &= 3,0 \text{ г } \text{NO}_3^- - \text{N}^{1/2}/(\text{м}^{1/2} \cdot \text{сут}), \\D_{\text{NO}_3} &= 0,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут}, \\\nu_{\text{NO}_3, Me} &= 3,0 \text{ г } \text{CH}_3\text{OH}/\text{г } \text{NO}_3^- - \text{N} \\ \frac{S_{\text{O}_2}}{S_{Me}} &= \frac{2}{20} < \frac{D_{Me}}{D_{\text{O}_2}} \nu_{Me, \text{O}_2} = \frac{1,0}{1,7} \cdot 1,1 = 0,65.\end{aligned}$$

Концентрация кислорода определяет скорость удаления нитрата.

$$\begin{aligned}r_{A, Me} &= (2D_{\text{O}_2} k_{0Vf, Me} / \nu_{Me, \text{O}_2})^{1/2} S_{\text{O}_2}^{1/2} \\ &= (2 \cdot 1,7 \cdot 10^{-4} \cdot 90 \cdot 10^3 / 1,1)^{1/2} \cdot 2^{1/2} \\ &= 7,5 \text{ г } \text{CH}_3\text{OH}/(\text{м}^2 \cdot \text{сут}).\end{aligned}$$

Проницаемость биоупленки для кислорода определяется как

$$\begin{aligned}\beta L &= (2D_{\text{O}_2} S_{\text{O}_2} / k_{0Vf, \text{O}_2})^{1/2} = (2 \cdot 1,7 \cdot 10^{-4} \cdot 2/90 \cdot 10^3 \cdot 1,1)^{1/2} = \\ &= 83 \text{ мкм}\end{aligned}$$

Запишем скорость удаления нитрата:

$$\begin{aligned}r_{A, \text{NO}_3, \text{макс}} &= k_{\frac{1}{2}A, \text{NO}_3} \cdot S_{\text{NO}_3}^{1/2} = 3 \cdot 5^{1/2} = 7 \text{ г } \text{NO}_3^- - \text{N}/(\text{м}^2 \cdot \text{сут}) \\ \frac{k_{0Vf, \text{NO}_3} D_{\text{O}_2} S_{\text{O}_2}}{k_{0Vf, \text{O}_2} D_{\text{NO}_3} S_{\text{NO}_3}} &= \frac{30 \cdot 1,7 \cdot 10^{-4} \cdot 2}{90 \cdot 1,1 \cdot 0,7 \cdot 10^{-4} \cdot 5} = 0,29.\end{aligned}$$

Из рис. 7.5 следует, что скорость денитрификации составляет около 60% максимально возможной.

$$r_{A, \text{NO}_3} = 0,6 \cdot 7 = 4,2 \text{ г } \text{NO}_3^- - \text{N } \text{м}^{-2} \cdot \text{сут}^{-1}$$

Несмотря на аэробные условия в воде скорость денитрификации довольно значительна.

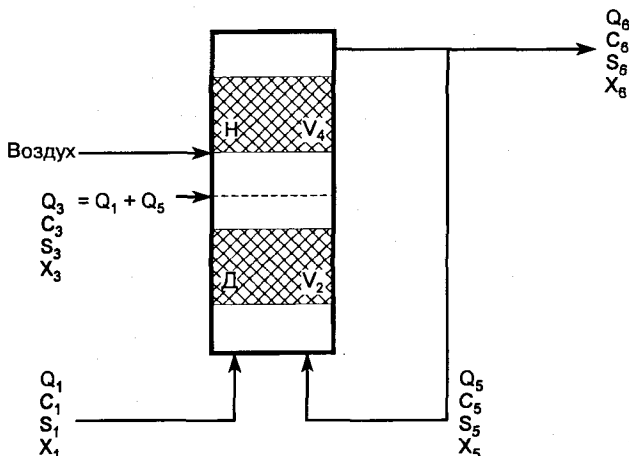


Рис. 7.6. Массовый баланс в комбинированном процессе нитрификации/денитрификации (Н/Д) на фильтре.

Пленка полностью проницаема для кислорода и нитрата на глубину:

$$\begin{aligned} \beta L &= \left( \frac{2D_{O_2} \cdot S_{O_2}}{k_{Ovf, O_2}} + \frac{2D_{NO_3} \cdot S_{NO_3}}{k_{Ovf, NO_3}} \right)^{1/2} \\ &= \left( \frac{2 \cdot 1,7 \cdot 10^{-4} \cdot 2}{90 \cdot 10^3 \cdot 1,1} + \frac{2 \cdot 0,7 \cdot 10^{-4} \cdot 5}{30 \cdot 10^3} \right)^{1/2} \\ &= 174 \text{ мкм} \end{aligned}$$

Энтузиастам предлагается решить уравнения диффузии метанола, чтобы определить, достаточно ли велика концентрация метанола для проникания на такую глубину.

На рис. 7.6 представлен типичный пример реактора, в котором объединены два биофильтра и верхний является аэрируемым. Полномасштабные реакторы такого типа применяются на практике [6]. Реактор денитрификации работает по принципу полного вытеснения, число Пекле для диффузии по высоте  $Pe_L$  составляет  $\sim 50$ . В результате аэрации скорость продольной диффузии больше в реакторе нитрификации.

## 7.2. Типы систем денитрификации

Обсуждение всех возможных вариантов устройства систем денитрификации, представленных в литературе, было бы слишком длинным. В систематическом обзоре, проведенном в работе [7], описываются три основных типа систем, количество возможных вариаций внутри этих типов бесчисленно. С момента выхода обзора, однако, развитие технологии в области биофильтров привело к появлению ряда новых типов систем и еще больше умножило число всевозможных вариаций.

Принципиальное различие между реакторами с активным илом обусловлено следующим: реактор может быть предназначен исключительно для денитрификации (с денитрифицирующим илом) или же денитрификация является частью более общего процесса очистки (ил выполняет комбинированную функцию).

На рис. 7.7 показаны схемы реакторов, основанных на этих двух принципах.

Другое различие в принципе работы реакторов заключается в том, какое органическое вещество используется в процессе: содержащееся в сточной воде или специально добавленное в нее (метанол, крахмал, уксусная кислота).

Развитие технологии денитрификации с применением биофильтров идет параллельно с радикальным обновлением всей технологии очистки, связанной с внедрением погружных фильтров. Причина состоит в том, что те специальные условия, которые необходимы для денитрификации, гораздо легче создать на этих

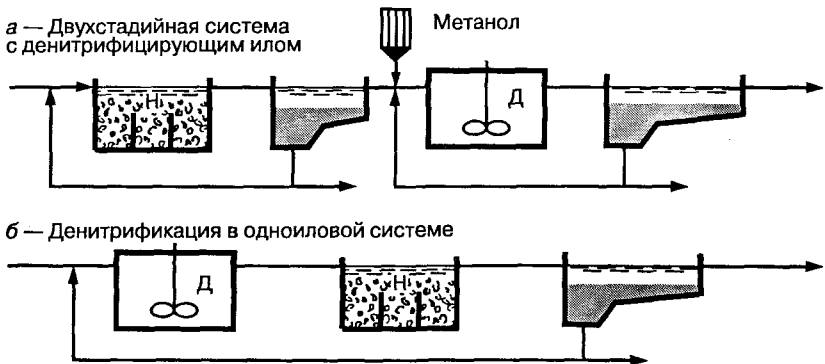


Рис. 7.7. Устройство систем денитрификации: двухстадийная и одноиловая системы с активным илом.

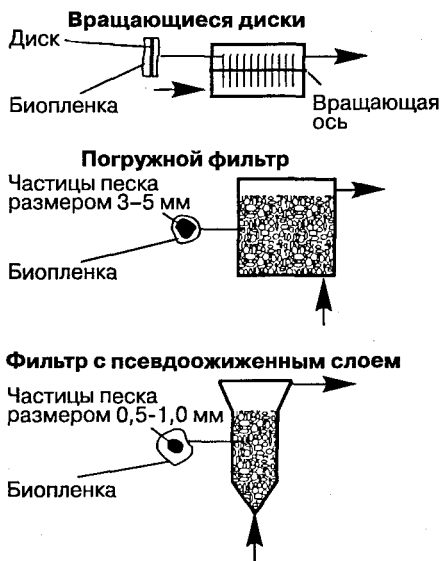


Рис. 7.8. Типы фильтров для денитрификации.

фильтрах новой конструкции, чем на классических капельных фильтрах.

На рис. 7.8 представлены схемы различных типов биофильтров. Следует отметить, что в биофильтрах обычно применяют денитрифицирующий ил.

Рис. 7.8 демонстрирует только устройство реакторов денитрификации. Отделение обработанной воды и избыточного ила в тех случаях, когда денитрификация осуществляется в реакторе с вращающимися дисками, происходит во вторичном отстойнике. В реакторах с погружным фильтром или с псевдооживленным слоем верхняя часть реактора может быть приспособлена в качестве разделяющей ячейки. Избыточный ил можно удалять непосредственно с фильтра. Однако на сегодняшний день опыт работы с денитрифицирующими фильтрами еще невелик.

Далее мы обсудим несколько типов систем денитрификации. Из числа реакторов с активным илом мы рассмотрим в основном те, которые обычно выполняют роль полномасштабных реакторов на практике, а также приведем несколько других примеров, наглядно демонстрирующих основные характеристики процесса. Что же касается биофильтров, которые пока используются на практике

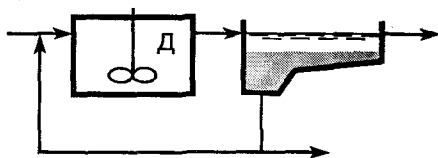


Рис. 7.9. Станция очистки промышленных стоков, содержащих нитрат. Денитрификация проводится обособленно.

достаточно редко, то мы приведем несколько примеров наиболее, на наш взгляд, перспективных образцов.

### 7.2.1. Системы денитрификации с денитрифицирующим илом

Системы этого типа наиболее широко применяются на практике, особенно в США. Внедрение отдельной стадии денитрификации было вызвано усовершенствованием существующих станций для удаления органического вещества и нитрификации стока в связи с введением нормы по содержанию азота в обработанном стоке. На рис. 7.7, а представлена схема такой станции.

Реактор денитрификации располагается на выходе из существующей станции, но, поскольку для денитрификации необходимо наличие органических веществ, то их необходимо добавлять в уже обработанный сток (в этих целях используют, например, метанол).

На станциях очистки с денитрифицирующим илом обрабатывают также промышленные стоки, в которых содержится нитрат. В таком случае достаточно только реактора денитрификации (рис. 7.9). Органические вещества, необходимые для денитрификации, могут содержаться в самом стоке или же добавляться (например, метанол) в него.

### 7.2.2. Денитрификация в одноиловой системе

На долю таких систем приходится основная часть полномасштабных денитрифицирующих станций (рис. 7.7, б). Объясняется это тем, что в таком процессе для денитрификации могут использоваться органические вещества, содержащиеся в исходном стоке. Поэтому нет необходимости вносить дополнительные органические вещества (метанол, уксусную кислоту), и в то же время в системе экономится кислород, поскольку часть веществ окисляется не кислородом, а нитратом. На рис. 7.10 представлена схема системы,



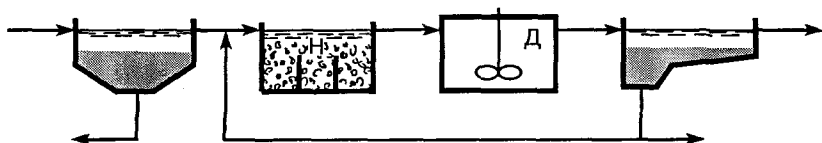


Рис. 7.10. Типичная станция с последующей денитрификацией, где источником органического вещества служит сам ил.

включающая стадию денитрификации, в которой источником энергии для денитрификации служит органическое вещество самого ила.

Станции этого типа представляют в основном лишь исторический интерес, поскольку они первыми были применены для денитрификации стоков [1]. Под действием содержащегося в реакторе ила осуществляется процесс удаления органического вещества и нитрификация на первом этапе и денитрификация на втором этапе. Органическое вещество, необходимое для денитрификации, образуется в результате разложения ила, а это означает, что процесс протекает медленно.

Денитрификацию можно ускорить, добавляя источник углерода непосредственно в реактор денитрификации (рис. 7.11). Источник углерода может быть внешним (метанол, уксусная кислота и др.) или внутренним (сточная вода, надосадочная жидкость, гидролизат и др.). Если в таком веществе содержится значительное количество восстановленных форм азота (особенно аммония), то потребуются рециркуляция стока в нитрифицирующий реактор, чтобы окислить аммоний до нитрата. Если кратность необходимого рецикла слишком велика, то лучше провести предварительную денитрификацию, как это показано на рис. 7.12. В такой схеме достигается прямое использование источника углерода из исходного стока для денитрификации. Кратность рецикла зависит от требуемой эффективности очистки, но обычно она составляет 2–5 (включая рециркуляцию, обусловленную возвращением в реактор ила).

Очистная станция с рециклом (см. схему на рис. 7.12) может быть спроектирована по-разному. Рециркуляция может быть внешней или же может происходить внутри комбинированного реактора нитрификации/денитрификации. Последний вариант реализован на многих станциях очистки в ЮАР.

На многих станциях отсутствуют отдельные реакторы для нитрификации и для денитрификации. Обычно в определенные

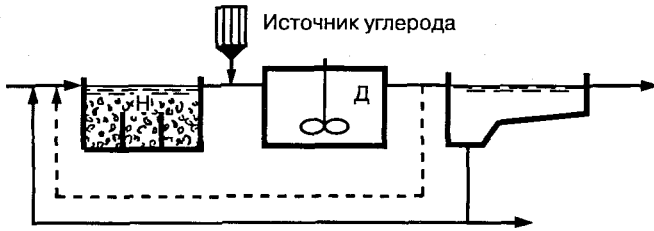


Рис. 7.11. Постденитрификация с добавлением источника углерода. Если этот источник углерода содержит аммоний, но необходима рециркуляция (показана пунктирной линией).



Рис. 7.12. Предденитрификация с рециркуляцией.

промежутки времени реактор (или часть реактора) используется для одного процесса, в другое время — для другого. Иными словами, это может быть процесс со стадией предденитрификации (на рис. 7.12) или со стадиями пре- и постденитрификации.

В процессе с чередующимися циклами (рис. 7.13) с предденитрификацией рецикл заменен сменой режимов нитрификации и денитрификации в реакторе, что облегчает контроль за процессом и его оптимизацию. Эта система (Biodenitro) была разработана в Дании и является там наиболее распространенной среди полномасштабных установок, предназначенных для удаления азота.

На рис. 7.14 показана (вид сверху) станция очистки Фредерикзунд (Дания), которая работает в таком режиме с 1978 г. На станции всего 4 реактора, работающих попарно. Станция функционирует в соответствии со схемой, показанной на рис. 7.13. Один цикл длится 4 ч.

На рис. 7.15 дана схема станции, на которой один реактор используется попеременно для нитрификации и для денитрификации. Каждый процесс протекает в строго определенное время цикла. Такой тип станций (с чередующимися циклами) технически может быть организован различными способами. Если станция снабжена вторичным отстойником, сброс обработанной воды может

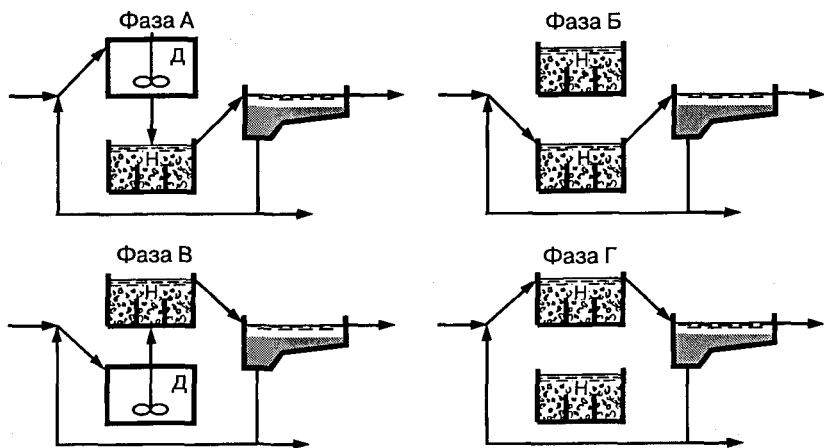


Рис. 7.13. Денитрификация с чередованием циклов.

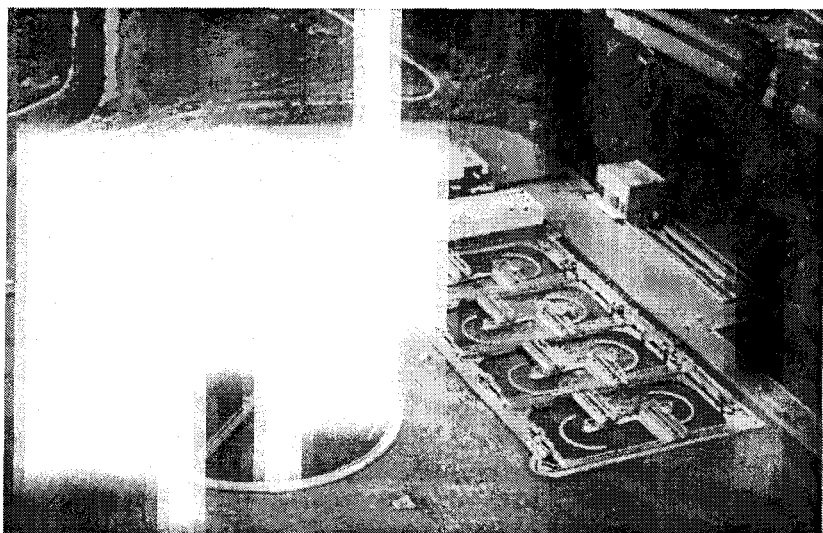


Рис. 7.14. Центральная станция очистки воды в Фредерикзунд (Дания).

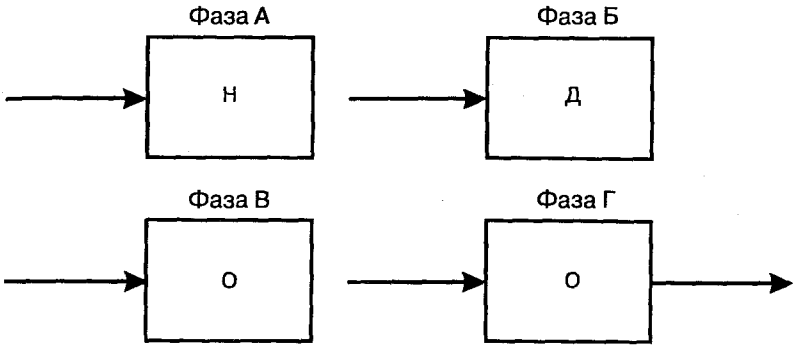


Рис. 7.15. Смена циклов нитрификация/денитрификация в одном реакторе (SBR-реактор или окислительный канал). Если на станции существуют отстойники, то фазы В и Г можно опустить, и обработанный сток будет выходить из реактора также на фазах А и Б.

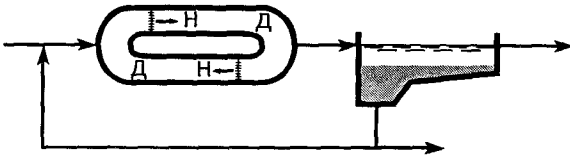


Рис. 7.16. Одновременное проведение нитрификации и денитрификации в реакторе со сменой аэробных и анаэробных условий.

происходить постоянно. Если сточную воду можно накапливать до того, как она подается в реактор, то это удобно делать в фазах В и Г, так что в реактор вода подается только в фазах А и Б. Максимальное использование органического вещества из исходного стока при денитрификации достигается при условии, что вода поступает в реактор только в фазе Б.

Другой вариант циклического режима работы реактора показан на рис. 7.16. В этом случае кислород подается таким образом, что по всему реактору распределены зоны, содержащие и не содержащие кислород. В зависимости от того, через какую зону проходит в данный момент вода с илом, протекает процесс нитрификации или денитрификации. Такой режим работы осуществлен, например, на большой очистной станции «Вена-Блюменталь» в Вене (Австрия). Органическое вещество, необходимое для денитрификации, поступает вместе со стоком, а также образуется в результате разложения ила.

Работа реактора, изображенного на рис. 7.16, требует очень четкого контроля. При изменениях нагрузки или скоростей процесса может оказаться сложным контролировать подачу кислорода, а следовательно, создавать оптимальное соотношение между зонами нитрификации и денитрификации.

В реакторах такой конструкции переключение режимов с нитрификации на денитрификацию осуществляется настолько часто (каждые 1–2 мин), что процесс можно рассматривать как одновременное проведение нитрификации/денитрификации. В таком типе реакторов, а также в других случаях, когда используется одноиловая система, денитрификация и нитрификация происходят одновременно. Объясняется это тем, что во внутренних частях флокул или биопленок, где кислород отсутствует, а нитрат присутствует, происходит денитрификация. Кроме того, в реакторах нитрификации возможно образование таких зон, где аэрация недостаточно эффективна. Это также способствует одновременному протеканию денитрификации.

### 7.2.3. Биофильтры для денитрификации

Все биофильтры, используемые для денитрификации, относятся к классу погружных, т. е. они заполнены водой. Если обработка стоков проводится в реакторах с вращающимися дисками или на фильтрах с загрузкой (диски из полимерного материала или пустотелая загрузка), то ил отделяется от обработанного стока осадением, как это показано на рис. 7.17. Схемы работы фильтров с промывкой обратным потоком (гравий, «Леса» и др.) и псевдооживленных фильтров приведены на рис. 7.18 и 7.19 соответственно. В фильтрах, работающих по принципу псевдооживленного слоя, роль загрузки, на которой происходит рост биопленки, могут выполнять песок или полимерные материалы, а также сферические бактериальные флокулы (гранулы), образующиеся в определенных условиях в отсутствие твердого носителя. Опыт эксплуатации полномасштабных денитрифицирующих фильтров пока очень мал. Часто в такие реакторы добавляют внешние источники углерода — метанол, уксусную кислоту или промышленные стоки.

Сочетание с процессом нитрификации обычно достигается путем введения стадии преденитрификации, т. е. нитрифицирующий фильтр используется после денитрифицирующего, и осуществляется рециркуляция нитрифицированного стока. Поскольку нагрузка по органическому веществу на нитрифицирующий фильтр должна

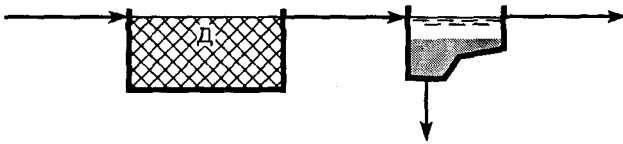


Рис. 7.17. Денитрифицирующий фильтр (с загрузкой из полимерного материала или вращающимися дисками) с постоянным отделением ила.

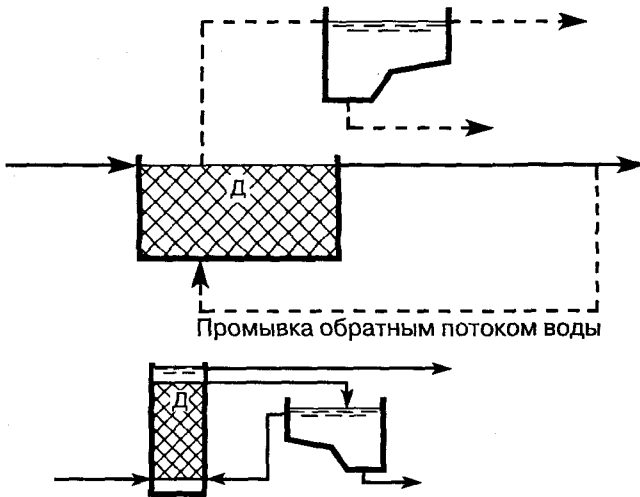


Рис. 7.18. Денитрифицирующие фильтры. На верхней схеме: в качестве загрузки используется песок или пористый материал типа «Леса». На нижней схеме: фильтр с псевдооживленным слоем с песком в качестве загрузки.

быть ограничена, прошедший стадию денитрификации сток должен содержать лишь минимальное количество взвешенных веществ. Если необходима рециркуляция, то наиболее предпочтительны денитрифицирующие фильтры без осаждения сточной воды, а именно, фильтры с промывкой обратным потоком (верхняя схема на рис. 7.18) или фильтры с псевдооживленным слоем (нижняя схема на рис. 7.18). Для других типов установок наличие рецикла означает, что объем отстойника должен быть очень значительным (следовательно, эти конструкции очень дорогие).

### 7.3. Проектирование систем денитрификации

При проектировании систем денитрификации необходимо учитывать ряд специфических факторов. В этом разделе мы обсудим влияние таких факторов, как

- отношение C/N,
- кислород/перемешивание,
- одновременная нитрификация/денитрификация,
- газообразный азот в отстойниках,
- экономия кислорода в результате удаления углерода из стока в процессе денитрификации,
- щелочность,
- скорость удаления веществ.

#### 7.3.1. Отношение C/N

В процессе денитрификации расходуются органические и азотсодержащие вещества. Поскольку для осуществления процесса необходимо совершенно определенное количество органического вещества, то соотношение C/N в системе играет принципиальную роль.

При проектировании денитрифицирующих реакторов соотношение ХПК/N или БПК/N в подаваемом стоке часто рассчитывается для той части азота, которую надо удалить. Это справедливо для систем с денитрифицирующим илом. Если же используется одноилловая система, то соотношение C/N должно быть определено в сточной воде, подаваемой в **реактор денитрификации**, если предусмотрена преденитрификация (рис. 7.12). В схемах же с постденитрификацией в одноилловой системе отношение C/N должно определяться в стоке, подаваемом в **реактор нитрификации**.

Отношение C/N в подаваемом на очистку стоке применяется для грубой оценки возможности проведения процесса и для выяснения необходимости внешнего источника углерода.

Отношение C/N в подаваемом на очистку стоке  $(C/N)_1$  в соответствии с обозначениями, приведенными на рис. 7.4, рассчитывается следующим образом:

$$(XПК/N_{обш})_1 = C_{XПК,1}/C_{N_{обш,1}} \quad (7.13)$$

или как

$$(BPK/N_{\text{общ}})_1 = C_{BPK,1}/C_{N_{\text{общ}},1} \quad (7.14)$$

Для понимания сути процессов при сильных отклонениях состава стоков от обычного или при разработке реактора нового типа может понадобиться более детальный анализ потребления органических веществ и удаления азота.

В реакторе денитрификации органическое вещество расходуется в основном на

- 1) превращение нитрата (нитрита) в газообразный азот,
- 2) прирост ила,
- 3) кислородное дыхание.

Если известна потребность в органическом веществе для реализации этих трех целей, то можно рассчитать необходимое соотношение  $C/N$ . Избыток органического вещества по отношению к азоту может быть использован только на кислородное дыхание или на прирост ила, который может выходить из реактора вместе с обработанной водой, тем самым ухудшая ее качество.

На основании уравнения реакции можно рассчитать соотношение  $C/N$  для данного процесса, т. е. определить количества удаляемого органического вещества и азота. Три названных выше пути расходования органического вещества вносят свой вклад в отношение  $C/N$ . Если концентрация органического вещества рассчитана в единицах ХПК, то отношение  $C/N$  имеет вид отношения ХПК/ $N$ .

1.  $NO_3^- + 1,25 \text{ «ХПК»} \rightarrow 1/2N_2 + CO_2$ , потребление ХПК = 1,25 моль/моль  $NO_3^- - N = 2,86 \text{ кг ХПК/кг } NO_3^- - N$

1,25 «ХПК» — то количество органического вещества, на разложение которого потребовалось бы 1,25 молей кислорода = 40 г кислорода при анализе ХПК, а  $NO_3^-$  содержит 1 моль азота = 14 г азота. Если денитрификации подверглось  $\Delta NO_3^- - N$  нитрата, то расход ХПК составит  $2,86 \cdot \Delta NO_3^- - N$ .

2. Прирост ила  $F_{SP}$ . Если эта величина измеряется в единицах ХПК, то мы сразу получаем: расход ХПК =  $F_{SP, \text{ХПК}}$ .

3. Кислородное дыхание. Если потребление кислорода равно  $F_{O_2}$ , то потребление ХПК =  $F_{O_2}$ .

Общее потребление ХПК составит:

$$2,86 \cdot \Delta NO_3^- - N + F_{SP, \text{ХПК}} + F_{O_2}$$



Общий удаленный азот складывается из денитрифицированного нитрата ( $\Delta\text{NO}_3^- - \text{N}$ ) и ассимилированного азота (в приросте ила):

$$\Delta\text{NO}_3^- - \text{N} + F_{\text{СП,ХПК}} \cdot f_{\text{В,Н}}$$

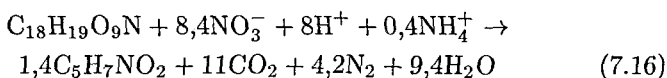
Следовательно, отношение  $\text{C}/\text{N}$  в единицах кг ХПК/кг N, реализуемое в данном процессе, выглядит следующим образом:

$$\text{C}/\text{N} = (2,86\Delta\text{NO}_3^- - \text{N} + F_{\text{СП,ХПК}} + F_{\text{O}_2}) / (\Delta\text{NO}_3^- - \text{N} + F_{\text{СП,ХПК}} \cdot f_{\text{В,Н}}) \quad (7.15)$$

Отношение  $\text{C}/\text{N}$  также можно рассчитать по уравнению реакции.

Обратите внимание, что в таком виде, как это выражено в уравнении (7.15), в отношение  $\text{C}/\text{N}$  входят не общее ХПК и не общий азот в подаваемом стоке, т. е. оно не равно  $(\text{ХПК}/\text{N})_1$ . И для ХПК и для азота подразумевается, что следует вычесть их содержание в обработанном стоке.

Для станции нитрификации/денитрификации, работающей при низкой нагрузке, наблюдаемый коэффициент прироста ила может составлять, например, 0,4 кг ХПК(В)/кг ХПК(С). Соответствующее уравнение реакции, в котором органическое вещество мы опишем общей формулой  $\text{C}_{18}\text{H}_{19}\text{O}_9\text{N}$ , а биомассу — формулой  $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ , выглядит следующим образом:



Здесь потребление ХПК (формуле  $\text{C}_{18}\text{H}_{19}\text{O}_9\text{N}$  соответствует содержание ХПК 560 г  $\text{O}_2$ /моль):

$$(560 / (8,4 \cdot 14)) = 4,8 \text{ кг ХПК/кг } \text{NO}_3^- - \text{N}$$

или

$$560 / (8,4 \cdot 14 + 0,4 \cdot 14) = 4,5 \text{ кг ХПК/кг } \text{N}_{\text{общ}}$$

Отношение  $\text{C}/\text{N}$  в данном случае выражается как

$$\text{C}/\text{N} = (4,5 \text{ кг ХПК} \cdot \Delta\text{N} + F_{\text{O}_2}) / \Delta\text{N},$$

где  $\Delta\text{N}$  — это сумма денитрифицированного и ассимилированного азота.

Часть отношения  $\text{C}/\text{N}$ , которая расходуется на окисление органического вещества кислородом, а именно  $F_{\text{O}_2}$ , можно рассматривать как потерю органического вещества. Кроме того, эта величина зависит от устройства и функционирования станции, в то

время как две другие составляющие потребления ХПК выводятся из стехиометрии реакции денитрификации и из требований к содержанию азота в обработанном стоке.

Фактор эффективности  $f_{C/N}$  можно определить как

$$f_{C/N} = (2,86\Delta\text{NO}_3^- - \text{N} + F_{\text{SP}}) / (2,86\Delta\text{NO}_3^- - \text{N} + F_{\text{SP}} + F_{\text{O}_2}) \quad (7.17)$$

Если органическое вещество не расходуется на кислородное дыхание, т. е.  $F_{\text{O}_2} = 0$ , то  $f_{C/N} = 1$ .

Для  $f_{C/N} = 1$  мы имеем оптимальное, т. е. самое низкое из всех возможных, соотношение  $C/N$ . В действительности это отношение всегда оказывается выше.

На практике отношение  $C/N$  можно определить по уравнению

$$(C/N)_{\text{практ}} = (C/N)_{\text{опт}} / f_{C/N} \quad (7.18)$$

Если мы определим  $(C/N)_{\text{практ}}$  в сточной воде, то получим следующее выражение:

$$\begin{aligned} (X_{\text{ПК}}/N_{\text{общ}})_{\text{практ},1} &= \\ &= (X_{\text{ПК}}/N_{\text{общ}})_{\text{опт}} \frac{1}{f_{C/N}} \frac{C_{X_{\text{ПК}},1}}{C_{X_{\text{ПК}},1} - C_{X_{\text{ПК}},3}} \frac{C_{N_{\text{общ}},1} - C_{\text{общ},3}}{C_{N_{\text{общ}},1}} \end{aligned} \quad (7.19)$$

или

$$(X_{\text{ПК}}/N_{\text{общ}})_{\text{практ},1} = (X_{\text{ПК}}/N_{\text{общ}})_{\text{опт}} \frac{1}{f_{C/N}} \frac{E_{N_{\text{общ}}}}{E_{X_{\text{ПК}}}} \quad (7.20)$$

Соответствующее выражение для БПК имеет такой вид:

$$(B_{\text{ПК}}/N_{\text{общ}})_{\text{практ},1} = (B_{\text{ПК}}/N_{\text{общ}})_{\text{опт}} \frac{1}{f_{C/N}} \frac{E_{N_{\text{общ}}}}{E_{B_{\text{ПК}}}}, \quad (7.21)$$

где  $E$  — эффективность обработки воды.

Фактор эффективности для органического вещества  $f_{C/N}$  зависит от типа станции и от степени контроля за процессом. Для отдельного реактора денитрификации эта величина близка к единице, но в объединенном процессе нитрификации/денитрификации она значительно ниже.

В коммунальных и городских стоках отношение  $C/N$  обычно достаточно высокое, чтобы обеспечить нормальную скорость денитрификации, следовательно, фактор эффективности высокий. В табл. 7.3 представлены оптимальные соотношения  $C/N$  для различных типов органических веществ, а в табл. 7.4 — факторы эффективности для нескольких типов станций, на которых осуществляется процесс денитрификации. Если устройство станции

**Таблица 7.3.** Оптимальные соотношения C/N для различных типов органических веществ, используемых в процессе денитрификации

Органическое вещество	(C/N) <sub>опт</sub>	Размерность
Органические вещества в сточной воде	3–3,5	кг БПК/кг N
	4–5	кг ХПК/кг N
Органические вещества в иле	1,5–2,5	кг БПК/кг N
	2,9–3,2	кг ХПК/кг N
Метанол	2,3–2,7	кг MeOH/кг N
	3,5–4,1	кг ХПК/кг N
Уксусная кислота	1,0–1,2	моль MeOH/моль N
	2,9–3,5	кг HAc/кг N
	3,1–3,7	кг ХПК/кг N
	0,9–1,1	моль HAc/моль N

**Таблица 7.4.** Фактор эффективности  $f_{C/N}$  для органического вещества на различных станциях денитрификации [15]

Тип станции	Номер рисунка	$f_{C/N}$
<b>С активным илом:</b>		
денитрификация как отдельная стадия	7.9	0,9–1,0
постденитрификация	7.10	0,2–0,5
постденитрификация с внешним источником углерода	7.11	0,8–0,9
рецикл	7.12	0,4–0,6
чередующийся режим	7.13	0,4–0,6
чередующийся режим в одном реакторе	7.15	0,3–0,6
одновременная нитрификация/денитрификация	7.16	0,3–0,5
<b>Фильтры:</b>		
погружной фильтр/вращающиеся диски с рециклом	—	0,4–0,7
погружной фильтр/вращающиеся диски без рецикла	7.17	0,9–1,0
фильтр с промывкой обратным потоком без рецикла	7.18	0,5–0,8
фильтр с псевдооживленным слоем	7.18	0,4–0,7

неадекватно условиям ее функционирования, то фактор эффективности может быть ниже, чем это указано в таблице.

Если отношение C/N в сточной воде очень низкое, то это означает, что денитрификация будет проходить либо лишь частично, либо с очень низкой скоростью, что во многих случаях будет приводить к низкой эффективности удаления нитрата. Низкое значение отношения C/N будет приводить к появлению в обработанном стоке промежуточных продуктов денитрификации, например, N<sub>2</sub>O [14].

**Пример 7.4.** Какое отношение  $C/N$  ( $(\text{БПК}/N_{\text{общ}})_{\text{практ},1}$ ) необходимо для проведения денитрификации в реакторе с рециклом, если источником углерода является сточная вода?

Эффективность очистки на станции составляет 80% по общему азоту и 95% по БПК.

Отношение  $C/N$  можно определить из уравнения (7.21)

$$(\text{БПК}/N_{\text{общ}})_{\text{практ},1} = (\text{БПК}/N_{\text{общ}})_{\text{опт}}/f_{C/N} \cdot E_{N_{\text{общ}}}/E_{\text{БПК}} \quad (7.21)$$

Из приведенных в табл. 7.3 данных следует, что  $(C/N)_{\text{опт}} = 3,2$  кг БПК/кг  $N_{\text{общ}}$ , а согласно данным табл. 7.4  $f_{C/N} = 0,4-0,6$ .

Подставив найденный интервал значений в выражение (7.21), получим

$$\begin{aligned} (\text{БПК}/N_{\text{общ}}) &= 3,2 \cdot (1/0,6) \cdot (0,8/0,95) - 3,2 \cdot (1/0,4) \cdot (0,8/0,95) = \\ &= 4,5-6,7 \text{ кг БПК/кг } N_{\text{общ}}. \end{aligned}$$

Верхнее значение этого интервала слишком велико для городских сточных вод (табл. 1.12). Следовательно, нужно быть внимательными, чтобы не растрачивать напрасно органическое вещество из сточных вод.

### 7.3.2. Кислород/перемешивание

Очистку сточной воды в системе с активным илом необходимо проводить при перемешивании, чтобы поддерживать ил во взвешенном состоянии (не допускать его осаждения) и обеспечивать контакт между илом и сточной водой. При перемешивании не должно происходить избыточного поступления воздуха (кислорода), поскольку это ингибирует денитрификацию, снижая ее скорость и уменьшая фактор эффективности для органического вещества  $f_{C/N}$ . В результате часть денитрифицирующих бактерий будет использовать для дыхания кислород вместо нитрата. Потребление бактериями 1 моль кислорода (32 г) соответствует удалению 4 эл. экв. (кислород переходит из степени окисления 0 в степень окисления -2), т. е. 8 г кислорода соответствуют примерно 1 эл. экв. Аналогично потребление 1 моль азота (14 г нитратного азота) соответствует удалению 5 эл. экв. (степень окисления азота меняется от +5 до 0), т. е. 2,8 г нитратного азота соответствуют приблизительно 1 эл. экв.

Это означает, что нитратное дыхание снижается следующим образом:

$$(2,8 \text{ г } \text{NO}_3^- - \text{N}/1 \text{ экв})/(8 \text{ г } \text{O}_2/1 \text{ экв}) = 0,35 \text{ г } \text{NO}_3^- - \text{N}/\text{г } \text{O}_2 \quad (7.22)$$

Ингибирование кислородом возможно и в том случае, если в реактор денитрификации подается обогащенный кислородом сток, как, например, при использовании рециркуляции.

**Пример 7.5.** В реакторе денитрификации с лопастной мешалкой  $K_{La}$  для сточной воды составляет  $3 \text{ сут}^{-1}$  при  $8^\circ\text{C}$ . Концентрация кислорода  $0 \text{ г/м}^3$ , концентрация ила  $4 \text{ кг БВБ/м}^3$ . Определите понижение скорости денитрификации при  $8^\circ\text{C}$ .

В соответствии с теорией аэрации поток воздуха, поступающего из атмосферы в реактор, определяется как  $(A/V)N = K_{La}(C_m - C)$ .

Насыщающая концентрация кислорода  $C_m$  при  $8^\circ\text{C}$  составляет  $11,8 \text{ г/м}^3$ . Следовательно, поток кислорода равен:

$$3 \text{ сут}^{-1}(11,8 - 0) \text{ г O}_2/\text{м}^3 = 35,4 \text{ г O}_2/(\text{м}^3 \cdot \text{сут})$$

Если бы бактерии не использовали кислород, а осуществляли денитрификацию, то они подвергли бы денитрификации

$$35,4 \text{ г O}_2/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}) \cdot 0,35 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/\text{г O}_2 = 12,4 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут})$$

Определим объемную скорость денитрификации, считая, что скорость денитрификации без влияния кислорода  $r_{X,S}$  соответствует скорости, приведенной на рис. 3.13, т. е. равна приблизительно  $12 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/(\text{кг БВБ} \cdot \text{сут})$

$$r_{V,S} = r_{X,S} \cdot X = 12 \cdot 4 = 48 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут})$$

Следовательно, текущая скорость денитрификации:

$$r_{V,S}(\text{текущая}) = r_{V,S} - 12 = 48 - 12 = 36 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут})$$

Таким образом, в данном случае скорость денитрификации понижается на  $12/48 = 25\%$ . При повышении температуры уменьшение скорости было бы менее значительным.

### 7.3.3. Одновременная нитрификация/денитрификация

Концентрация кислорода влияет на скорости денитрификации и нитрификации. Это означает, что при низких или умеренных концентрациях кислорода эти два процесса могут идти одновременно. Для конструкторов идея создания процесса с одновременным протеканием нитрификации/денитрификации всегда была искушением. Часто аргументом в пользу такого решения вопроса является то, что совмещение двух процессов позволяет сэкономить половину объема реактора. Однако в действительности дело обстоит иначе, поскольку в таком совмещенном процессе скорости индивидуальных процессов понижаются. В лучшем случае скорости обоих процессов уменьшаются в два раза. Эта ситуация проиллюстрирована

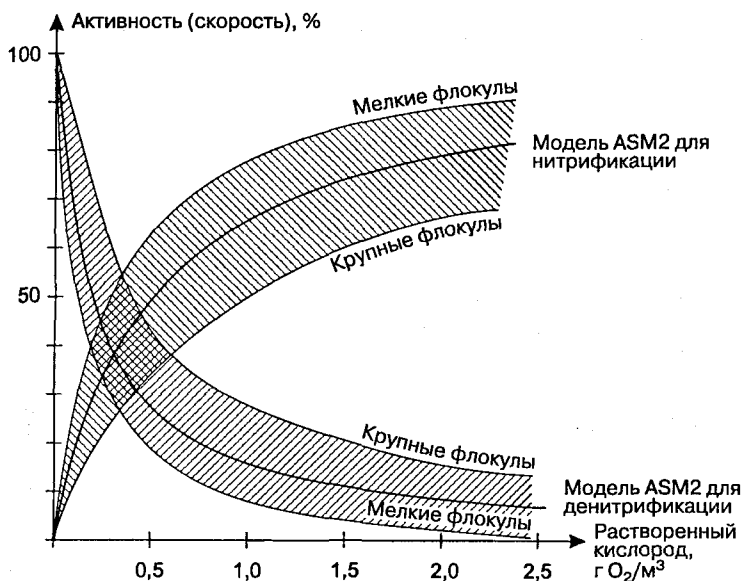


Рис. 7.19. Одновременная нитрификация и денитрификация. Для построения графиков использованы константы полунасыщения из уравнения Моно для нитрификации и денитрификации [21].

рис. 7.19. Как следует из приведенной на рисунке зависимости, наиболее благоприятная область для одновременного течения процессов находится в диапазоне концентраций кислорода 0–1 ч. на млн. При более высоком содержании кислорода денитрификация все еще происходит, но в очень незначительной степени. На скорость процесса влияют структура и размер флоккул, поскольку от них зависит диффузия. Это означает, что высокая турбулентность снижает скорость денитрификации (из-за уменьшения размеров флоккул и сокращения объема бескислородных зон) и повышает скорость нитрификации (меньше размер флоккул, следовательно, меньше диффузионные затруднения).

#### 7.3.4. Газообразный азот в отстойниках и на биофильтрах

Если денитрификация протекает в отстойнике, из-за образования пузырьков газообразного азота процесс может осложниться всплытием ила. Определить точно, когда именно произойдет всплытие,

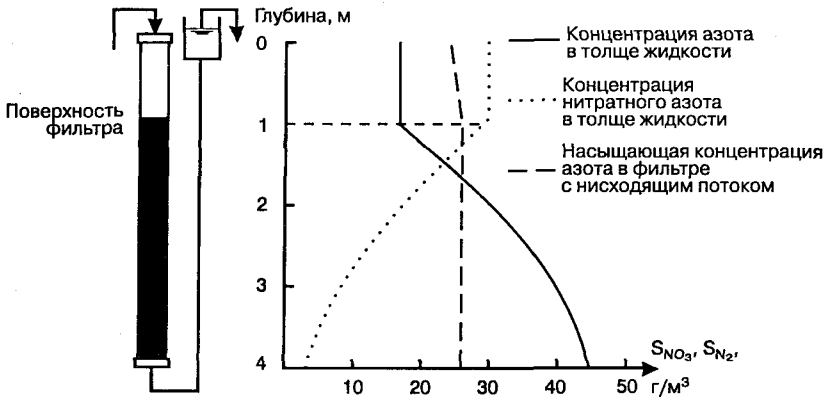


Рис. 7.20. Концентрационные профили нитрата и растворенного азота в погружном фильтре [8].

довольно трудно, поскольку в ряде случаев, даже если вода в отстойнике перенасыщена азотом, пузырьки не образуются.

Увеличение давления на дне отстойника повысит насыщающую концентрацию азота и, следовательно, будет противодействовать тенденции перенасыщения.

Присутствие кислорода в иле отстойника ингибирует денитрификацию (см. пример 7.5).

Насыщающая концентрация азота при атмосферном давлении составляет около  $20 \text{ г N}_2/\text{м}^3$ , столб жидкости высотой 2 м приводит к увеличению насыщающей концентрации приблизительно до  $24 \text{ г N}_2/\text{м}^3$ . Следовательно, денитрификация  $4 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/\text{м}^3$  в отстойнике не ухудшит ситуацию.

При нормальном протекании денитрификации и нормальном функционировании отстойника то количество нитрата, которое может быть в нем денитрифицировано, не должно создавать проблем. Однако, если время удерживания ила в отстойнике высокое, а денитрификация происходит лишь частично или не происходит вообще, то в такой ситуации возможно всплытие ила. Опыт показывает, что это явление может наблюдаться при концентрации нитратного азота на входе в отстойник  $5\text{--}10 \text{ г}/\text{м}^3$  и температуре выше  $20^\circ\text{C}$  [20].

В биофильтрах образование газообразного азота возможно как внутри биопленки, так и в толще воды в реакторе.

На рис. 7.20 показана схема погружного фильтра и концентрационный профиль нитрата в интервале от  $30$  до  $3 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/\text{м}^3$ .



Рис. 7.21. Распределение концентрации растворенного азота в денитрифицирующей биопленке. Поверхность раздела находится в равновесии с внешней средой. При концентрации нитрата в толще воды выше, чем  $6 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/\text{м}^3$ , происходит перенасыщение [8].

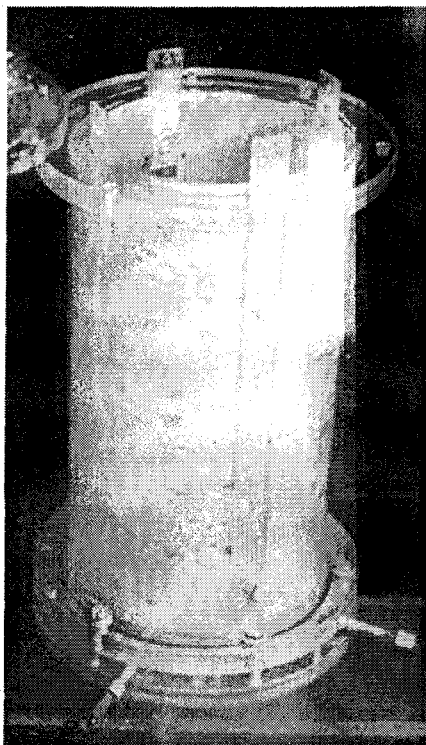
В подаваемом на очистку стоке концентрация растворенного азота определяется атмосферными условиями (80% азота соответствуют приблизительно  $20 \text{ г N}_2/\text{м}^3$ ). Для сравнения: насыщающая концентрация чистого азота составляет  $25 \text{ г N}_2/\text{м}^3$ . На рисунке приведена концентрация растворенного азота, рассчитанная из концентрации нитрата, удаленного в результате денитрификации. Видно, что перенасыщение наступает уже на глубине 0,5 м. На практике образование пузырьков азота наблюдается во всех денитрифицирующих фильтрах. При использовании мелкодисперсной загрузки фильтра пузырьки блокируют поток воды, в связи с чем возникает необходимость в частом использовании противотока для их удаления.

На рис. 7.21 показан концентрационный профиль азота в денитрифицирующей биопленке. Здесь также наблюдается перенасыщение. Пузырьки могут образовываться на границе между твердой подложкой и биопленкой (рис. 7.22). На практике именно так осуществляется один из механизмов сброса биомассы.

Образование азота в биопленке можно описать следующим выражением:

$$d^2 S_{N_2} / dx^2 = -k_0 v_{f, N_2} / D_{N_2}, \quad (7.23)$$





**Рис. 7.22.** В результате перенасыщения био пленки свободным азотом на поверхности раздела между подложкой и био пленкой образуются пузырьки [8].

где  $k_{O_{Vf,N_2}}$  — скорость денитрификации в единице объема био пленки в единицах образовавшегося азота,  $D_{N_2}$  — коэффициент диффузии азота.

Решив это уравнение, получим следующее выражение для концентрации азота вне аноксической зоны био пленки [8]:

$$S_{N_2,L} = S_{N_2,x=0} + \frac{D_{NO_3}}{D_{N_2}} S_{NO_3,x=0} \quad (7.24)$$

**Пример 7.6.** Определите, какая концентрация нитрата вызовет заметное перенасыщение и образование пузырьков в био пленке.

Концентрация азота на поверхности био пленки составляет по крайней мере  $16 \text{ г } N_2/\text{м}^3$  (это соответствует состоянию равновесия с внешней средой при  $15^\circ\text{C}$ ). Внутри био пленки до начала образова-

ния пузырьков концентрация может возрастать до  $20 \text{ г N}_2/\text{м}^3$ . Это соответствует дополнительному количеству азота в  $4 \text{ г N}_2/\text{м}^3$ .

$$D_{\text{NO}_3} = 0,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут}$$

$$D_{\text{N}_2} = 1,1 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут}$$

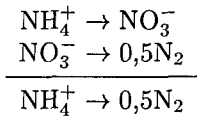
$$S_{\text{NO}_3, \text{макс}} = 4 \cdot 1,1/0,7 = 6 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/\text{м}^3$$

Концентрация нитрата в толще воды, превышающая указанную расчетную величину, вызывает перенасыщение и образование пузырьков. Это явление необходимо учитывать при работе с любым денитрифицирующим биофильтром.

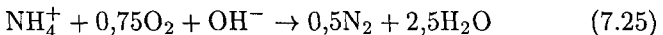
### 7.3.5. Потребление кислорода

Если мы оставим в стороне рассмотрение нежелательных затрат кислорода (как это было сделано в разд. 7.3.2), то сам процесс денитрификации не требует затрат кислорода, поскольку нитрат заменяет кислород при окислении органических веществ. Однако следует помнить, что на образование нитрата расходуется больше кислорода, чем «сохраняется» при денитрификации.

Если мы рассмотрим суммарный процесс нитрификации и денитрификации:



то сможем определить потребление кислорода в обобщенном процессе:



«Сохранение» кислорода при денитрификации, рассмотренное отдельно, соответствует  $1,25$  моль  $\text{O}_2$ /моль  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  или  $2,86 \text{ г O}_2/\text{г NO}_3^- - \text{N}$  (поскольку степень окисления азота уменьшается на 5, что эквивалентно  $1,25$  моль кислорода, который также понижает степень окисления на  $4 \cdot 1,25 = 5$  в общей окислительной стадии).

В табл. 7.5 показано потребление кислорода и изменение щелочности при нитрификации, денитрификации и в суммарном процессе.

**Таблица 7.5.** Потребление кислорода и изменение щелочности при нитрификации и денитрификации

Процесс	Потребление кислорода,			Изменение щелочности,	
	$\frac{\text{моль O}_2}{\text{моль N}}$	$\frac{\text{г O}_2}{\text{г N}}$	$\frac{\text{г O}_2^a}{\text{г N}}$	$\frac{\text{экв. щел.}}{\text{моль N}}$	$\frac{\text{экв. щел.}^a}{\text{моль N}}$
Нитрификация	2,0	4,57	4,3	2,0	1,9
Денитрификация	-1,25	-2,86	-2,4	-1,0	-0,8
Нитрификация + денитрификация	0,75	1,71	1,9	1,0	1,1

<sup>a</sup> Экспериментальное значение с учетом азота, содержащегося в полученном в результате прироста иле.

### 7.3.6. Щелочность

При денитрификации щелочность увеличивается в соответствии с выражением (3.30). В табл. 7.5 представлены величины изменений щелочности.

В гл. 6 уже говорилось, что нитрификация сопровождается понижением щелочности, что может приводить к снижению рН среды в тех случаях, когда потребление щелочности выше, чем ее запас в воде. Отчасти это компенсируется при совмещении процессов нитрификации и денитрификации, поскольку понижение щелочности в суммарном процессе в два раза ниже.

К биопленкам применимы другие условия, поскольку значения рН внутри биопленки и в толще воды могут очень сильно различаться. Денитрификация повышает рН в биопленке, как это показано на рис. 7.23. В худшем случае рН может подниматься до 9,7 (с метанолом), 9,9 (с уксусной кислотой) и 10,5 (с метаном).

Увеличение рН может приводить к образованию осадка в биопленке. При определенных условиях на поверхности носителя могут накапливаться значительные количества неорганических веществ. Это в свою очередь приводит к кольматации фильтра и увеличению его веса, что в случае использования вращающихся дисков может приводить к механическим поломкам.

### 7.3.7. Проектирование систем денитрификации с активным илом

Основной параметр при проектировании такой системы — это удельная скорость денитрификации,  $r_{X,S}$  (измеряемая в  $\text{г NO}_3^- - \text{N}/(\text{кг БВБ} \cdot \text{ч})$ ); ее можно оценить из рис. 3.13.

Зная концентрацию ила  $X_2$ , можно рассчитать удельную объемную скорость процесса:

$$r_{V,S} = r_{X,S} \cdot X_2 \quad (7.26)$$

Оценивают  $r_{X,S}$  при наиболее низкой допустимой температуре.

Используя уравнение баланса азота в реакторе, можно рассчитать, какое количество азота должно быть денитрифицировано (обозначения взяты из рис. 7.1,а):

$$M_N = Q_1 C_1 - Q_3 C_3 - Q_5 C_5 \quad (7.27)$$

где  $Q_1 C_1$  — описывает состав сточной воды,  $C_3$  — приемлемая концентрация в обработанном стоке,  $Q_5 C_5$  — содержание азота в избыточном иле ( $= f_{X,N} F_{ESP}$ ).

Если известно значение  $M_N$ , то можно проверить, достаточно ли велико отношение  $C/N$ , и если величина его окажется низкой, то необходимо понизить скорость денитрификации или добавить внешний источник углерода. Необходимый объем реактора нитрификации  $V_2$  можно определить по уравнению:

$$\begin{aligned} M_N &= V_2 \cdot r_{V,S} \\ V_2 &= M_N / r_{V,S} \end{aligned} \quad (7.28)$$

**Пример 7.7.** Проектирование реактора денитрификации с активным илом.

Каким должен быть объем реактора, если объем стоков, которые необходимо денитрифицировать, составляет  $5000 \text{ м}^3/\text{сут}$ ?

Количество азота, которое будет денитрифицировано,  $M_N$  находим из уравнения баланса азота, см. рис. 7.1,а.

$$M_N = Q_1 C_1 - Q_3 C_3 - Q_5 C_5 \quad (7.27)$$

Известно следующее:

$$\begin{aligned} C_1 &= 50 \text{ г } N_{\text{общ}}/\text{м}^3, \\ C_3 &= 7 \text{ г } N_{\text{общ}}/\text{м}^3. \end{aligned}$$

Кроме того, известен объем  $Q_1 = 5000 \text{ м}^3/\text{сут}$ . Вполне допустимо предположить, что  $Q_3 \sim Q_1$ , т. е.  $Q_3 = 5000 \text{ м}^3/\text{сут}$ .

Содержание азота в приросте ила  $f_{X,N}$  оценим приблизительно как  $0,05 \text{ кг } N/\text{кг } \text{ВВВ}$ . Прирост ила примем равным  $700 \text{ кг } \text{ВВВ}/\text{сут}$ . Это означает, что  $Q_5 C_5 = 700 \text{ кг } \text{ВВВ}/\text{сут} \cdot 0,05 \text{ кг } N/\text{кг } \text{ВВВ} = 35 \text{ кг } N/\text{сут}$ .

Подставляя в выражение (7.27) соответствующие значения, получаем:

$$\begin{aligned} M_N &= 5000 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot 50 \text{ г } N/\text{м}^3 - 5000 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot 7 \text{ г } N/\text{м}^3 - 35 \text{ кг } N/\text{сут} = \\ &= 180 \text{ кг } N/\text{сут} \end{aligned}$$

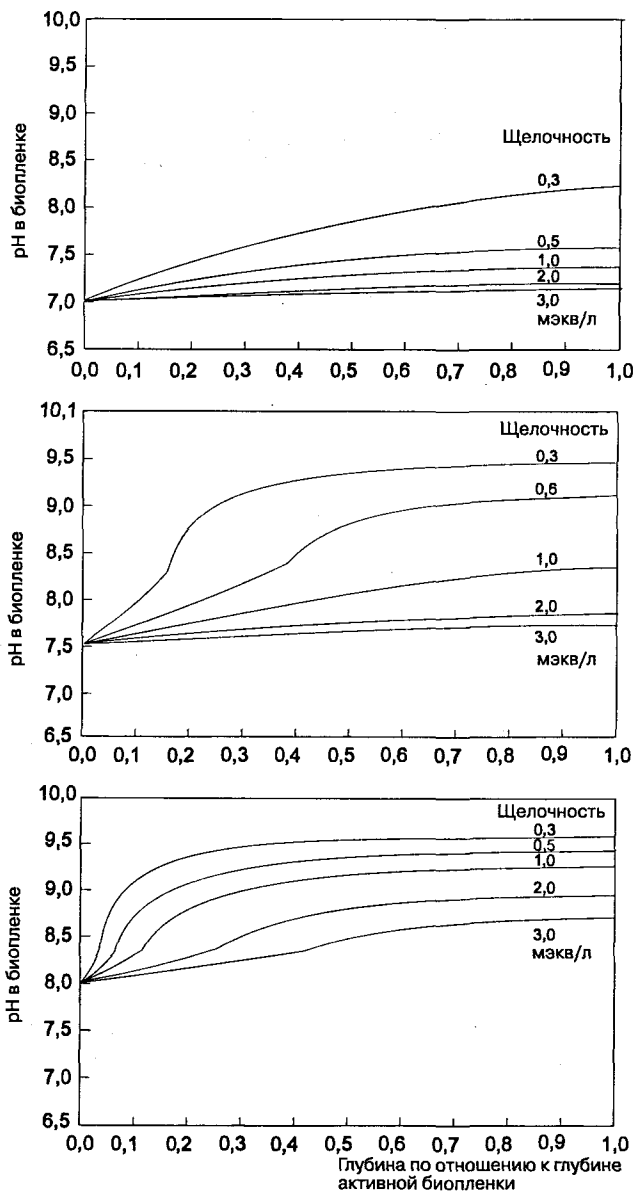


Рис. 7.23. Пример расчета pH-профилей в денитрифицирующей биопленке при различных значениях pH (7,0–8,0) и щелочности (0,3–3,0 мэкв/л) в толще воды [10].

Самая низкая температура в реакторе денитрификации  $8^{\circ}\text{C}$ . Из рис. 3.13 находим, что скорость денитрификации  $r_{\text{N},\text{S}}$  в этих условиях приблизительно равна  $0,5 \text{ г N}/(\text{кг БВБ} \cdot \text{ч})$ . Концентрацию ила в реакторе денитрификации  $X_2$  примем равной  $4 \text{ кг БВБ}/\text{м}^3$ . Подставляя эти значения в выражение (7.26), получаем:

$$\begin{aligned} r_{\text{N},\text{S}} &= (0,5 \text{ г N}/(\text{кг БВБ} \cdot \text{ч})) \cdot 4 \text{ кг БВБ}/\text{м}^3 = 2 \text{ г N}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч}) = \\ &= 0,048 \text{ кг N}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}) \end{aligned}$$

Объем реактора  $V_2$  находим по уравнению (7.28):

$$V_2 = (180 \text{ кг N}/\text{сут})/(0,048 \text{ кг N}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут})) = 3750 \text{ м}^3$$

### 7.3.8. Проектирование на основе моделирования

Комбинированный процесс нитрификации/денитрификации с несколькими реакторами и с рециркуляцией или с использованием чередующегося режима удобно анализировать с помощью компьютерного моделирования. Учесть взаимодействие между тремя процессами, для которых необходимы различные условия, и спроектировать установки, в которых такие процессы протекают, без применения компьютеров довольно сложно.

Обсуждаемые здесь модели не пригодны для проектирования станций, но с их помощью можно исследовать влияние суточных изменений режима, дождей, колебаний температуры или эффектов ингибирования для выбранного проекта установки. Результаты моделирования могут показать, что необходимо изменить размеры станции или какие-либо параметры ее работы.

Модели могут также помочь в оптимизации работы действующих станций. Влияние изменений концентрации кислорода, рециркуляции, длительности цикла и другие параметры могут быть проверены и оптимизированы до того, как будут применены непосредственно на практике. В долгосрочном плане более разработанные модели могут быть включены непосредственно в систему контроля работы станции.

На рис. 7.24 сравниваются данные компьютерного моделирования и экспериментальные данные, полученные для реактора с чередующимися режимами нитрификации и денитрификации. Чтобы получить подобное соответствие, необходимы исчерпывающий анализ и калибровка, как это будет показано далее в примере 7.8 [16].

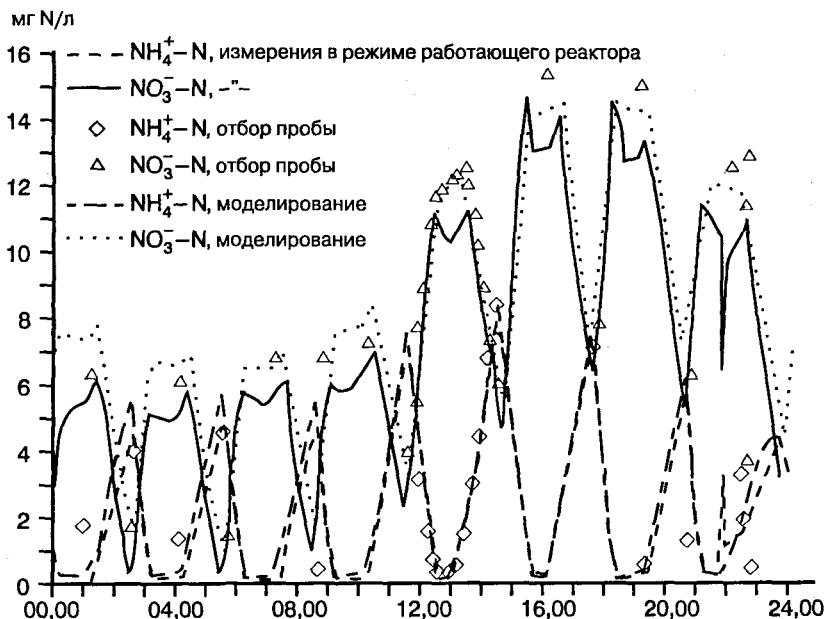


Рис. 7.24. Чередование режимов нитрификации/денитрификации. Концентрации  $\text{NH}_4^+$  и  $\text{NO}_3^-$  измерялись в режиме работающего реактора, с помощью точечного отбора проб, а также рассчитывались в соответствии с моделью [16].

### Пример 7.8. Расчет методом компьютерного моделирования [19].

В указанной работе исследованы

- характеристики сточной воды,
- характеристики активного ила,
- экспериментально определены константы процесса

На станцию подается вода, предварительно прошедшая стадию осаждения полимерными формами хлорида алюминия. Осажденный ил гидролизован, и растворимый гидролизат добавлен на стадии денитрификации, чтобы поднять скорость и эффективность денитрификации. Схема станции представлена на рис. 7.25.

**Характеристика сточной воды.** Измерялись суточные колебания характеристик стока, подаваемого в реакторы, работающие в чередующемся режиме. Установлено содержание ХПК, азота (по Кьельдалю), аммония, ВВ и БВВ. На рис. 7.26 показаны суточные изменения общего ХПК и ХПК растворимого вещества.

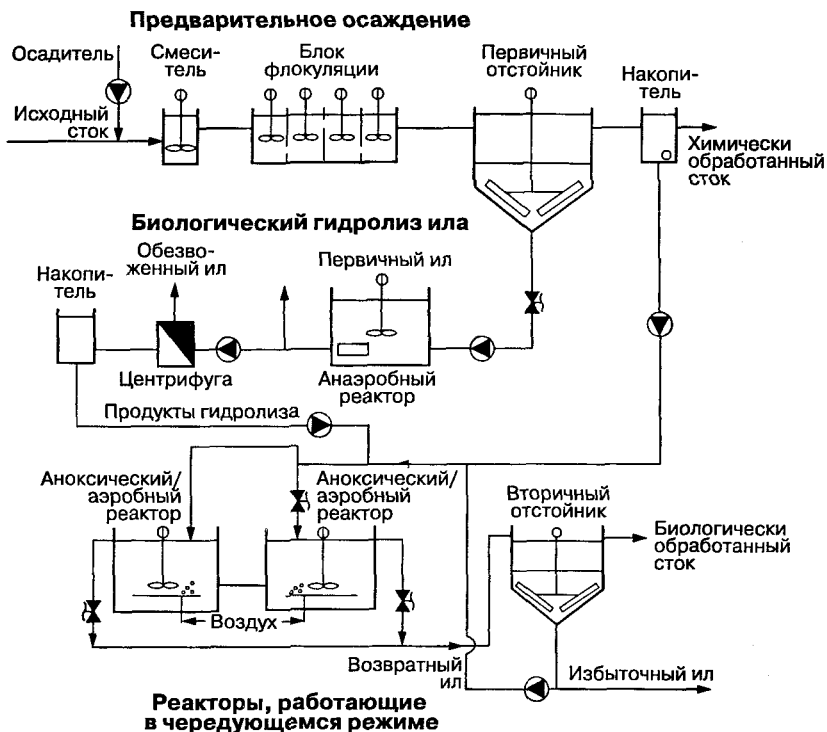


Рис. 7.25. Схема экспериментальной станции [17]. Модельные расчеты относятся только к двум реакторам, работающим в чередующемся анаоксическом/аэробном режиме.

Низкие концентрации веществ объясняются тем, что осаждение понижает содержание ХПК приблизительно на 65%. Этим же объясняется и очень низкое содержание ХПК взвешенного вещества.

Детальный состав фракций веществ в поступающем в реактор стоке определяли, исходя из скорости потребления кислорода. Фракция растворенных веществ включает три фракции: инертное вещество  $S_I$ , очень легко разлагаемое вещество  $S_{HAc}$  и легко разлагаемое вещество  $S_S$ . В соответствии с результатами определения состава обработанного стока содержание ХПК растворимого инертного вещества оценивается приблизительно как 10% ХПК всего растворимого вещества в подаваемом стоке. Две другие фракции определены в соответствии с данными дыхательного теста.

Для определения фракций, составляющих взвешенное вещество, использовали наблюдаемый коэффициент прироста ила. Значение



**Таблица 7.6.** Фракционирование веществ, содержащихся в сточной воде, подаваемой в реакторы, работающие в чередующемся режиме [16]

Дата	Час	$S_{\text{HAc}}$ ,	$S_S$ ,	$S_I$ ,	$X_S + X_{\text{B,н}} + X_{\text{B,а}}$ ,	$X_I$ ,
		% ХПК растворимого вещества			% ХПК взвешенного вещества	
18/12	09–17	20	70	10	75	25
18/12	17–01	30	60	10	75	25
19/12	01–09	20	70	10	75	25
19/12	09–17	10	80	10	75	25
19/12	17–01	30	60	10	75	25
20/12	01–09	20	70	10	75	25

этого коэффициента в модельных расчетах может быть подкорректировано путем вариации содержания инертной фракции  $X_I$ . В данном случае таким образом было установлено, что ХПК инертного нерастворимого вещества составляет 25% ХПК нерастворимого вещества в подаваемом на обработку стоке. Остальная часть нерастворимого вещества в подаваемом на обработку стоке распределяется между медленно разлагаемым веществом и биомассой —  $X_S$ ,  $X_{\text{B,н}}$  и  $X_{\text{B,а}}$  соответственно.

Содержание фракций изменяется в течение дня. В табл. 7.6 представлена характеристика сточной воды, полученная на основании усредненных данных для каждых 8 ч.

**Характеристика ила.** На основании данных дыхательного теста с кислородом, нитратом и аммонием [18] был определен следующий состав ила:

$$X_{\text{B,н}} = 0,80 \text{ кг/м}^3;$$

$$X_{\text{B,а}} = 0,20 \text{ кг/м}^3;$$

$$X_I = 2,80 \text{ кг/м}^3;$$

$$\eta_g = 0,5.$$

**Определение констант процесса.** В результате экспериментов, проведенных в периодическом режиме, были определены константы насыщения по кислороду для нитрифицирующих и денитрифициру-

ющих бактерий:

$$K_{S,O_2,A} = 0,5 \text{ г/м}^3;$$

$$K_{S,O_2,(NO_3)} = 0,023 \text{ г/м}^3.$$

При моделировании четыре константы были изменены в соответствии со значениями, принятыми в модели по умолчанию (значения, принятые по умолчанию, приведены в скобках):

$$b_H = 1,5 \text{ сут}^{-1} \quad (0,62 \text{ сут}^{-1});$$

$$K_{S,ХПК} = 2 \text{ г ХПК/м}^3 \quad (2,5 \text{ г ХПК/м}^3);$$

$$K_{S,O_2,H} = 0,5 \text{ г O}_2/\text{м}^3 \quad (0,2 \text{ г O}_2/\text{м}^3);$$

$$K_{S,O_2,A} = 0,5 \text{ г O}_2/\text{м}^3 \quad (0,4 \text{ г O}_2/\text{м}^3).$$

Объяснить, чем обусловлены эти изменения, можно следующим образом:

— Более высокое значение константы распада  $b_H$  объясняется особыми характеристиками стоков, а именно низким содержанием в них взвешенных веществ. В этой связи возможно образование ила другого состава, с другой константой распада, чем в том случае, если на станцию подается исходный сток или вода, прошедшая через первичный отстойник. Одной из составляющих процесса распада является заселение и потребление биомассы простейшими и многоклеточными организмами, которые также подвержены воздействию изменений в иле.

Обратите внимание на связь между константой распада и максимальной скоростью роста. В некоторых случаях компьютерное моделирование приведет нас приблизительно к одному и тому же результату при увеличении константы распада или при уменьшении скорости роста.

— Несколько меньшее значение константы насыщения объясняется наличием участвующего в процессе очень легко разлагаемого субстрата, включенного в модель. Из опыта известно, что чем легче разлагается субстрат, тем более низкую константу насыщения следует использовать.

— Константа насыщения по кислороду при денитрификации (и удалении органического вещества) определена как  $0,5 \text{ г/м}^3$ . Это значение выше, чем обычное стандартное значение, используемое в модели. Различие в значениях, определенных из эксперимента, проведенного в периодическом режиме, и на пилотной установке, может быть вызвано тем, что в первом случае образовывались слишком мелкие флоккулы. Чем мельче флоккулы, тем ниже константа насыщения по кислороду, см. описание кинетики в биопленках.

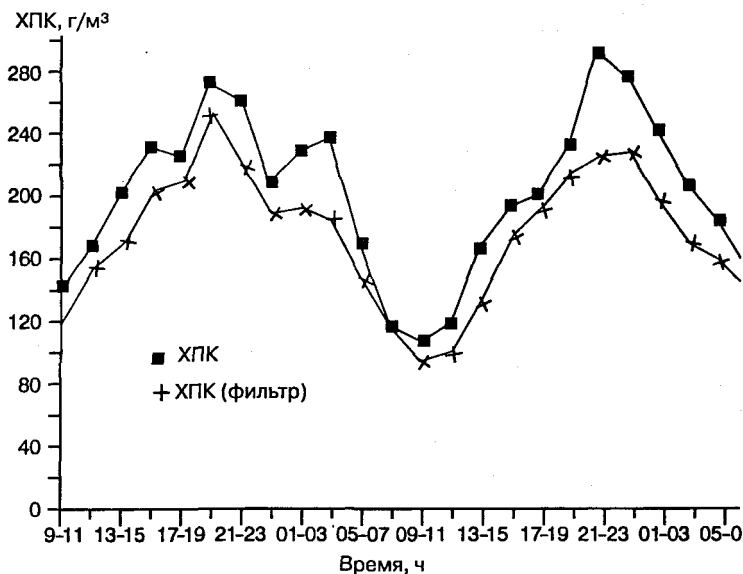


Рис. 7.26. Изменения ХПК в течение двух суток [16].

Используя приведенную выше процедуру, мы можем получить результаты компьютерного моделирования, аналогичные показанным на рис. 7.24. Основная часть работы состоит в том, чтобы дать характеристику подаваемого на обработку стока. Обычно необходимо изменить всего лишь несколько констант, как это было сделано в рассмотренном примере. Найденные константы, как показывает опыт, уже практически не изменяются во времени. Одна из причин этого состоит в том, что, несмотря на недельные и месячные колебания в составе воды, процентное соотношение между фракциями считается постоянным. Также считается, что некоторые константы процесса зависят от конструкции станции и от ее функционирования (например, от размера флокул или состава ила).

### 7.3.9. Проектирование биофильтров для денитрификации

В данном случае проектирование основано на тех же принципах, что и проектирование нитрифицирующих фильтров (см. гл. 6, разд. 6.3.3). Прежде всего необходимо, используя уравнение массового баланса, найти необходимую площадь поверхности подложки  $A_2$ .

Зная концентрацию органического вещества и нитрата, проходящих через фильтр (который может работать в режиме идеального перемешивания, хотя обычно он больше напоминает реактор полного вытеснения), и используя выражение (7.6а) или (7.6б), можно определить субстрат, лимитирующий скорость процесса.

Далее в соответствии с выражением (5.13) определяют кинетику процесса и находят скорость реакции по уравнениям (7.7а), (7.7б), (7.7в) или (7.7г). Необходимую площадь поверхности подложки  $A_2^*$  устанавливают из выражения (7.5).

**Пример 7.9.** Необходимо спроектировать фильтр, действующий по принципу полного вытеснения, для денитрификации  $1800 \text{ м}^3/\text{сут}$  городских стоков. Вода обрабатывается нитрифицирующим активным илом, после чего подвергается денитрификации при добавлении уксусной кислоты НАс в качестве внешнего источника углерода.

Концентрация исходного стока, подаваемого на фильтр  $S_{\text{NO}_3,1} = 23 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/\text{м}^3$ .

Концентрация обработанного стока  $S_{\text{NO}_3,3}$  должна составлять  $3 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/\text{м}^3$ .

Из табл. 7.2 находим стехиометрически необходимое количество уксусной кислоты (включая ассимиляцию):  $5,5 \text{ г ХПК}/\text{г NO}_3^- - \text{N}$ .

Мы предпочитаем добавить чуть больше уксусной кислоты, скажем,  $6,5 \text{ г ХПК}/\text{г NO}_3^- - \text{N}$ . Следовательно,

$$\begin{aligned} S_{\text{ХПК},1,\text{мин}} &= (S_{\text{NO}_3,1} - S_{\text{NO}_3,3}) \cdot \nu = \\ &= (23 - 3) \text{ г NO}_3^- - \text{N}/\text{м}^3 \cdot 6,5 \text{ г ХПК}/\text{г NO}_3^- - \text{N} = \\ &= 130 \text{ г ХПК}/\text{м}^3, \end{aligned}$$

что соответствует

$$\begin{aligned} 130 \text{ г ХПК}/\text{м}^3 \cdot \nu_{\text{ХПК,НАс}} &= 130 \text{ г ХПК}/\text{м}^3 \cdot 0,937 \text{ г НАс}/\text{г ХПК} = \\ &= 122 \text{ г НАс}/\text{м}^3. \end{aligned}$$

С помощью выражения (7.6б) можно определить, является ли нитрат лимитирующим субстратом.

Из табл. 5.1 находим:  $D_{\text{NO}_3}/D_{\text{ХПК}} = 1,6$ .

$$\begin{aligned} S_{\text{ХПК},1}/S_{\text{NO}_3,1} &= \frac{130 \text{ г ХПК}/\text{м}^3}{23 \text{ г NO}_3^- - \text{N}/\text{м}^3} = \frac{5,6 \text{ г ХПК}}{\text{г NO}_3^- - \text{N}/\text{м}^3} < \frac{D_{\text{NO}_3}}{D_{\text{ХПК}}} \nu_{\text{ХПК,НАс}} = \\ &= 1,6 \cdot 5,5 = 8,8 \text{ г ХПК}/\text{г NO}_3^- - \text{N}. \end{aligned}$$

Таким образом, скорость процесса лимитируется содержанием уксусной кислоты, а не нитрата. В обработанном стоке концентрация уксусной кислоты (и нитрата) понижается. Из значения  $\nu_{\text{ХПК,НАс}} =$

5,5 г ХПК/г  $\text{NO}_3^- - \text{N}$ , взятого из табл. 7.2, и из уравнения массового баланса по ХПК определяем концентрацию в обработанном стоке:

Вещество на входе – Удаленное вещество = Вещество на выходе

$$S_{\text{ХПК},1} - (S_{\text{NO}_3,3} - S_{\text{NO}_3,1}) \cdot \nu_{\text{NO}_3, \text{ХПК}} = S_{\text{ХПК},3}$$

$$S_{\text{ХПК},3} = 130 \frac{\text{г ХПК}}{\text{м}^3} - (23 - 3) \frac{\text{г NO}_3^- - \text{N}}{\text{м}^3} \cdot 5,5 = 20 \frac{\text{г ХПК}}{\text{м}^3}.$$

Посмотрим, является ли нитрат лимитирующим субстратом на выходе (т. е. для обработанного стока).

$$\frac{S_{\text{ХПК},3}}{S_{\text{NO}_3,3}} = \frac{20}{3} = 6,7 \frac{\text{г ХПК}}{\text{г NO}_3^- - \text{N}} < \frac{D_{\text{NO}_3}}{D_{\text{ХПК}}} \nu_{\text{NO}_3, \text{ХПК}} = 8,8 \frac{\text{г ХПК}}{\text{г NO}_3^- - \text{N}}.$$

Как и в подаваемом на обработку стоке, в обработанной воде лимитирующим субстратом является не нитрат, а уксусная кислота.

Используя выражение (5.13), найдем величину  $\beta$  для фильтра; сделаем это сначала для исходного стока. Используем измеренное значение  $k_{0\text{vf}, \text{ХПК}}$ :

$$\begin{aligned} 260 \text{ г ХПК}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}) / (6,5 \text{ кг ХПК}/\text{кг NO}_3^- - \text{N}) &= \\ &= 40 \text{ кг NO}_3^- - \text{N}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}). \end{aligned}$$

Величину  $L$  примем равной 2 мм, а  $D_{\text{ХПК}} = 0,5 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут}$ . Таким образом,

$$\begin{aligned} \beta &= (2D_{\text{ХПК}}S_{\text{ХПК},1}/k_{0\text{vf}, \text{ХПК}}L^2)^{1/2} = \\ &= \left( \frac{2 \cdot 0,5 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут} \cdot 130 \text{ г ХПК}/\text{м}^3}{260 \cdot 10^3 \text{ г ХПК}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут})(2 \cdot 10^{-3} \text{ м})^2} \right)^{1/2} = 0,013 < 1 \end{aligned}$$

Пленка проницаема лишь частично, следовательно, реакция имеет порядок 1/2.

Аналогичным образом находим для обработанного стока, что  $\beta = 0,002 < 1$ .

Таким образом, реакции во всем фильтре подчиняются кинетике с порядком 1/2 по отношению к лимитирующему субстрату – уксусной кислоте.

Теперь можно записать массовый баланс для уксусной кислоты или нитрата. Для уксусной кислоты мы имеем:

$$QS + r_A \omega A dy = Q \left( S + \frac{\delta S}{\delta y} dy \right)$$

$$r_{A, \text{ХПК}} = k_{1/2A, \text{ХПК}} S_{\text{ХПК}}^{1/2}$$

В соответствии с выражениями (5.37) и (5.42) решение уравнения выглядит следующим образом:

$$S_{\text{ХПК},3}^{1/2} = S_{\text{ХПК},1}^{1/2} - 0,5 \cdot k_{1/2A,\text{ХПК}} \cdot A_2^*/Q_1.$$

Поскольку

$$k_{1/2A,\text{ХПК}} = (2 \cdot D_{\text{ХПК},2} \cdot k_{0Vf,\text{ХПК}})^{1/2},$$

можно найти  $A_2^*$ :

$$\begin{aligned} A_2^* &= \frac{(S_{\text{ХПК},3}^{1/2} - S_{\text{ХПК},1}^{1/2})Q_1}{0,5(2D_{\text{ХПК},2}k_{0Vf,\text{ХПК}})^{1/2}} = \\ &= \frac{(130^{1/2} - 20^{1/2})(\text{г ХПК}/\text{м}^3)^{1/2}}{0,5(2 \cdot 0,5 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут} \cdot 260 \cdot 10^3 \text{ г ХПК}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}))^{1/2}} = \\ &= 4900 \text{ м}^2 \end{aligned}$$

Если удельная площадь фильтра  $\omega = 100 \text{ м}^2/\text{м}^3$ , то объем фильтра  $V_2$  равен

$$V_2 = A_2^*/\omega = 4900\text{м}^2/100 \text{ м}^{-1} = 49 \text{ м}^3$$

(что соответствует времени гидравлического удерживания для пустого фильтра около 40 мин).

Ну хорошо, это был длинный пример. Насколько он правдоподобен? Мы ответим на этот вопрос, процитировав немецкого философа Георга Вильгельма Фридриха Гегеля: «Если реальность не хочет подчиняться теории, то тем хуже для реальности».

## 7.4. Редокс-зоны в биомассе

Если биомасса в реакторе присутствует в виде биопленок или флокул, скорость процесса очистки может ограничиваться диффузией. Как правило это характерно для реакторов с биофильтрами, но может также иметь место и при использовании активного ила. В обоих случаях могут возникать такие ситуации, которые нельзя объяснить, если не учитывать возможность диффузионных ограничений реакции. Для понимания происходящего следует учитывать не только то, что диффузия лимитирует скорость реакции, но и что диффузионные ограничения приводят к образованию в биомассе зон с различными редокс-потенциалами. Наглядным примером сказанного является описанное выше одновременное протекание в биопленке аэробного удаления органического вещества и денитрификации. Но это явление имеет более общую природу.

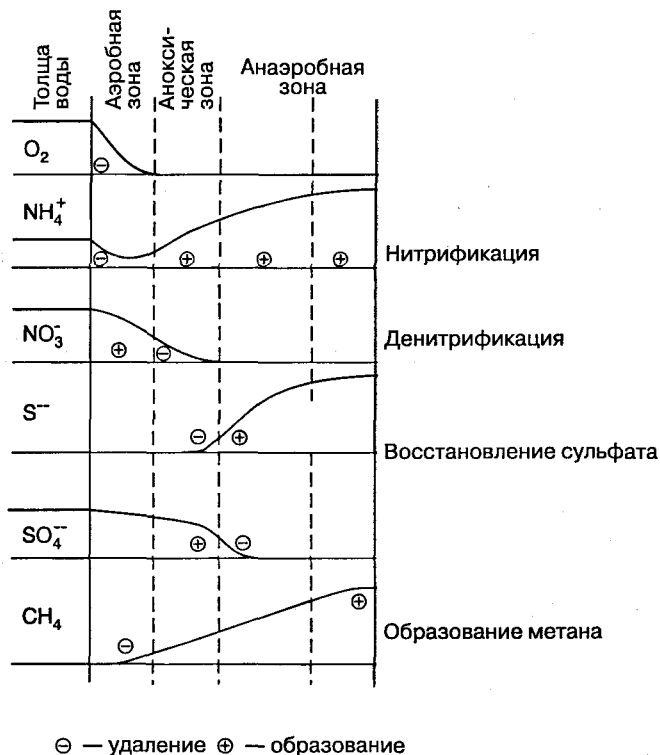


Рис. 7.27. Расположение слоев редокс-зон в биопленке.

Рис. 7.27 демонстрирует возможное расположение слоев редокс-зон в биопленке. Для каждого слоя указано, что происходит в нем — удаление или образование веществ. Если вещество удаляется, кривая идет вниз, если же образуется, кривая как вторая производная концентрации идет вверх (разд. 5.1).

Внешний слой биопленки, соприкасающийся с толщей воды, насыщенной кислородом, является аэробной зоной благодаря диффузии кислорода в биопленку. Процесс аэробного превращения в реакторе контролируется глубиной проникания кислорода. В этой зоне происходит окисление тех содержащихся в воде веществ, которые могут разлагаться в аэробных условиях (это относится в основном к диффундирующим органическим веществам и аммонiu). Указанные процессы описаны в гл. 5 и 6. Необходимо понимать, что в этой зоне происходит не только окисление веществ, пришедших

из толщи воды, в нее также диффундируют восстановленные продукты анаэробной реакции из внутренних слоев биопленки. На рисунке все это показано на примере аммония.

Если в воде присутствует нитрат или если он образуется в результате нитрификации в аэробной зоне, он диффундирует в бескислородную (аноксическую) зону, где происходит денитрификация. Для денитрификации необходим восстанавливающий агент, под которым до сих пор мы понимали исключительно вещество, диффундирующее в пленку из толщи воды. Но восстановитель может также поступать и из внутренних зон биопленки. Это явление может влиять на общий процесс удаления веществ.

Во внутренних восстановительных зонах могут происходить все процессы, требующие анаэробных условий. Это могут быть хорошо известные восстановительные процессы с электронным потенциалом ниже  $p(\epsilon)^0 = 5,8$ , см., например, работу [9]. Наиболее важными процессами, которые необходимо упомянуть в связи с очисткой воды, являются следующие:

— Восстановление металлического железа до таких его производных, которые растворимы и, следовательно, способны диффундировать во внешние слои пленки.

— Восстановление органических веществ до жирных кислот. Некоторые промежуточные продукты, как и сами жирные кислоты, способны диффундировать во внешние слои пленки.

— Восстановление сульфата до сульфида (см. рис. 7.27).

При анаэробном разложении органических веществ образуется аммоний, который затем диффундирует в аэробную зону.

Восстановление сульфата в биопленке или окисление сульфида, диффундирующего из анаэробной зоны в результате восстановления органических веществ, имеет принципиальное значение. Образующийся сульфид может осаждать ионы металлов или же диффундировать в поверхностные окислительные слои биопленки.

Конечной стадией анаэробного восстановления органического вещества является его превращение в метан и диоксид углерода. Метан может диффундировать в поверхностные зоны, где происходит его окисление. Метан плохо растворим в воде, поэтому его накопление на внутренней поверхности биопленки приводит к перенасыщению и образованию пузырьков газа, которое, в свою очередь, приводит к сбросу биомассы с загрузки фильтра.

Все описанные процессы сопровождаются образованием кислоты или щелочи, что в какой-то степени влияет на значения рН в биопленке, а это опять-таки важно для создания соответствующих



редокс-зон. Все описанные здесь процессы связаны между собой сложным образом и определяются условиями диффузии, возникающими редокс-потенциалами, значениями pH, скоростями роста и распада в каждой зоне и т. д. История образования биопленки и механическое воздействие потока также являются важными факторами, определяющими сброс и новый рост биомассы.

Об этих условиях и важности их учета в техническом подходе к использованию биофильтров для очистки сточной воды известно очень немного. Все указанные процессы играют важную роль, если очистка ведется на капельных фильтрах старого образца с низкой нагрузкой. Такие фильтры часто подвержены локальной кольматации. В анаэробных условиях биопленка разлагается и в конце концов сбрасывается, в результате чего освобождается пространство для нового роста. При обслуживании таких фильтров возникает много проблем, и сегодня они уже неконкурентоспособны.

О степени влияния анаэробных условий на общий процесс очистки на капельных и погружных фильтрах, а также в реакторах с вращающимися дисками, работающими при нормальной нагрузке без нитрификации, ничего не известно.

Если нагрузка достаточно низка для того, чтобы могла протекать нитрификация, то на фильтре образуются три зоны: аэробная, аноксическая и анаэробная. На таких фильтрах, как это было показано ранее, происходит и денитрификация. Влияние анаэробных зон практически неизвестно.

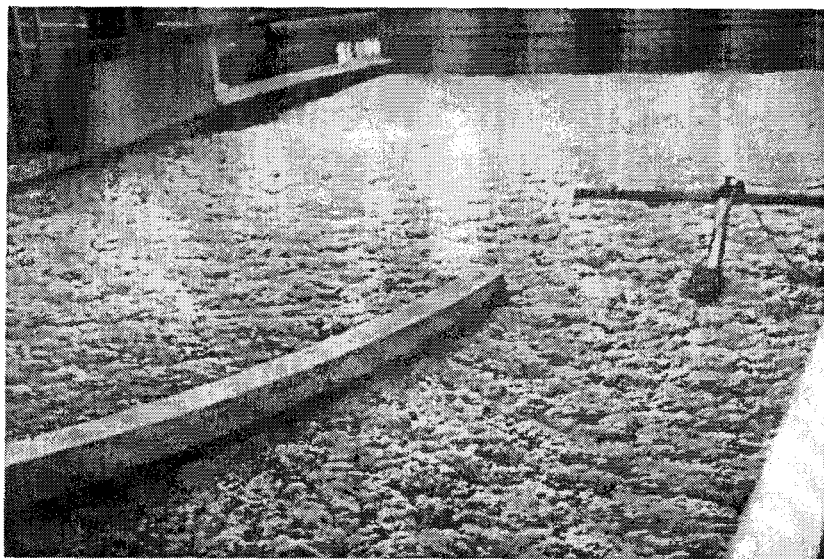
Оценивать процессы, происходящие в такой сложной биопленке, основываясь лишь на суммарной реакции на фильтре, весьма трудно. Относительно недавно были разработаны методы, позволяющие с помощью микродатчиков детально анализировать процессы, протекающие внутри биопленки [12]. Сегодня существуют микродатчики, позволяющие измерять pH и концентрации таких компонентов, как  $S^{2-}$ ,  $O_2$ ,  $NO_3^-$ ,  $NO_2^-$ , глюкоза.

Взаимодействие между процессами в различных редокс-зонах можно описать с помощью моделей. Проблема заключается в том, что необходимо знать о процессе довольно много, чтобы можно было описать расположение различных зон в биопленке. В последнее время исследовательские работы в области биопленок значительно интенсифицировались. Следует надеяться, что лучшее понимание микробиологических процессов в биопленке, более полное представление о структуре биопленки и расположении в ней редокс-зон будут достигнуты в ближайшем будущем.

## Литература

1. *Wuhrmann K.*, Stickstoff- und Phosphorelimination: Ergebnisse von Versuchen im technischen Masstab. (Nitrogen and phosphorus elimination: Results from technical experiments). *Z Hydrologie*, **XXVI**, 520-533 (1964).
2. *Jansen J. la Cour*, Removal of Soluble Substrates in Fixed Films. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark (1983).
3. *Jansen J. la Cour, Harremoës P.*, Removal of Soluble Substrates in Fixed Films. *Water Sci. Technol.*, **17**, (2/3), 1-14 (1984).
4. *Harremoës P., Riemer M.*, Pilot-Scale Experiment on Down-Flow Filter Denitrification. *Prog. Water Technol*, **10**, (5/6), 149-165 (1977).
5. *Harremoës P., Riemer M.*, Report on Pilot Studies of Denitrification in Down-Flow Filter. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark (1975).
6. *Rogalla F., Bourbigot M. M.*, New Developments in Complete Nitrogen Removal with Biological Aerated Filters. *Water Sci. Technol.*, **22**, (1/2), 273-280 (1990).
7. *Henze M., Harremoës P.*, Biological Denitrification of Sewage: A Literature Review. *Prog. Water Technol.*, **8**, (4/5), 509-555 (1977).
8. *Harremoës P., Jansen J. la Cour, Kristensen G.H.*, Practical Problems Related to Nitrogen Bubble Formation in Fixed Film Reactors. *Prog. Water Technol.*, **12**, (6), 253-269 (1982).
9. *Harremoës P., Henze M., Arvin E., Dahi E.*, Teoretisk vandhygiejne. (Water Chemistry) Polyteknisk Forlag, Lyngby, Denmark (1989).
10. *Arvin E., Kristensen, G. H.*, Effect of Denitrification on the pH in Biofilm. *Water Sci. Technol.*, **14**, (8), 833-848 (1982).
11. *Kinner N.*, A Study of the Microorganisms Inhabiting Rotating Biological Contactor Biofilms during various Operating Conditions, Ph.D. Disertation. University of New Hampshire, Durham, N.H. (1983).
12. *Revsbech N. P.*, Microsensors: Spatial Gradients in Biofilms. In: Characklis, W. G. and Wilderer, P.A. (eds.), Structure and Function of Biofilms, pp. 129-144. John Wiley and Sons, New York, N.Y. (1989).
13. *Dalsgaard T., Kühl M., Jensen K. Jørgensen B. B., Revsbech N. P.*, Støfomsætning i biofilm målt med mikrosensorer. (Removal of substances in biofilm measured with microsensors). *Vand og Miljø*, **8**, 471-477 (1991).
14. *Hanaki K., Hong Z., Matsuo T.*, Production of Nitrous Oxide Gas during Denitrification of Wastewater. *Water Sci. Technol.*, **26**, (5/6), 1027-1036 (1992).
15. *Henze M.*, Capabilities of Biological Nitrogen Removal Processes from Wastewater. *Water Sci. Technol*, **23**, (4-6), 669-679 (1991).

16. Kristensen G.H., la Cour Jansen J., Jørgensen P.E., Christensen H. W., Henze M., Simuleringsystem til styring af renselanlæg. (Simulation system for the control of treatment plants). Report to Teknologirådet. Vandkvalitetsinstituttet, Hørsholm, Denmark (1991).
17. Kristensen G. H., Jørgensen P. E., Strube R., Henze, M., Combined Preprecipitation, Biological Sludge Hydrolysis and Nitrogen Reduction — a Pilot-demonstration of Integrated Nutrient Removal. *Water Sci. Technol.*, **26**, (5/6), 1057–1066 (1992).
18. Kristensen G. H., Jørgensen P. E., Henze M., Characterization of Functional Groups and Substrate in Activated Sludge and Wastewater by AUR, NUR and OUR. *Water Sci. Technol.*, **25**, (6), 43–57 (1992).
19. EFOR. Edb-model for rensningsanlæg. (Computer model for treatment plants). User manual, version 2.0. Efor aps, Seborg, Denmark (1991).
20. Henze M., Dupont R., Grau P., de la Sota A., Rising sludge in secondary settlers due to denitrification. *Water Res.*, **27**, 231–236 (1993).
21. Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C., Marais G. v. R. Activated Sludge Model No. 2. IAWQ, London (1995). (IAWQ Scientific and Technical reports, No. 3).



Реактор нитрификации/денитрификации с кислородомером на станции Фредерикзунд (Дания). Это одна из первых станций в Дании, работающая в чередующемся режиме.

## Глава 8

# Системы биологического удаления фосфора

*Могенс Хенце (Mogens Henze)*

Фосфор стимулирует рост растений (эвтрофикация) в ручьях, озерах, реках и океане. Значительная часть фосфора, содержащегося в природных водоемах, попадает в них со сточными водами. В связи с глобализацией проблемы эвтрофикации возрастает необходимость удаления фосфора из сточных вод. Эту проблему можно решить отчасти или даже полностью с помощью биологического удаления фосфора. Иногда бывает необходимо комбинировать этот процесс с химическим осаждением и(или) фильтрацией. Ил со станций биологического удаления фосфора является хорошим удобрением, конечно, если он не перенасыщен металлами и ксенобиотиками.

### 8.1. Уравнения массового баланса при биологическом удалении фосфора в системах с активным илом

На рис. 8.1 представлена схема станции биологического удаления фосфора. Особый интерес представляют два следующих уравнения массового баланса.

- а. Уравнение массового баланса легко разлагаемого органического вещества (ацетата или пропионата) в реакторе  $V_2$ . (Это уравнение может подсказать, каким количеством органического вещества доступного для биологического удаления фосфора мы располагаем, т. е. покажет потенциальную возможность такого способа удаления фосфора.)
- б. Уравнение массового баланса фосфора на всей станции. ( На основе этого уравнения рассчитываются текущие параметры процесса удаления фосфора.)

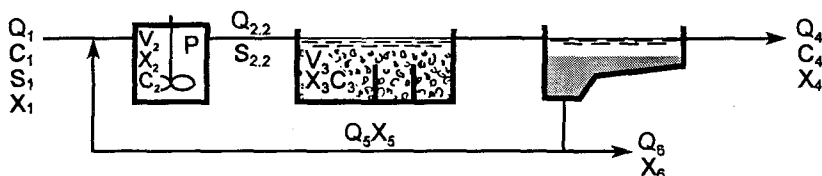


Рис. 8.1. Схема процесса биологического удаления фосфора (P).  $V_2$  — анаэробный реактор удаления фосфора,  $V_3$  — аэробный/аноксический реактор.

Уравнение массового баланса для ацетата и пропионата (здесь выражен через НАс) в реакторе  $V_2$  имеет следующий вид:

Вещество на входе + Возвратный ил + Гидролиз/Ферментация – Расход вещества в процессе удаления фосфора = Вещество на выходе

$$Q_1 S_{\text{НАс},1} + Q_5 S_{\text{НАс},5} + \nu_{S,\text{НАс}} k_h S_2 V_2 - \gamma_{V,\text{НАс}} V_2 = Q_{2,2} S_{\text{НАс},2,2} \quad (8.1)$$

До сих пор процесс биологического удаления фосфора осуществляется только на станциях с активным илом. Полномасштабных фильтров для его проведения пока не разработано.

Обычно уравнение (8.1) можно упростить, если ввести следующее предположение:

$S_{\text{НАс},5} = 0$  (все легко разлагаемое вещество было удалено из обработанной воды и из возвратного ила). Исходя из выражения (3.37), выражение, описывающее накопление ПНО или удаление легко разлагаемого органического вещества  $\gamma_{V,\text{НАс}}$ , можно упростить:

$$\gamma_{V,\text{НАс}} = k_P (S_{\text{НАс}} / (S_{\text{НАс}} + K_{S,\text{НАс}})), \quad (8.2)$$

где  $k_P$  — составляет 1–2 кг ХПК(S)/(м<sup>3</sup>·сут) при 20 °С, ( $k_P = q_{\text{ПНО}} \cdot X_{V,\text{ФАО}}$ ), а  $K_{S,\text{НАс}}$  — составляет 2–6 г ХПК(S)/м<sup>3</sup>.

Объединяя выражения (8.1) и (8.2) и принимая  $S_{\text{НАс},5} = 0$ , для реактора идеального перемешивания  $V_2$  имеем:

$$Q_1 S_{\text{НАс},1} + \nu_{S,\text{НАс}} k_h S_2 V_2 - \frac{k_P V_2 S_{\text{НАс},2}}{S_{\text{НАс},2} + K_{S,\text{НАс}}} = Q_2 S_{\text{НАс},2} \quad (8.3)$$

Величину  $S_{\text{НАс},2}$  можно найти из выражения (8.3), если известны характеристики исходного подаваемого стока ( $Q_1 S_{\text{НАс},1}$ ), объем реактора  $V_2$  и константы гидролиза ( $k_P$  и  $K_{S,\text{НАс}}$ ).

Удаление ацетата и пропионата фосфор-аккумулирующими организмами (ФАО) в анаэробных условиях тесно связано с

Таблица 8.1. Набор стехиометрических параметров, использованных в модели ASM2d (детали см. в работе [3])

Процесс	S <sub>O<sub>2</sub></sub>	S <sub>A</sub>	S <sub>N<sub>2</sub></sub>	S <sub>NO<sub>3</sub></sub>	S <sub>PO<sub>4</sub></sub>	X <sub>I</sub>	X <sub>S</sub>	X <sub>FAO</sub>	X <sub>ПФ</sub>	X <sub>ПНО</sub>
10 Накопление X <sub>ПНО</sub>		-1			Y <sub>PO<sub>4</sub></sub>				-Y <sub>PO<sub>4</sub></sub>	
11 Аэробное накопление X <sub>ПФ</sub>	-Y <sub>ПНО</sub>				-1				1	-Y <sub>ПНО</sub>
12 Аноксическое накопление X <sub>ПФ</sub>			-ν <sub>12,NO<sub>3</sub></sub>	ν <sub>12,NO<sub>3</sub></sub>	-1				1	-Y <sub>ПНО</sub>
13 Аэробный рост X <sub>FAO</sub>	ν <sub>13,O<sub>2</sub></sub>				-i <sub>РВМ</sub>			1		-1/Y <sub>Н</sub>
14 Аноксический рост X <sub>FAO</sub>			-ν <sub>14,NO<sub>3</sub></sub>	ν <sub>14,O<sub>3</sub></sub>	-i <sub>РВМ</sub>			1		-1/Y <sub>Н</sub>
15 Лизис X <sub>FAO</sub>					ν <sub>15,PO<sub>4</sub></sub>	f <sub>XI</sub>	1-f <sub>XI</sub>	-1		
16 Лизис X <sub>ПФ</sub>					1				-1	
17 Лизис X <sub>ПНО</sub>		1								-1

конечным потреблением фосфора. Используя стехиометрический коэффициент из примера 3.11  $\nu_{\text{НАС,Р}} = 0,05 \text{ г Р/г ХПК(НАС)}$ , можно написать уравнение массового баланса для станции очистки воды.

Для схемы, изображенной на рис. 8.1, уравнение массового баланса по фосфору выглядит следующим образом:

Вещество на входе = Вещество на выходе + Структурный фосфор в избыточном иле + Полифосфаты в избыточном иле

$$Q_1 C_{P,1} = Q_4 C_{P,4} + Q_6 C_{P,6} + Q_6 C_{ПФ,6} \quad (8.4)$$

Биологический процесс удаления фосфора сложен, поэтому, конечно, используемый нами подход существенно упрощен. В табл. 8.1 представлен набор стехиометрических коэффициентов, описывающих процессы, протекающие с участием FAO. Таблица выглядит сложно, а ведь в ней уже сделаны упрощения.

В избыточном иле фосфор представлен структурным фосфором, входящим во все клетки биомассы,  $C_{P,6}$  и полифосфатами  $C_{ПФ,6}$ , существующими только в клетках FAO. Концентрация структурного фосфора приблизительно равна концентрации фосфора в обычном избыточном иле (1–1,5% ВВ). Концентрацию полифосфатов в избыточном иле можно рассчитать, исходя из концентрации жирных кислот в анаэробном реакторе:

$$Q_1 (S_{\text{НАС,1}} + S_{F,\text{НАС,1}}) / \nu_{\text{НАС,Р}} = Q_6 C_{ПФ,6}, \quad (8.5)$$

где  $S_{F,НАс,1}$  — количество уксусной кислоты, образующейся в результате ферментации в анаэробном реакторе;  $Q_6 C_{ПФ,6}$  — количество запасенного полифосфата. Предполагается, что вся доступная НАс (из сточной воды и образовавшаяся в результате ферментации) превращается в ПОБ под действием ФАО. Также считается, что все запасенные полифосфаты находятся в избыточном иле, а в обработанном стоке они отсутствуют. Эти предположения вполне отражают реальную ситуацию.

**Пример 8.1.** Сточная вода (объем  $3600 \text{ м}^3/\text{сут}$ ) содержит в  $1 \text{ м}^3$  60 г легко разлагаемого органического вещества (ХПК). Предполагается, что все оно присутствует в анаэробном реакторе в виде НАс. Реактор предназначен для биологического удаления фосфора, объем его равен  $200 \text{ м}^3$ , и действует он по принципу идеального перемешивания. Рассчитайте концентрацию НАс в обработанном стоке.

Уравнение массового баланса для уксусной кислоты имеет следующий вид:

$$Q_1 S_{НАс,1} - \frac{k_P V_2 S_{НАс,2}}{S_{НАс,2} + K_{S,НАс}} = Q_2 S_{НАс,2} \quad (8.3)$$

Примем  $k_P$  равным  $1,46 \text{ кг ХПК(S)}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут})$ , а

$K_{S,НАс}$  равным  $3 \text{ г ХПК(S)}/\text{м}^3$ .

В результате подстановки получаем:

$$3600 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot 0,06 \text{ кг ХПК(S)}/\text{сут} - (1,46 \text{ кг ХПК(S)}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут})) \times \\ \times S_{НАс,2} \cdot 200 \text{ м}^3 / (S_{НАс,2} + 0,003 \text{ кг ХПК(S)}/\text{м}^3) = 3600 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot S_{НАс,2}$$

откуда можно определить  $S_{НАс,2}$ :

$S_{НАс,2} = 0,006 \text{ кг ХПК}/\text{м}^3$ , т. е. из анаэробного реактора удалено следующее количество уксусной кислоты:

$$S_{НАс,1} - S_{НАс,2} = 0,060 - 0,006 = 0,054 \text{ кг ХПК}/\text{м}^3$$

Если стехиометрический коэффициент  $\nu_{НАс,PO_4} = 0,06 \text{ кг P}/\text{кг ХПК}$ , то в биологическом процессе из сточной воды было удалено:

$$(S_{НАс,1} - S_{НАс,2}) \nu_{НАс,PO_4} = (0,06 - 0,006) \cdot 0,06 = 0,0032 \text{ кг P}/\text{м}^3.$$

Это справедливо, если в сточной воде содержится необходимое количество растворимых фосфатов. Обычно это условие выполняется в тех странах, где не наблюдается чрезмерного потребления воды в расчете на душу населения.

## 8.2. Типы систем для биологического удаления фосфора

На всех станциях, предназначенных для удаления фосфора, обычно предусматриваются биологическое удаление фосфора и аэробное окисление органического вещества. Объясняется это тем, что для функционирования процесса микроорганизмы должны находиться поочередно то в аэробных, то в анаэробных условиях.

Биологическое удаление фосфора также можно объединить с нитрификацией/денитрификацией в реакторе с активным илом, но не с отдельным процессом нитрификации. Детальной информации относительно проектирования станций для биологического удаления фосфора в литературе не так много, но можно ознакомиться, например, с работами [1, 4].

### 8.2.1. Биологическое удаление фосфора в сочетании с нитрификацией/денитрификацией при использовании внутреннего источника углерода

На рис. 8.2 представлены две наиболее типичные схемы процесса, в которых были предприняты попытки создать в анаэробном реакторе условия, напоминающие режим полного вытеснения. В первой схеме этого пытались достичь путем использования серии реакторов идеального перемешивания. Во второй применили длинный реактор полного вытеснения. Режим полного вытеснения обеспечивает существование в анаэробной зоне таких участков, где нитрат отсутствует, даже если он содержится в возвратном потоке от обработки ила. Весь нитрат удаляется в первой части анаэробного реактора (следовательно, он, вообще говоря, не является полностью анаэробным), т. е. в этой части реактора будет проходить денитрификация. Такая ситуация не очень желательна для биологического удаления фосфора, поскольку в указанных условиях расходуется легко разлагаемое органическое вещество, которое могло бы быть использовано для удаления фосфора.

Для биологического удаления фосфора используются органические вещества сточной воды, равно как и вещества, образующиеся в анаэробном реакторе в процессе ферментации.

На рис. 8.3 представлен анаэробный реактор для биологического удаления фосфора.



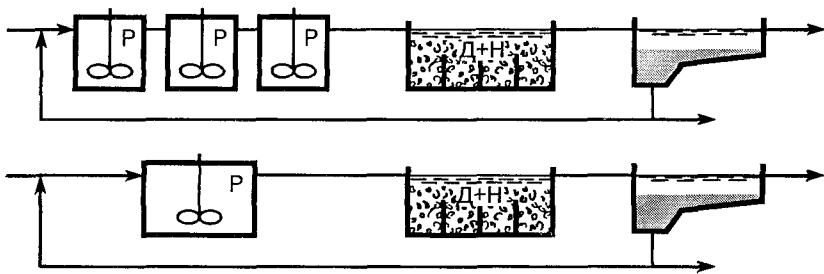


Рис. 8.2. Биологическое удаление фосфора (P) в сочетании с нитрификацией и денитрификацией (Д + Н). Используется внутренний источник углерода. Обработка в анаэробном реакторе не обязательно должна соответствовать первой стадии процесса, она может быть включена между стадиями нитрификации и денитрификации.

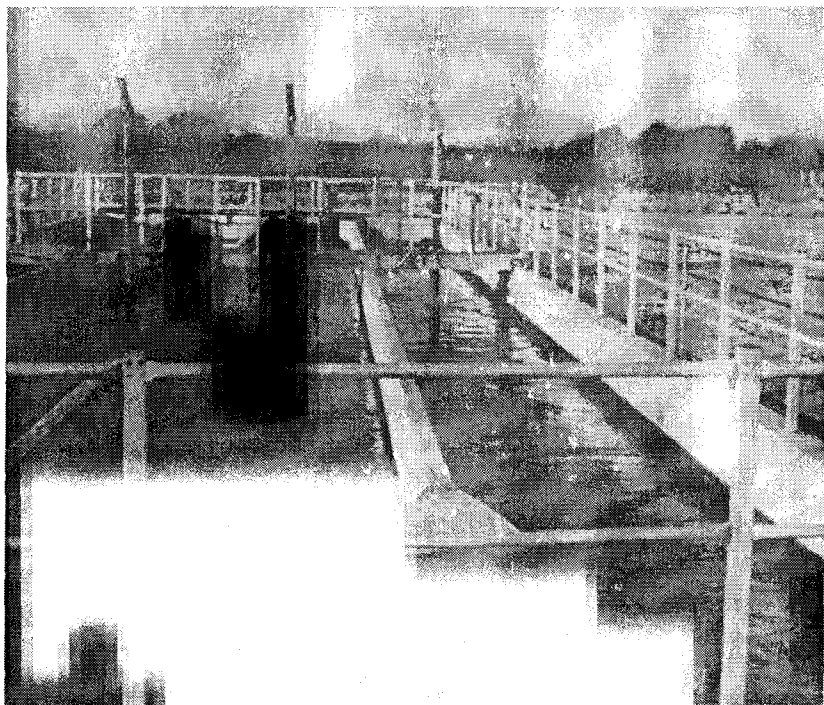


Рис. 8.3. Реактор для биологического удаления фосфора. Станция Оденсе (Дания).

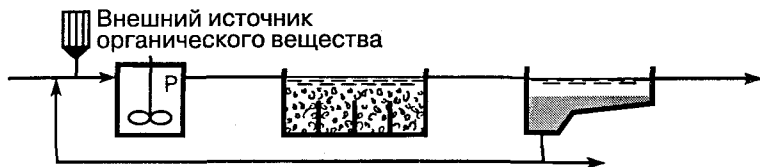


Рис. 8.4. Биологическое удаление фосфора с дополнительным источником углерода.

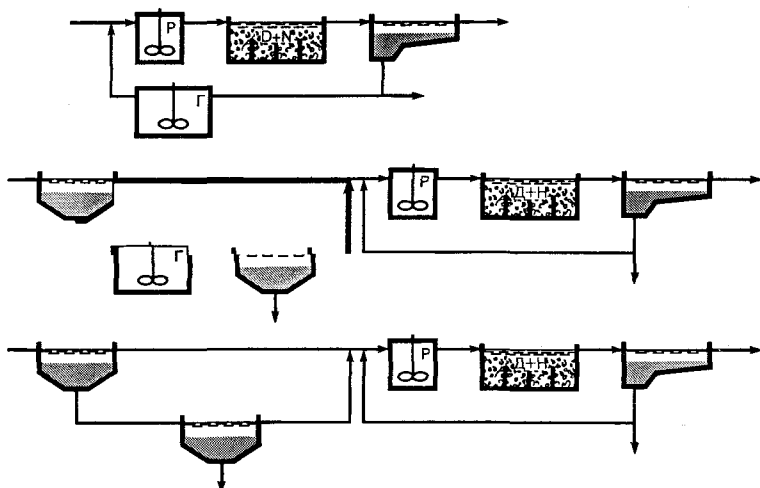


Рис. 8.5. Биологическое удаление фосфора (P) с использованием внутреннего источника легко разлагаемого органического субстрата, образующегося в результате гидролиза (Г). Д + Н -- процесс нитрификации/денитрификации.

### 8.2.2. Биологическое удаление фосфора в сочетании с нитрификацией/денитрификацией с дополнительным источником углерода

Если содержание легко разлагаемого органического вещества в исходном стоке недостаточно, то можно использовать дополнительный источник углерода. Это может быть ацетат или промышленные отходы (стоки) пищевых производств. На рис. 8.4 представлена схема такой установки.

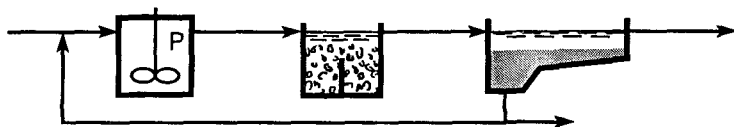


Рис. 8.6. Биологическое удаление фосфора (P) в сочетании с удалением органического вещества без нитрификации/денитрификации (аэробный/анаэробный процесс, или Phoredox).

### 8.2.3. Биологическое удаление фосфора с использованием легко разлагаемого органического вещества, образующегося внутри системы

При нехватке легко разлагаемого органического вещества (уксусной кислоты и т. д.) в сточной воде его запасы могут пополняться за счет протекающего внутри реактора гидролиза. Под действием активного ила гидролиз в анаэробном реакторе может идти со скоростью, позволяющей протекать процессу биологического удаления фосфора. На рис. 8.5 представлено схематическое изображение такой станции. На схеме, приведенной на нижнем рисунке, гидролиз протекает в первичном отстойнике или в сборнике.

### 8.2.4. Биологическое удаление фосфора без нитрификации/денитрификации

Биологическое удаление фосфора может происходить по схеме, показанной на рис. 8.6. Для того чтобы этот процесс мог осуществляться, важно не допустить протекания нитрификации в летнее время, т. е. необходимым условием в данном случае является малый возраст ила.

## 8.3. Проектирование систем биологического удаления фосфора

### 8.3.1. Легко разлагаемое органическое вещество

Обязательным условием биологического удаления фосфора является наличие легко разлагаемого органического вещества. Около 1 кг растворенного фосфора можно удалить при потреблении 20 кг ХПК легко разлагаемого вещества ( $S_A + S_F$ ), если принять, что  $S_F$  ферментируется в анаэробном реакторе. Под легко разлагаемым

веществом подразумевают уксусную кислоту или аналогичные небольшие органические молекулы.

ХПК легко разлагаемого вещества в анаэробном реакторе описывается первыми тремя членами уравнения массового баланса (8.1).

Если нитрат вносится в анаэробный реактор, то это означает, что некоторое количество легко разлагаемого органического вещества будет израсходовано на денитрификацию. Расход составляет примерно 4–6 кг ХПК/кг  $\text{NO}_3^- - \text{N}$ .

Количество доступного легко разлагаемого вещества можно оценить, исходя из трех основных составляющих: содержание в исходном стоке  $Q_1 S_{\text{HAc},1}$ ; образование в результате гидролиза/ферментации  $\gamma_{\text{V,HAc}} \cdot \exp(\kappa(T - 20))V_2$ ; расходование на денитрификацию:  $-\nu_{\text{NO}_3, \text{HAc}} Q_5 S_{\text{NO}_3,5}$ .

Используем следующие оценочные значения:

$$\gamma_{\text{V,HAc}} = 0,25 \text{ кг ХПК(S)/(м}^3 \cdot \text{сут);}$$

$$\kappa = 0,1 \text{ град}^{-1};$$

$$\nu_{\text{NO}_3, \text{HAc}} = 5 \text{ кг ХПК/кг } \text{NO}_3^- - \text{N}.$$

Также считаем, что может быть удалено 0,05 кг P/кг ХПК. Следовательно, можно рассчитать максимальное количество фосфора, которое будет удалено:

$$Q_1(C_{\text{P},1} - C_{\text{P},4}) = 0,5(Q_1 S_{\text{HAc},1} + 0,25 \exp(0,1(T - 20))V_2 - 5Q_5 S_{\text{NO}_3,5}) \quad (8.7)$$

Здесь мы также условились, что было удалено все органическое вещество, т. е. концентрация легко разлагаемого органического вещества в стоке, обработанном в анаэробном реакторе,  $S_{\text{HAc},2} = 0$ .

**Пример 8.2.** Рассчитайте максимально возможное количество фосфора, которое можно удалить в реакторе, описанном в примере 8.1, при 20 и 8 °С. Дополнительная информация: концентрация нитрата в потоке возвратного ила 3000 м<sup>3</sup>/сут составляет 0,003 кг  $\text{NO}_3^- - \text{N}/\text{м}^3$ .

Максимальное удаление фосфора означает, что  $S_{\text{HAc},2} = S_{\text{HAc},5} = 0$ .

Проведем подстановку в выражение (8.7) и в результате получим, что для 20 °С

$$\begin{aligned}
 3600 \text{ м}^3/\text{сут}(C_{P,1} - C_{P,4}) &= 0,05 \text{ кг P/кг ХПК(S)} \\
 3600 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot 0,060 \text{ кг ХПК(S)}/\text{м}^3 + \\
 + 0,25 \text{ кг ХПК(S)}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}) \cdot \exp(0,1(20 - 20)200 \text{ м}^3 - \\
 - 5 \text{ кг ХПК(S)}/\text{кг NO}_3^- - \text{N} \cdot 3000 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot 0,003 \text{ кг NO}_3^- - \text{N}/\text{м}^3) \\
 C_{P,1} - C_{P,4} &= 0,05(216 + 50 - 45)/3600 = 0,003 \text{ кг P}/\text{м}^3
 \end{aligned}$$

При 8 °С все значения сохраняются, кроме параметра, описывающего гидролиз. Гидролиз дает следующий вклад:

$$\begin{aligned}
 0,25 \text{ кг ХПК(S)}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}) \cdot \exp(0,1(8 - 20)) \cdot 200 \text{ м}^3 &= 15 \text{ кг ХПК(S)}/\text{сут} \\
 C_{P,1} - C_{P,4} &= 0,1(216 + 15 - 45)/3600 = 0,0025 \text{ кг P}/\text{м}^3
 \end{aligned}$$

Следовательно, максимальное количество фосфора, которое можно удалить в процессе биологической очистки, составляет 3 и 2,5 г P/м<sup>3</sup> при 20 и 8 °С соответственно.

### 8.3.2. Проектирование реакторов для биологического удаления фосфора

При проектировании анаэробных реакторов для биологического удаления фосфора исходят из того, какое количество летучих жирных кислот (ЛЖК) необходимо для проведения процесса. В большинстве случаев концентрация ЛЖК определяет скорость удаления фосфора. Результатом проектирования должно стать определение времени гидравлического удерживания в анаэробном реакторе (или в анаэробной части аэробного реактора). Анаэробный реактор может быть использован на первой стадии (рис. 8.2) или в середине процесса (рис. 8.7, верхняя схема).

#### *Использование анаэробного реактора на первой стадии процесса*

Если анаэробный реактор используется на первой стадии процесса, то удаление фосфора происходит под действием ЛЖК, содержащихся в исходном стоке. Кроме того, часть ЛЖК образуется в результате ферментации. Время гидравлического удерживания обычно составляет 1–3 ч [4]. При большем времени удерживания можно благодаря ферментации получить больше ЛЖК, что способствует удалению фосфора. На протяжении всего процесса важно

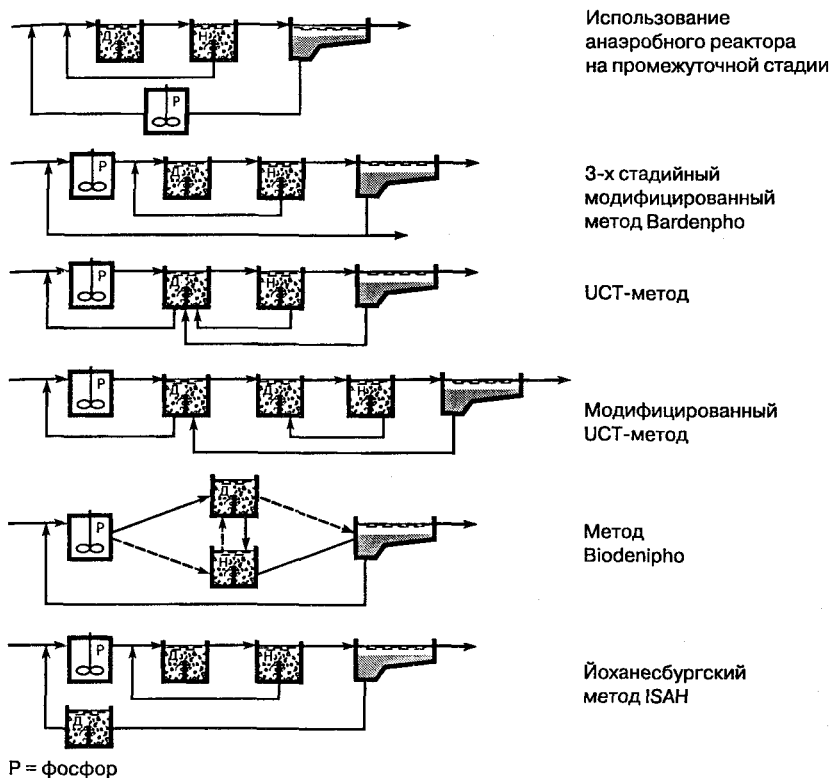


Рис. 8.7. Схемы различных установок для биологического удаления фосфора.

контролировать время гидравлического удерживания ила, поскольку его увеличение приведет к уменьшению скорости ферментации.

Более совершенное проектирование осуществляется с использованием моделирования [3], основанного на результатах лабораторных или пилотных испытаний.

### Использование анаэробного реактора в середине процесса

В данном случае все ЛЖК из исходного стока были израсходованы на аэробной и анокисической стадиях, предшествующих анаэробной стадии. Поэтому все необходимые ЛЖК должны образоваться в анаэробном реакторе в процессе ферментации. Время гидравлического удерживания в этом случае может составлять от 1 до

10 ч в зависимости от скорости ферментации и количества ЛЖК, необходимого для удаления фосфора.

Значительную помощь в описании процесса ферментации в анаэробном реакторе может оказать моделирование. Ключевым моментом процесса ферментации при такой схеме работы станции является поддержание наиболее низкого значения общего времени гидравлического удерживания ила. Однако оно все же должно быть достаточным для того, чтобы могла проходить нитрификация, если таковая является частью процесса.

**Пример 8.3.** Найдите общую концентрацию растворенного фосфора в стоке, обработанном в реакторе из примера 8.2, если концентрация фосфора в исходном стоке  $6 \text{ г/м}^3$ , а содержание взвешенных веществ в обработанном стоке  $20 \text{ г ВВ/м}^3$ . Считается, что фосфор составляет 5% всего взвешенного вещества.

В соответствии с уравнением (8.2) при  $20^\circ\text{C}$ :

$$\begin{aligned}C_{P,1} - C_{P,4} &= 3 \text{ г Р/м}^3, \\C_{P,1} &= 6 \text{ г Р/м}^3, \text{ следовательно,} \\C_{P,4} &= 3 \text{ г Р/м}^3, \\C_{P,4} &= S_{P,4} + f_{X,P} \cdot X_4\end{aligned}$$

В результате подстановки получаем:

$$S_{P,4} = C_{P,4} - 0,05 \cdot 20 = 3 - 1 = 2 \text{ г Р/м}^3.$$

При  $8^\circ\text{C}$  имеем:

$$S_{P,4} = 3,5 - 0,05 \cdot 20 = 2,5 \text{ г Р/м}^3$$

Если в бассейне канализования используют детергенты, содержащие фосфат, то концентрация фосфора в исходном стоке может достигать  $10 \text{ г Р/м}^3$ . В таком случае концентрация растворенного фосфора в обработанном стоке составит от 7 до  $7,5 \text{ г Р/м}^3$  в зависимости от температуры.

### *Расчет содержания фосфора в избыточном иле*

Для расчета содержания фосфора в иле можно воспользоваться уравнением баланса фосфора (8.5):

$$\begin{aligned}Q_1 C_{P,1} &= Q_4 C_{P,4} + Q_6 (C_{P,6} + C_{\text{ПФ},6}) \\Q_1 C_{P,1} &= Q_4 S_{P,4} + Q_4 X_{P,4} + Q_6 (C_{P,6} + C_{\text{ПФ},6})\end{aligned} \quad (8.5)$$

Количество фосфора в иле:

$$Q_4 X_{P,4} + Q_6 (C_{P,6} + C_{\text{ПФ},6}) = Q_1 C_{P,1} - Q_4 S_{P,4} \quad (8.9)$$

Общий прирост ила определяем из уравнения (4.13), поскольку его можно рассчитать так же, как для обычного аэробного процесса:

$$F_{SP} = Y_{\text{набл}}(C_1 - C_3)Q_1, \quad (4.13)$$

где  $C_1$  и  $C_3$  — концентрация органического вещества в подаваемом и обработанном стоке соответственно.

Объединяя выражения (8.8), (8.9) и (4.13), находим содержание фосфора в иле  $f_{X,P}$ :

$$f_{X,P} = (Q_1 C_{P,1} - Q_4 C_{P,4})/F_{SP} \quad (8.10)$$

**Пример 8.4.** Рассчитайте содержание фосфора в иле из примера 8.3 при  $8^\circ\text{C}$ .

Общее содержание фосфора в исходном стоке  $6 \text{ г P/м}^3$ . Общее ХПК в исходном стоке  $C_1 = 300 \text{ г/м}^3$ , а в обработанном стоке  $C_4 = 50 \text{ г/м}^3$ . Объем сточной воды  $14\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$ .

Из примера 8.3 имеем:  $C_{P,4} = S_{P,4} + X_{P,4} = 2 + 1 = 3 \text{ г P/м}^3$ .

Считаем, что  $Q_1 = Q_4$  и что  $Y_{\text{набл}} = 0,7 \text{ г ВВ/г ХПК}$ .

После подстановки в выражение (8.10) получаем:

$$f_{X,P} = (Q_1 C_{P,1} - Q_4 C_{P,4})/F_{SP} \quad (8.10)$$

$$f_{X,P} = (C_{P,1} - C_{P,4})/(Y_{\text{набл}}(C_1 - C_3))$$

Подставляя известные величины, получаем:

$$f_{X,P} = (6 - 3 \text{ г P/м}^3)/(0,7 \text{ г ВВ/г ХПК}(300 - 50) \text{ г ХПК/м}^3)$$

$$f_{X,P} = 0,017 \text{ г P/г ВВ},$$

т. е. на долю фосфора приходится 1,7% ВВ.

### 8.3.3. Оптимизация процесса биологического удаления фосфора

Для оптимизации работы станции разработаны математические модели [2, 3]. Наиболее серьезные проблемы, возникающие при биологическом удалении фосфора — это присутствие нитрата в анаэробном реакторе и исчерпание легко разлагаемого органического вещества. Нитрат в процессе денитрификации конкурирует за потребление ЛЖК, необходимых для удаления фосфора (см. разд. 3.6, гл. 3). Эту проблему можно решить двумя путями.

а. Оптимизировать денитрификацию таким образом, чтобы сократилось количество нитрата в возвратном иле.

б. Ввести в систему реактор денитрификации (с аноксической стабилизацией ила), поместив его на пути возвратного ила, как это показано на рис. 8.8.



За легко разлагаемые органические вещества с ФАО могут также конкурировать другие бактерии — G-бактерии, или ГАО (гликоген-аккумулирующие организмы). Эти бактерии не накапливают фосфаты и обычно не влияют на процесс удаления фосфора.

Дефицит легко разлагаемых органических веществ можно компенсировать несколькими путями:

- а) добавлять в систему уксусную кислоту,
- б) добавлять промышленные сточные воды,
- в) увеличивать количество продуктов гидролиза (ферментации) в анаэробном реакторе путем увеличения времени гидравлического удерживания,
- г) проводить предварительный гидролиз ила или сточной воды, подаваемых в анаэробный реактор (см. рис. 8.5 и верхнюю схему на рис. 8.7).

Попадание кислорода в анаэробный реактор вызовет тот же эффект, что и попадание нитрата, т. е. легко разлагаемые органические вещества будут окислены. Кислород может попадать в анаэробный реактор с возвратным илом, но это обычно не создает проблем. Еще один путь попадания кислорода — это аэрация, возникающая в результате перемешивания, необходимого для поддержания ила во взвешенном состоянии.

И, наконец, при биологическом удалении фосфора может возникнуть следующая проблема: выделение фосфора из ила до того момента, как ил будет удален из реактора. Этот процесс может иметь место в любом участке реактора, где создаются анаэробные условия и присутствуют легко разлагаемые органические вещества. В частности, такая ситуация возможна при добавлении внешнего источника углерода, избыточного для процесса денитрификации. После удаления нитрата произойдет высвобождение фосфора из ила. Поэтому возраст аэробного ила должен быть настолько мал,

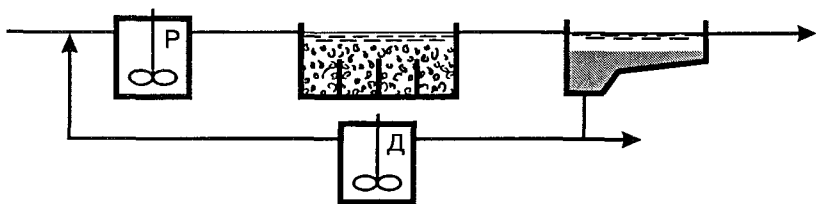


Рис. 8.8. Использование аноксической стабилизации ила для уменьшения концентрации нитрата, попадающего в анаэробный реактор.

насколько это возможно. Чем больше возраст ила  $\theta_{X, \text{аэроб}}$ , тем менее эффективен процесс биологического удаления фосфора.

## Литература

1. *Ramadori R.* (ed.), Biological Phosphate Removal from Wastewater. Proceedings of an IAWPRC Specialized Conference held in Rome 28–30 September 1987. Pergamon Press, London. (Advances in Water Pollution Control) (1987).
2. *Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C., Marais G. v. R.*, Activated Sludge Model No. 2. IAWQ, London (1995). (IAWQ Scientific and Technical Report. No. 3).
3. *Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C., Marais G. v. R., van Loosdrecht M. C. M.*, Activated sludge model No. 2d, ASM2d. *Water Sci. Technol.*, **39**, (1), 165–182 (1999).
4. *Scheer H.*, Vermehrte biologische Phosphorelimination — Bemessung und Modelierung in Theorie und Praxis — (Biological phosphorus removal — design and modelling in theory and practice). Universität Hannover, Germany (1994). (Veröff. des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Heft 88).

## Глава 9

# Гидролиз/ферментация и анаэробная очистка сточных вод

*Могенс Хенце (Mogens Henze)*

В этой главе описываются истинно анаэробные процессы, т. е. протекающие в отсутствие нитрата или кислорода (мы не будем учитывать лишь те минорные количества, которые могут попасть в реактор с исходным стоком). Анаэробная очистка может проводиться вместе с аэробными/аноксическими процессами или отдельно от них, но и в том, и в другом случае гидролиз является их обязательной составной частью.

### 9.1. Гидролиз/ферментация

Гидролиз/ферментация могут использоваться при очистке воды для выполнения ряда задач, как это показано в табл. 9.1. По сравнению с аэробными или аноксическими эти процессы всегда идут с меньшей скоростью. Чтобы оценить потенциальный выход гидролизата, важно принимать во внимание большие количества активного ила, присутствующего в реакторе. Если весь ил выдерживают в анаэробных условиях несколько часов, то это приводит к образованию большого количества ЛЖК.

Растворимые вещества, образующиеся в результате гидролиза/ферментации, можно отделить от ила осаждением или центрифугированием и добавить на той стадии очистки, где обнаруживается дефицит углерода. Из опыта известно, что скорость потребления гидролизата очень велика, часто даже выше, чем скорость потребления чистого ацетата, используемого в качестве источника углерода. Объясняется это, по-видимому, высоким содержанием в гидролизате различных небольших легко разлагаемых органических молекул. ЛЖК составляют 60–80% ХПК растворимого гидролизата, а среди ЛЖК 60–80% составляет ацетат. Выход

Таблица 9.1. Типы гидролиза/ферментации [13–15]

Субстрат	Цель	Используется для	Выход на практике	
			% общего ХПК	%/сут при 20 °С
Сточная вода	$S_F \rightarrow S_{HAc}$	Денитрификации, биологического удаления фосфора	2–6	1–5
Ил из первичного отстойника	$X \rightarrow S_{HAc}$	Денитрификации, биологического удаления фосфора, производства биогаза	10–20	1–4
Активный ил	$X \rightarrow S_{HAc}$	Биологического удаления фосфора	1–3	0,1–1

(табл. 9.1) может достигать тем больших величин, чем больше время гидравлического удерживания.

### *Проектирование стадии гидролиза/ферментации на основе времени гидравлического удерживания*

Обычно при проектировании процессов гидролиза/ферментации время гидравлического удерживания принимают равным 1–3 сут при 20 °С. Чем больше время гидравлическое удерживания, тем выше потенциальный выход ХПК растворимого вещества. Однако при этом может образовываться сероводород, способный ингибировать биологические процессы и вступать в реакцию с ЛЖК и другими органическими веществами. Кроме того, при значительном времени гидравлического удерживания возможно образование метана и углекислого газа. И, наконец, в такой ситуации необходимы значительные капиталовложения для строительства реакторов большого объема.

### *Проектирование стадии гидролиза/ферментации на основании возраста анаэробного ила $\theta_{X, \text{анаэроб}}$*

Процесс гидролиза/ферментации — это реакция первого порядка по отношению к концентрации биомассы. Поэтому использование параметра возраста анаэробного ила  $\theta_{X, \text{анаэроб}}$  для проектирования вполне корректно. Эта величина обычно составляет 1–3 сут или

5–15% общего возраста ила. Если поддерживать низкий возраст ила, то можно избежать образования метана. Чтобы избежать образования сероводорода, можно осуществлять рециркуляцию ила через реакторы с аэробными/аноксическими условиями; этим достигается понижение возраста анаэробного ила в одном цикле. На рис. 8.5 и 8.7 представлены схемы процессов с учетом стадии гидролиза/ферментации, которая осуществляется либо в реакторе гидролиза (Г), либо в реакторе анаэробного удаления фосфора (Р).

## 9.2. Анаэробная обработка сточных вод

### 9.2.1. Введение

Следует различать анаэробную очистку сточной воды и анаэробную обработку ила. Различие состоит в том, что в первом случае большая часть содержащихся в стоке органических веществ находится в растворенном виде. Если необходимо удалить растворенные органические вещества, то следует использовать такой процесс, в котором достигается достаточно полный и длительный контакт между сточной водой и микроорганизмами, осуществляющими анаэробный процесс. Это означает, что в отличие от процесса анаэробной обработки ила в процессе анаэробной очистки *сточной воды* существует большое различие между временем гидравлического удерживания и возрастом ила.

Первый анаэробный реактор для обработки промышленных стоков был построен в 1929 г. в Слагельсе (Дания) для обработки стоков дрожжевого производства. Несмотря на то, что эта установка проработала почти 30 лет, развитие данной области проходило крайне медленно. Так было до тех пор, пока в Голландии в 80-х годах не был внедрен UASB-реактор [6].

Сами по себе процессы анаэробной очистки являются недорогими в эксплуатации и генерируют биогаз, имеющий определенную ценность. Особенно выгодно проводить анаэробную очистку концентрированных стоков, поскольку окисление в аэробных условиях большого количества органических веществ сопряжено с высокими энергозатратами.

Еще выгоднее процесс оказывается в том случае, если сточные воды теплые, это позволяет уменьшить объем реактора. Для уменьшения объема реактора необходимо использовать такие процессы, в которых возможно поддержание высокой концентрации ила в реакторе. Методы анаэробной очистки как раз и развиваются в

этом направлении, например, применяются реакторы со слоем взвешенного ила, с псевдоожиженным слоем; многие из таких реакторов уже получили достаточное распространение в различных областях биотехнологии и химической технологии [11].

В основном системы анаэробной очистки применяются для обработки промышленных стоков. В процентном соотношении на сооружениях анаэробной очистки удаляется очень много органических веществ, но почти не удаляются ни азот, ни фосфор. Таким образом, анаэробную стадию очистки можно рассматривать как предварительную, после которой стоки необходимо обрабатывать другими методами.

### 9.2.2. Уравнения массового баланса при анаэробной обработке

На рис. 9.1 представлена схема установки для анаэробной очистки воды.

Если известно, какие процессы протекают при анаэробной обработке воды и каковы их кинетические закономерности, то можно записать уравнения массового баланса. В табл. 9.2а представлены параметры, описывающие анаэробные процессы. Как и во всех других случаях, набор параметров отвечает сильно упрощенной схеме по сравнению с тем, что происходит в реальности. Набор параметров в табл. 9.2б еще более упрощен. Ее можно использовать, если принять, что скорость процесса ограничена скоростью образования метана, например при постоянной нагрузке. Следует заметить, что при анаэробной очистке образование метана — это единственный процесс, который сопровождается удалением ХПК из воды. После проведения анаэробной биологической очистки ХПК взвешенного вещества можно удалить, осаждая или центрифугируя взвешенные вещества или применяя в этих целях мембраны.

Используя обозначения, приведенные на рис. 9.1, в соответствии с упрощенным процессом, параметры которого представлены в табл. 9.2б, запишем уравнения массового баланса ХПК сточной

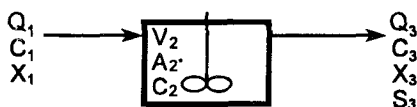


Рис. 9.1. Схема процесса анаэробной очистки сточных вод.

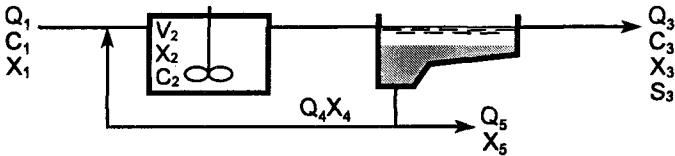


Рис. 9.2. Процесс анаэробной очистки со взвешенной биомассой (со слоем ила).

воды:

$$Q_1 C_1 - r_{V,X} \cdot V_2 = Q_3 C_3, \quad (9.1)$$

где  $r_{V,X} = \frac{1 - Y_{\max}}{Y_{\max}} \mu_{\max} \frac{C_S}{C_S + K_S} X_B$

Количество образующегося метана соответствует количеству ХПК, удаленному из воды, т. е.  $r_{V,X} \cdot V_2$ .

### Проектирование процесса анаэробной очистки со взвешенной биомассой

В данном процессе критерием для проектирования может служить возраст ила, поскольку станции должны быть устроены таким образом, чтобы обеспечивать возможность выживания медленно растущим метаногенным бактериям.

Из уравнения массового баланса, составленного в соответствии с табл. 9.2б, можно отдельно определить наблюдаемую скорость роста метаногенных бактерий:

$$\mu_{\text{набл,М,расп}} X_{B,М} = \mu_{\max,М} \frac{S_{\text{НAc}}}{S_{\text{НAc}} + K_{S,М}} X_{B,М} - b_{\text{н,М}} X_{B,М}$$

Следовательно, уравнение массового баланса для метана в соответствии со схемой, приведенной на рис. 9.2, имеет следующий вид:

$$Q_1 \cdot X_{B,М,1} + \mu_{\text{набл,М,расп}} \cdot X_{B,М,2} V_2 = Q_3 \cdot X_{B,М,3} + Q_5 \cdot X_{B,М,5} \quad (9.2)$$

Содержание метаногенных бактерий в исходном стоке  $Q_1 X_{B,М,1}$  обычно можно считать равным нулю. Вводя такие параметры, как прирост ила  $F_{SP} = Q_3 \cdot X_{B,М,3} + Q_5 \cdot X_{B,М,5}$  (см. выражение (4.12)), масса ила  $M_X = X_{B,М,2} V_2$  (см. выражение (4.10)) и возраст ила  $\theta_{X,М}$  (см. выражение (4.14)), мы находим:

$$\theta_{X,М} = 1/\mu_{\text{набл,М,расп}} \quad (9.3)$$

На рис. 9.3 показана зависимость необходимого возраста ила  $\theta_{X,М}$  от температуры.

Таблица 9.2а. Набор параметров анаэробного процесса

Процесс	Компонент							Скорость реакции $\gamma$	
	$X_{B,S}$	$X_{B,M}$	$X_I$	$X_S$	$SS$	$SH_{Ac}$	$SCH_4$		Щел
Гидролиз органического вещества	1			-1	1				$k_{hx} \cdot \frac{X_S/X_{B,S}}{K_X + X_C/X_{B,S}} \cdot X_{B,S}$
Образование кислот					$-\frac{1}{Y_{макс,S}}$	$\frac{1 - Y_{макс,S}}{Y_{макс,S}}$	$\frac{1 - Y_{макс,M}}{Y_{макс,M}}$	$-\frac{5,9}{Y_{макс,S}}$	$\mu_{макс,S} \frac{SS}{SS + K_{S,S}} \cdot X_{B,S}$
Образование метана		1					$\frac{1 - Y_{макс,M}}{Y_{макс,M}}$	$\frac{5,8}{Y_{макс,M}}$	$\mu_{макс,M} \frac{SH_{Ac}}{SH_{Ac} + K_{S,M}} \cdot X_{B,M}$
Распад кислотогенных организмов	-1		$f_{XB,XI}$	$1 - f_{XB,XI}$					$b_{H,S} \cdot X_{B,S}$
Распад метаногенных организмов		-1	$f_{XB,XI}$	$1 - f_{XB,XI}$					$b_{H,M} \cdot X_{B,M}$
Размерность	кг ХПК/м <sup>3</sup>							экв/м <sup>3</sup>	
	Кислото-биомасса	Метаногенная биомасса	Инертные взвешенные органические вещества	Медленно разлагаемые органические вещества	Летко разлагаемые органические вещества	Уксусная кислота	Метан	Щелочность	

Таблица 9.2б. Упрощенный набор параметров анаэробного процесса.  $Y_{макс}$  — общий максимальный коэффициент прироста анаэробной биомассы

Процесс	Компонент		Скорость реакции $\gamma, X$
	$X_B$	$CS$	
Образование метана	1	$-\frac{1}{Y_{макс}}$	$\mu_{макс} \frac{CS \cdot X_B}{CS + K_S}$
	кг ХПК/м <sup>3</sup> биомассы	кг ХПК/м <sup>3</sup> орг. вещества	кг ХПК/м <sup>3</sup> метана



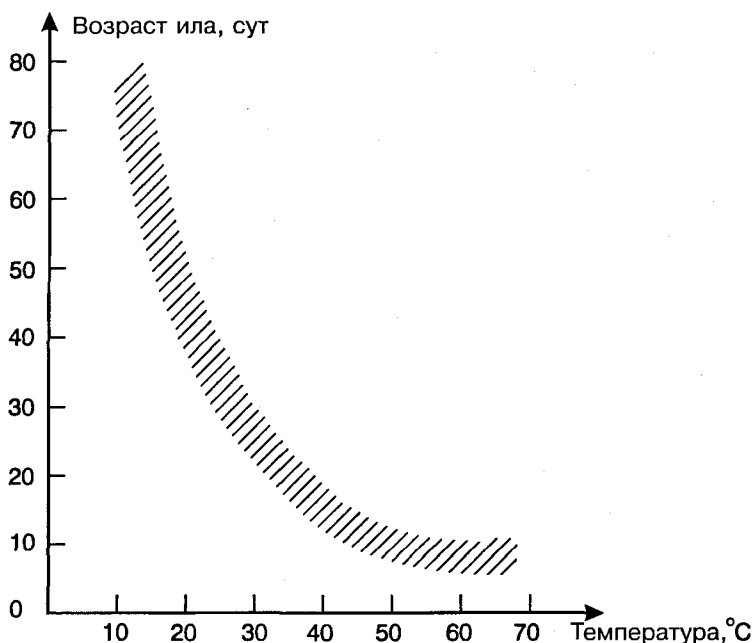


Рис. 9.3. Необходимый возраст ила при анаэробной очистке воды в зависимости от температуры.

Объем анаэробного реактора  $V_2$  можно определить по уравнению (9.4):

$$V_2 = \theta_{X,M} F_{SP} / X_{B,M,2} \quad (9.4)$$

**Пример 9.1.** Анаэробный контактный реактор со взвешенным илом должен обрабатывать стоки сахарной фабрики. Измерения показали, что скорость роста метаногенных бактерий при  $30^\circ\text{C}$  с учетом распада равна  $0,05 \text{ сут}^{-1}$ . Каким должен быть возраст ила?

Из выражения (9.3) находим:

$$\theta_{X,M} = 1/\mu_{\text{набл},M,\text{расп}} = 1/0,05 \text{ сут}^{-1} = 20 \text{ сут.}$$

Из рис. 9.3 можно оценить необходимый возраст ила: 20–28 сут. Таким образом, определенный нами необходимый возраст ила совпадает с минимальными значениями обычного его диапазона.

Каким был бы необходимый возраст ила при температуре процесса  $55^\circ\text{C}$ ?

Из рис. 9.3 видно, что  $\theta_{X,M} \sim 6\text{--}12$  сут. Если считать, что скорость роста при  $55^\circ\text{C}$  такая же высокая, как и при  $30^\circ\text{C}$ , то необходимый возраст ила можно принять равным 6 сут.

*Реакторы с биопленкой*

Баланс ХПК сточной воды выглядит следующим образом:

$$Q_1 C_1 - r_{A,M} A_2^* = Q_3 C_3 \quad (9.5)$$

Скорость реакции  $r_{A,M}$  часто может описывать реакцию нулевого порядка как в самой биопленке (это будет означать, что биопленка используется полностью), так и в толще воды.

$$r_{A,M} = k_0 v_{f,M} L$$

Если объем биопленки равен  $A_2^* L_2$  ( $L_2$  — толщина биопленки), а концентрация биомассы в биопленке  $X_{B,f,2}$ , то:

$$r_{A,M} A_2^* = r_{X,M} X_{B,f,2} L_2 A_2^* = r_{X,M} X_{B,2} V_2,$$

где  $X_{B,2}$  — объемная концентрация биомассы в анаэробном реакторе.

Подстановкой в уравнение (9.5) получаем:

$$Q_1 C_1 - r_{X,M} X_{B,f,2} L_2 A_2^* = Q_3 C_3 \quad (9.6)$$

Концентрация биомассы в биопленке  $X_{B,f,2}$  может быть высокой (10 – 50 кг ХПК/м<sup>3</sup>), это означает, что она высокая также и по сравнению с общей концентрацией биомассы в реакторе  $X_2$ .

**9.3. Типы систем анаэробной очистки<sup>1</sup>**

Как и при описании других биологических процессов, системы анаэробной очистки стоков можно подразделить на системы, в которых используется взвешенный ил или биопленки. Поскольку анаэробная очистка часто применяется для обработки концентрированных стоков, иногда содержащих значительные количества взвешенных веществ, то может понадобиться предварительная обработка, заключающаяся в разделении взвешенных и растворенных веществ.

<sup>1</sup> С подробной классификацией анаэробных реакторов заинтересованный читатель может познакомиться в монографии *Калюжный С. В., Данилович Д. А., Ножневникова А. Н.* Анаэробная биологическая очистка сточных вод. — М.: ВИНТИ, Итоги науки и техники, сер. Биотехнология, т. 29, 1991. — 187 с. — *Прим. ред.*

### 9.3.1. Предварительная обработка стоков при анаэробной очистке

Предварительная обработка стока может состоять в разделении веществ на отдельные фракции путем

- просеивания через тонкие сита
- осаждения
- флотации
- ультрафильтрации

Возможно сочетание этих методов, например, осаждение и фильтрация могут использоваться вместе. На рис. 9.4 показана схема процесса, в котором на первом этапе проводится разделение стока на твердую и жидкую фракции, после чего каждая фракция обрабатывается отдельно в анаэробных реакторах. Осадок может обрабатываться в традиционной метантенке, а растворимая часть органического вещества — в одном из реакторов, которые мы обсудим в следующей главе.

Ультрафильтрация может использоваться для концентрирования разбавленных стоков, например обычных коммунальных стоков, или для обработки жидкой фракции высококонцентрированных промышленных или сельскохозяйственных стоков.

Предварительная обработка стока применяется на всех сооружениях с биофильтрами для их защиты от кольматации. Проводиться она может любым из четырех перечисленных выше методов.

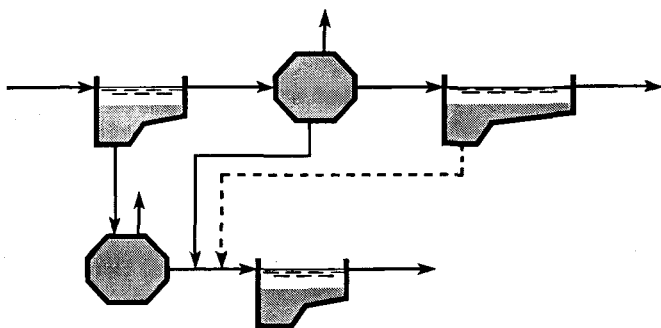


Рис. 9.4. Станция очистки с двумя отдельными анаэробными реакторами. Эта схема пригодна для очистки стоков с высоким содержанием взвешенных веществ.

### 9.3.2. Системы со взвешенным илом

Этот тип систем напоминает системы с активным илом. Ил перемешивают механически, а в ряде случаев он перемешивается образующимся газом или под давлением подаваемой сточной воды.

На рис. 9.5 показана схема традиционной установки, очистка в которой проводится так называемым контактным методом. Биологические процессы протекают в высоком реакторе (5–10 м высотой), ил отделяют осаждением в полочном отстойнике. Отделению ила может предшествовать дегазация или охлаждение, см. рис. 9.6.

Дегазация предотвращает или отдаляет всплытие ила, поскольку после удаления газа до того момента, когда вода вновь перенасыщается газом и когда вновь начинают образовываться пузырьки, проходит какое-то время. Удаляют газ механическим (гидравлическим) способом или под действием вакуума. Охла-

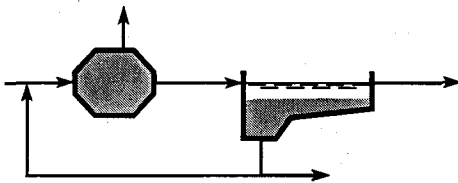


Рис. 9.5. Контактный процесс при анаэробной очистке.

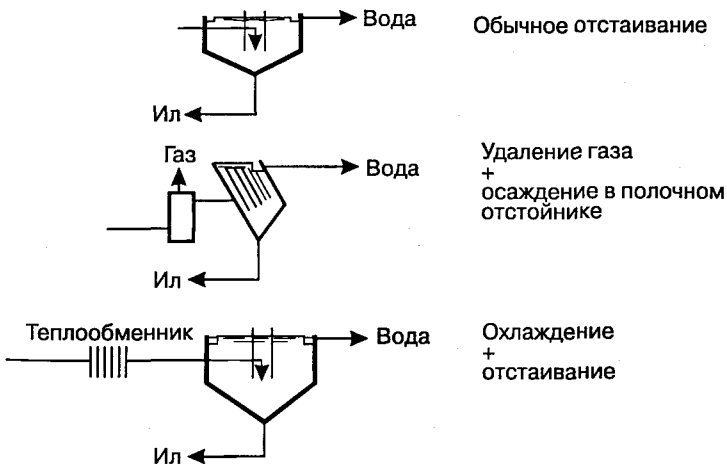
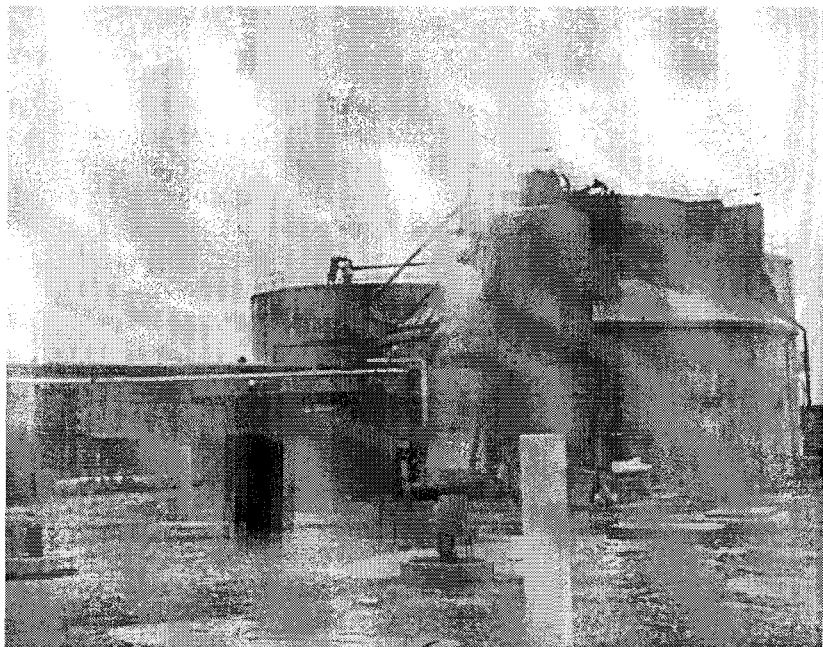


Рис. 9.6. Способы отделения ила при анаэробной очистке.



**Рис. 9.7.** Анаэробный контактный процесс (Копенгаген, Дания). Отделение ила происходит в полочном отстойнике. Эта станция была построена в 70-е годы и с тех пор несколько раз расширялась.

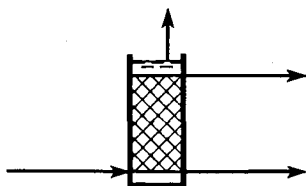
ждение на время останавливает биологические процессы и, как следствие, предотвращает образование новых пузырьков.

Контактный процесс исторически был отправной точкой в развитии анаэробных методов очистки воды. Первая в мире станция была построена в г. Слагельсе в Дании в 1929 г. и предназначалась для очистки стока дрожжевого производства. Контактный процесс распространен очень широко, особенно для обработки стоков сахарных и спиртовых производств. На рис. 9.7 показан контактный процесс на одной из станций очистки в Копенгагене.

Современный вариант контактного процесса осуществлен в UASB-реакторе (анаэробный реактор с восходящим потоком, проходящим через слой гранулированного ила), схематически показанном на рис. 9.8. Идея этой конструкции состоит в объединении биологического реактора с восходящим потоком и отстойника.

При соответствующей организации биологического реактора и при наличии легко разлагаемого, предпочтительно растворенного,

**Рис. 9.8.** UASB-реактор. В верхней части реактора имеется специальное устройство, разделяющее газ, воду и ил. Такие реакторы пригодны для обработки стоков с высоким содержанием уксусной кислоты, например, ферментированных стоков сахарных производств.



органического вещества биомасса может образовывать сферические гранулы. Эти гранулы существуют в реакторе постоянно, тогда как флоккулы то разрушаются, то создаются вновь. Сферические гранулы характеризуются высокой концентрацией биомассы и высокой плотностью. В связи с этим можно не только достигнуть высоких скоростей обработки стоков, но и сохранить гранулы в активной части реактора, так как скорость их осаждения выше скорости восходящего потока воды. Концентрация ила в таких реакторах обычно в два раза выше, чем в контактных реакторах, т. е. составляет 5–15 кг БВВ/м<sup>3</sup> (7–20 кг ХПК/м<sup>3</sup>). В реакторах со слоем ила могут возникать гидравлические проблемы из-за распределения исходного стока и разделения воды и газа в верхней части реактора. Этот тип реактора на сегодняшний день является наиболее широко распространенным среди анаэробных конструкций. Пример подобной установки показан на рис. 9.9.

### 9.3.3. Анаэробная очистка на фильтрах

Устройство фильтров для анаэробной очистки такое же, как и фильтров, предназначенных для других биологических процессов. Для работы станций рассматриваемого типа важно, чтобы в стоке было невысокое содержание взвешенных веществ, иначе возможна кольматация фильтров. Низкий уровень концентрации взвешенных веществ в подаваемом стоке в сочетании с низким приростом ила приводят к тому, что в обработанном стоке концентрация взвешенных веществ также очень низкая. Поэтому на многих сооружениях с анаэробными фильтрами вторичные отстойники не используются. Еще одна причина отсутствия отстойников заключается в том, что анаэробная очистка осуществляется с целью предварительной обработки стока.

Во всех анаэробных процессах, происходящих на фильтре, некоторая часть биомассы находится во взвешенном состоянии. Это особенно характерно для фильтров с неподвижной загрузкой,

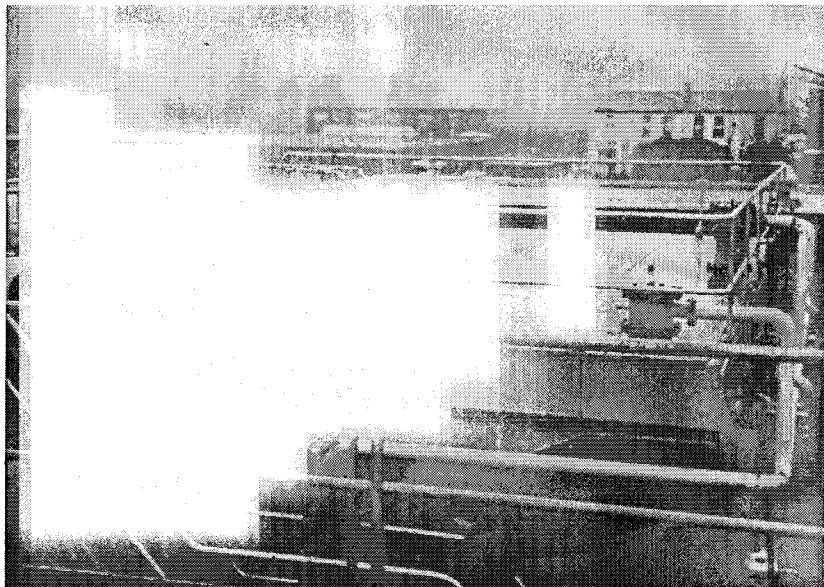


Рис. 9.9. UASB-реактор для анаэробной обработки стоков сахарных производств (CSM, Нидерланды).

работающих в режиме восходящего потока [1] и для реакторов с вращающимися дисками.

Для проведения анаэробных процессов наиболее часто используется фильтр с неподвижной загрузкой (рис. 9.10). Обычно это погружной фильтр с загрузкой из полимерного материала и восходящим потоком жидкости.

На рис. 9.11 представлены схемы трех других систем с фильтрами. Применяются они пока не столь широко. В фильтре с псевдооживленным слоем в качестве загрузки обычно используют песок. В фильтрах с псевдооживленным и с расширенным слоем для поддержания загрузки в подвижном состоянии необходима большая скорость рециркуляции. Работа систем первого типа

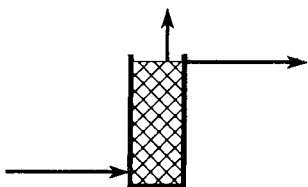
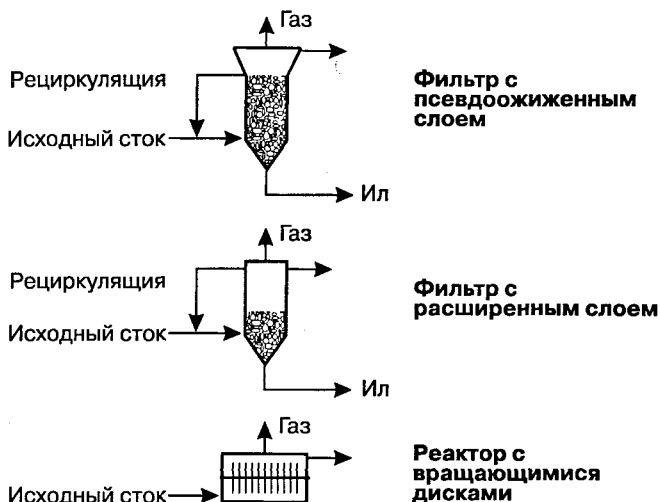


Рис. 9.10. Анаэробный фильтр с неподвижной загрузкой. Пригоден для предварительной обработки теплых стоков пищевой промышленности. Газ собирают в верхней части фильтра.



**Рис. 9.11.** Различные анаэробные процессы, происходящие на фильтрах. Обычно после этой стадии отстойник не используется. Высота псевдооживленного слоя регулируется путем удаления части загрузки (на рисунке не показано), которая после обработки затем возвращается в реактор. Отработанный ил может поступать на обработку отдельно или может смешиваться с потоком обработанной воды.

может осложняться гидравлическими проблемами, тем более, что образующийся в анаэробном процессе газ способен затруднять разделение воды и гранул в верхней части фильтра. Кроме того, образующиеся на поверхности раздела между твердой подложкой и биопленкой пузырьки газа приводят к сбросу биопленки.

В фильтрах с псевдооживленным слоем загрузка очищается от биомассы механически, тогда как в фильтрах с расширенным слоем очищение загрузки происходит спонтанно вследствие постоянного трения частиц друг об друга. В реакторе с вращающимися дисками сброс биомассы контролируется скоростью вращения диска.



## 9.4. Проектирование систем анаэробной очистки

Проектирование анаэробных систем налажено еще не очень хорошо<sup>1</sup>. Обычно проектирование ведется, исходя из условия максимального удаления органических разлагаемых веществ. Остановить такой процесс, например, на стадии 50%-ной очистки не представляется возможным. Причиной тому является медленный рост метаногенов, неизменно обуславливающий необходимость настолько большого времени гидравлического удерживания, что большинство органических веществ успевают подвергнуться гидролизу и превратиться в короткоцепочечные жирные кислоты. Далее практически все жирные кислоты превращаются в метан, это и объясняет невозможность частичной обработки<sup>2</sup>.

Целью проектирования, таким образом, является создание условий, обеспечивающих выживание метаногенных микроорганизмов (см. рис. 9.3 и пример 9.1).

Важное значение имеет температура процесса. Обычно предполагается, что станция будет функционировать при температуре 35 °С (мезофильные условия). Термофильные процессы (50–60 °С) осуществляются редко, тогда как более низкие температуры (15–25 °С) иногда используются.

### 9.4.1. Проектирование систем со взвешенной биомассой

Обычно основой для проектирования таких систем служит объемная нагрузка по ХПК, нагрузка на ил по ХПК или возраст ила.

#### *Проектирование на основе объемной нагрузки*

Объемная нагрузка  $V_{V,ХПК}$  определяется следующим образом:

$$V_{V,ХПК} = Q_1 C_{ХПК,1} / V_2 \quad (9.7)$$

Отсюда необходимый объем реактора  $V_2$ :

$$V_2 = Q_1 C_{ХПК,1} / V_{V,ХПК} \quad (9.8)$$

<sup>1</sup> Это не совсем так. На мировом рынке функционируют десятки компаний, специализирующихся в проектировании анаэробных реакторов. К настоящему времени ими построено свыше тысячи только полномасштабных UASB-реакторов. — *Прим. ред.*

<sup>2</sup> Путем снижения времени удерживания стока в реакторе или температуры такое регулирование возможно. — *Прим. ред.*

**Таблица 9.2.** Объемная нагрузка (по ХПК биологически разлагаемых веществ) на анаэробные реакторы при различных температурах. Эффективность обработки 80–90%

Тип станции	Объемная нагрузка, кг ХПК/(м <sup>3</sup> · сут)		
	15–25°С	30–35°С	50–60°С
Контактный реактор	0,5–2	2–6	3–9
UASB-реактор	1–3	3–10	5–15
Фильтр с неподвижной загрузкой	1–3	3–10	5–15
Реактор с вращающимися дисками	1–3	3–10	5–15
Фильтр с псевдооживленным слоем	1–4	4–12	6–18
Фильтр с расширенным слоем	1–4	4–12	6–18

Заметим, что здесь под  $C_{ХПК,1}$  подразумевается ХПК биологически разлагаемых веществ.

Объемная нагрузка различается для различных типов реакторов (табл. 9.3). Геометрические параметры реакторов и технические детали приводятся в табл. 9.4.

**Пример 9.2.** Спроектируйте UASB-реактор на основе объемной нагрузки.

Необходимо обрабатывать сток объемом 1200 м<sup>3</sup>. Органическое вещество, содержащееся в стоке, подразделяется на следующие фракции ( см. выражение (2.4)):

$$S_I = 0,1 \text{ кг ХПК/м}^3,$$

$$S_S = 2,5 \text{ кг ХПК/м}^3,$$

$$X_I = 0,2 \text{ кг ХПК/м}^3,$$

$$X_S = 0,2 \text{ кг ХПК/м}^3,$$

$$C_{ХПК} = 3,0 \text{ кг ХПК/м}^3.$$

Рабочая температура составляет 35°С. Из табл. 9.3 находим объемную нагрузку  $V_{V,ХПК} = 3–10 \text{ кг ХПК/(м}^3 \cdot \text{сут)}$ . Выберем значение 6 кг ХПК/(м<sup>3</sup> · сут).

Из выражения (9.8) можно определить объем анаэробного реактора:

$$V_2 = Q_1 C_{ХПК,1} / V_{V,ХПК} \quad (9.8)$$

Концентрация ХПК разлагаемого вещества равна 2,7 кг ХПК/м<sup>3</sup>, поскольку необходимо вычесть ХПК инертных растворенных и взвешенных веществ ( $S_I$  и  $X_I$ ).

В результате подстановки получаем:

$$V_2 = (1200 \text{ м}^3/\text{сут}) \cdot (2,7 \text{ кг ХПК/м}^3) / (6 \text{ кг ХПК/(м}^3 \cdot \text{сут)}) = 540 \text{ м}^3.$$

Таблица 9.3. Технические характеристики анаэробных реакторов [1-5, 11, 12]

Характеристика	Размерность	Реактор с псевдоожиженным слоем	Реактор с расширяющимся слоем	Реактор с вращающимися дисками	Фильтр с неподвижной загрузкой	Контактный реактор	UASB-реактор
Тип загрузки		Песок, активированный уголь	Песок, гравий, пластик	Пластик	Гравий, щебенка, пластик	-	-
Диаметр загрузки	мм	0,2-1	0,3-2	1000-3000	-	-	-
Расстояние между дисками	см	-	-	10-20	-	-	-
Скорость вращения	об/мин	-	-	2-5	-	-	-
Периферическая скорость	м/с	-	-	0,3	-	-	-
Степень погружения	%	100	100	75-100	100	-	-
Пористость	%	-	-	-	50-98	-	-
Пористость с учетом биомассы	%	-	-	-	20-90	-	-
Удельная поверхность	м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	200-600	200-600	100-200	60-200	-	-
Высота реактора	м	4-8	2-3	-	3-6	5-10	2-4
Радиус реактора	м	3-4	2-3	-	(5-20)	(5-20)	(5-20)
Номинальная скорость восходящего потока	м/ч	4-8	1,5	-	-	-	0,01-0,15
Кратность рециркуляции		5-500	2-50	-	-	0,5-2	-

Концентрация ила в реакторе	кг ВВ/м <sup>3</sup>	10-30	10-40	5-15	5-15	3-10	5-20
	кг ВВВ/м <sup>3</sup>	8-25	8-30	4-12	4-12	2-8	3-16
Ил, прикреплённый к загрузке фильтра	кг ХПК/м <sup>3</sup>	10-30	10-40	5-15	5-15	3-10	5-20
	% общего	95-100	70-90	50-80	20-80 <sup>а</sup> , 80-90 <sup>б</sup>	0	0
Взвешенный ил	% общего	0-5	10-30	20-50	20-80 <sup>а</sup> , 10-20 <sup>б</sup>	100	100
	г ВВ/м <sup>3</sup>	20-100	20-100	20-300	20-300	20-100	20-100
Концентрация ила в обработанном стоке	норм. м <sup>3</sup> /(м <sup>2</sup> · сут)	5-40	5-40	-	5-20	-	5-20
	норм. м <sup>3</sup> /(м <sup>2</sup> · сут)	30-40	30-40	-	10-20	-	10-20
Расход энергии на подачу воды	Вт · ч/м <sup>3</sup>	15-30	10-20	-	-	-	-
	Вт · ч/м <sup>3</sup>	75-3000	20-1000	5-10	20-40	10-30	15-30
Энергия на вращение	Вт · ч/(м <sup>3</sup> реактора)	-	-	20-80	-	-	-
	Вт · ч/(м <sup>3</sup> реактора)	-	-	-	-	5-15	-

<sup>а</sup> Восходящий поток.

<sup>б</sup> Нисходящий поток.

*Проектирование на основе нагрузки на ил*

Нагрузка на ил  $V_{X,ХПК}$  определяется как

$$V_{X,ХПК} = Q_1 C_{ХПК,1} / M_X$$

Масса ила  $M_X$  — это та масса ила, которая находится в биологически активных частях реактора.

Для системы, изображенной на рис. 9.2, имеем:

$$M_X = V_2 \cdot X_2,$$

отсюда можно выразить объем реактора и в результате подстановки получить:

$$V_2 = Q_1 \cdot C_{ХПК,1} / (X_2 \cdot V_{X,ХПК}) \quad (9.9)$$

Для различных типов реакторов нагрузка на ил одинакова, см. табл. 9.5. Однако концентрация ила в анаэробном реакторе  $X_2$  различается в зависимости от типа реактора и операционных параметров.

*Проектирование на основе возраста ила*

Цель такого типа проектирования состоит в обеспечении условий для выживания метаногенных организмов. Возраст ила  $\theta_{X,M}$  определяется следующим выражением:

$$\theta_{X,M} = M_X / F_{SP},$$

где массу ила  $M_X$  следует рассматривать как ту часть ила в реакторе, которая непосредственно осуществляет анаэробную

**Таблица 9.4.** Нагрузка на ил при анаэробной очистке воды не зависит от типа реактора. Эффективность удаления ХПК 80–90%

Доминирующее в сточной воде органическое вещество	Нагрузка на ил, кг ХПК/(кг БВВ · сут)		
	15–25 °С	30–35 °С	50–60 °С
Уксусная кислота	1,5–3	5–10	7–15
Растворенные легко разлагаемые вещества	0,7–1,5	3–5	4–7
Взвешенные медленно разлагаемые вещества	0,1–0,3	0,5–1,0	1–2

Таблица 9.5. Типичные значения параметров процесса отделения ила [5, 6]. Расчет основан на среднечасовой скорости потока  $Q_{ч,ср}$ 

Метод отделения ила	Гидравлическая нагрузка на единицу поверхности, $\text{м}^3 \text{воды}/(\text{м}^2 \text{реактора} \cdot \text{ч})$	Нагрузка ВВ на единицу поверхности, $\text{кг ВВ}/(\text{м}^2 \text{реактора} \cdot \text{ч})$
Традиционное осаждеие	0,5–1,0	2–4
Осаждение в полочном отстойнике	1,0–2,0	3–6
Разделение ила и газа в UASB-реакторе	0,5–1,0	–
Реактор с псевдооживленным слоем, верхняя часть реактора	0,5–1,0	2–4
Фильтрация	0,005–0,04 <sup>a</sup>	–

<sup>a</sup>  $\text{м}^3 \text{воды}/(\text{м}^2 \text{мембраны} \cdot \text{ч})$

очистку. Для большинства станций под  $M_X$  понимают массу ила, находящегося в анаэробном реакторе.

Для нахождения необходимого объема реактора воспользуемся выражением (9.4):

$$V_2 = \theta_{X,M} \cdot F_{SP} / X_{B,M,2} \quad (9.4)$$

Возраст ила  $\theta_{X,M}$  определяем из рис. 9.3. Концентрация ила  $X_{B,M,2}$ , которую можно оценить, пользуясь табл. 9.4, находится в интервале 5–15 кг ВВ/м<sup>3</sup> (7–20 кг ХПК/м<sup>3</sup>), а вот прирост ила  $F_{SP}$  необходимо рассчитать, и мы сейчас это сделаем.

Прирост ила можно определить, исходя из следующего выражения:

$F_{SP}$  = Взвешенное инертное органическое вещество в сточной воде + Прирост ила в биологическом процессе

Используя обозначения из рис. 9.2, получаем:

$$F_{SP} = Q_1 X_{I,1} + Q_1 (C_1 - S_{S,3}) Y_{набл}, \quad (9.10)$$

где  $S_{S,3}$  — растворенное биологически разлагаемое органическое вещество в обработанном стоке,  $C_1$  — биологически разлагаемое органическое вещество в исходном стоке.

Общий коэффициент прироста ила  $Y_{набл}$  изменяется в интервале 0,05–0,10 кг ХПК/кг ХПК, см. разд. 3.7.2, гл. 3.

*Проектирование стадии отделения ила*

Проектирование стадии отделения ила проводится на основе удельной гидравлической нагрузки и удельной нагрузки по ВВ. В табл. 9.6 перечислены нагрузки, применяемые при отделении ила в анаэробных реакторах, осуществляемом различными способами.

**Пример 9.3.** Спроектируйте анаэробный контактный реактор, исходя из возраста ила.

В реакторе указанного типа необходимо провести очистку воды, параметры которой приведены в примере 9.2. Концентрацию ХПК растворенного вещества в обработанном стоке примем равной  $0,3 \text{ кг/м}^3$ .

Требуемый объем реактора определим по уравнению (9.4):

$$V_2 = \theta_{X,M} \cdot F_{SP} / X_{B,M,2} \quad (9.4)$$

Основываясь на рис. 9.3, оценим возраст ила  $\theta_{X,M}$  как равный 20 сут. Концентрацию ила примем равной  $8 \text{ кг ХПК/м}^3$  (табл. 9.4). Из выражения (9.10) определяем прирост ила:

$$F_{SP} = Q_1 X_{I,1} + Q_1 (C_1 - S_{S,3}) \cdot Y_{\text{набл}} \quad (9.10)$$

Здесь  $Q_1 = 1200 \text{ м}^3/\text{сут}$ ,  $X_{I,1} = 0,2 \text{ кг ХПК/м}^3$ ,  $C_1 = 2,7 \text{ кг ХПК/м}^3$ .

Концентрацию биологически разлагаемого органического вещества в обработанном стоке  $S_{S,3}$  найдем из выражения:

$$S_{\text{общ},3} = S_{S,3} + S_{I,3}$$

Следовательно,  $S_{S,3} = S_{\text{общ},3} - S_{I,3} = 0,3 - 0,1 = 0,2 \text{ кг ХПК/м}^3$ , поскольку предполагается, что  $S_{I,3} \sim S_{I,1}$ .

Коэффициент прироста ила  $Y_{\text{набл}}$  лежит в интервале  $0,05-0,10 \text{ кг ХПК/кг ХПК}$ . В качестве оценки выберем величину  $0,08 \text{ кг ХПК/кг ХПК}$ .

Подставляя выбранные значения в выражение (9.10), определим прирост ила:

$$\begin{aligned} F_{SP} &= 1200 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot 0,2 \text{ кг ХПК/м}^3 + \\ &+ 1200 \text{ м}^3/\text{сут} (2,7 \text{ кг ХПК/м}^3 - 0,2 \text{ кг ХПК/м}^3) \cdot 0,08 \text{ кг ХПК/кг ХПК} = \\ &= 480 \text{ кг ХПК/сут} \end{aligned}$$

Значения  $\theta_{X,M}$ ,  $F_{SP}$  и  $X_{B,M,2}$  подставляем в (9.4) и определяем необходимый объем реактора:

$V_2 = (20 \text{ сут} \cdot 480 \text{ кг ХПК/сут}) / (8 \text{ кг ХПК/м}^3) = 1200 \text{ м}^3$ ; это означает, что время гидравлического удерживания  $\theta = 1 \text{ сут}$ .

Если весь прирост ила покидает реактор вместе с обработанной водой, то ХПК взвешенного вещества, т. е.  $X_{\text{ХПК},3}$ , равно:

$$X_{\text{ХПК},3} = F_{\text{SP}}/Q_1 = (480 \text{ кг ХПК/сут})/(1200 \text{ м}^3/\text{сут}) = 0,4 \text{ кг ХПК/м}^3$$

Общая концентрация ХПК в обработанном стоке  $S_{\text{ХПК},3}$  равна:

$$S_{\text{ХПК},3} = S_{\text{ХПК},3} + X_{\text{ХПК},3} = 0,3 + 0,4 = 0,7 \text{ кг ХПК/м}^3.$$

### 9.4.2. Проектирование анаэробных фильтров

В основе проектирования анаэробных фильтров может лежать:

- объемная нагрузка (выражение (9.8)),
- нагрузка на ил (выражение (9.9)),
- удельная скорость удаления вещества  $r_{\text{X},\text{M}}$ .

#### *Проектирование необходимой площади поверхности анаэробного фильтра*

Из уравнения массового баланса (9.6) можно найти площадь поверхности анаэробного фильтра.

Необходимая площадь подложки  $A_{2^*}$  равна:

$$A_{2^*} = (Q_1 C_1 - Q_3 C_3)/(r_{\text{X},\text{M}} \cdot X_{2^*} \cdot L_2) \quad (9.11)$$

Зная удельную скорость удаления вещества  $r_{\text{X},\text{M}}$ , концентрацию ила в биопленке  $X_{2^*}$  и толщину биопленки  $L_2$ , можно легко найти необходимую площадь поверхности фильтра  $A_{2^*}$ . Проблема только в том, что обычно мы не знаем ни  $X_{2^*}$ , ни  $L_2$ .

Используем соотношение:

$$X_{2^*} \cdot L_2 \cdot \omega = X_2 \quad \rightarrow \quad X_{2^*} \cdot L_2 = X_2/\omega$$

Тогда выражение (9.11) можно преобразовать:

$$A_{2^*} = \omega \cdot (Q_1 C_1 - Q_3 C_3)/(r_{\text{X},\text{M}} \cdot X_2) \quad (9.12)$$

Для  $A_{2^*} = V_2 \cdot \omega$  получаем объем анаэробного фильтра:

$$\begin{aligned} V_2 \cdot \omega &= \omega \cdot (Q_1 C_1 - Q_3 C_3)/(r_{\text{X},\text{M}} \cdot X_2) \\ V_2 &= (Q_1 C_1 - Q_3 C_3)/(r_{\text{X},\text{M}} \cdot X_2) \end{aligned} \quad (9.13)$$

Удельная поверхность фильтра  $\omega$  и концентрация ила  $X_2$  могут быть найдены из табл. 9.4. Удельную скорость реакции можно оценить из табл. 9.7. В результате могут быть оценены и площадь поверхности, и объем фильтра.



**Таблица 9.6.** Удельная скорость удаления вещества в анаэробном реакторе  $g_{X,M}$ 

Доминирующее в сточной воде органическое вещество	Скорость удаления $g_{X,M}$ , кг ХПК(S)/(кг ХПК(B) · сут)		
	15–25 °С	30–35 °С	50–60 °С
Уксусная кислота	0,7–1,5	2,5–5	3,5–7,5
Растворенные легко разлагаемые вещества	0,3–0,7	1,2–2,5	1,5–3
Взвешенные медленно разлагаемые вещества	0,05–0,15	0,25–0,5	0,5–1,0

Количество органического вещества, удаляемого на фильтре,  $(Q_1 C_1 - Q_3 C_3)$ , можно аппроксимировать выражением  $Q_1(C_1 - S_{S,3})$ , где  $S_{S,3}$  — растворенное биологически разлагаемое органическое вещество на выходе,  $C_1$  — биологически разлагаемое органическое вещество на входе.

Таким образом, взвешенное органическое вещество в обработанном стоке  $X_2$  понимается как прирост ила, что близко к истине, особенно для таких реакторов, в которых не предусмотрено отдельное удаление избыточного ила.

Следовательно, выражение (9.13) можно переписать так:

$$V_2 = Q_1(C_1 - S_{S,3}) / (r_{X,M} \cdot X_2) \quad (9.14)$$

Из рассмотренного примера видно, что площадь анаэробного фильтра не так уж и важна. Загрузка фильтра служит подложкой, на которой происходит рост ила (биомассы), и диффузионные ограничения в биопленке вряд ли могут возникать. Что действительно является важным для функционирования анаэробного фильтра, так это общая концентрация ила на фильтре.

**Пример 9.4.** Спроектируйте анаэробный фильтр с неподвижной загрузкой для обработки сточной воды из примеров 9.2 и 9.3. Концентрация обработанного стока такая же, как в примере 9.3.

Объем фильтра определим по уравнению (9.14):

$$V_2 = Q_1(C_1 - S_{S,3}) / (r_{X,M} X_2) \quad (9.14)$$

Из примера 9.3 имеем:

$$Q_1 = 1200 \text{ м}^3/\text{сут},$$

$$C_1 = 2,7 \text{ кг ХПК}/\text{м}^3,$$

$$S_{S,3} = 0,2 \text{ кг ХПК}/\text{м}^3.$$

Основываясь на данных табл. 9.7 и табл. 9.4 соответственно примем удельную скорость удаления веществ равной  $0,5 \text{ кг ХПК}/(\text{кг ХПК} \cdot \text{сут})$ , а концентрацию ила  $X_2$  равной  $10 \text{ кг ХПК}/\text{м}^3$ .

Подстановкой в выражение (9.14) получаем:

$$V_2 = \frac{1200 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot (2,7 - 0,2) \text{ кг ХПК}/\text{м}^3}{0,5 \text{ кг ХПК}/(\text{кг ХПК} \cdot \text{сут}) \cdot 10 \text{ кг ХПК}/\text{м}^3} = 600 \text{ м}^3.$$

В соответствии с табл. 9.4 удельную поверхность фильтра считаем равной  $100 \text{ м}^2/\text{м}^3$ . Следовательно, общая площадь фильтра:

$$A_{2*} = V_2 \cdot \omega = 600 \text{ м}^3 \cdot 100 \text{ м}^2/\text{м}^3 = 60\,000 \text{ м}^2.$$

Этот параметр, как мы отметили выше, не имеет никакого практического значения, но поскольку данная книга написана для научно ориентированного читателя, то для него эта цифра может быть интересной.

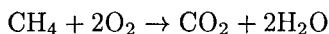
### 9.4.3. Образование газообразных соединений в анаэробном процессе

В процессе анаэробной очистки возможно образование следующих газообразных соединений:

- метана,
- диоксида углерода,
- водорода,
- сероводорода,
- азота.

Доминируют, безусловно, метан и диоксид углерода.

Количество образующегося метана можно рассчитать по уравнению баланса ХПК, поскольку метан содержит известное количество ХПК:



т. е. 1 моль  $\text{CH}_4 \sim 2$  моль  $\text{O}_2$  или  $16 \text{ г } \text{CH}_4 \sim 64 \text{ г } \text{O}_2 = 64 \text{ г ХПК}$ .

Следовательно, фактор пересчета между ХПК и метаном:

$$\nu_{\text{ХПК}, \text{CH}_4} = 0,25 \text{ кг } \text{CH}_4/\text{кг ХПК}.$$

При  $25^\circ\text{C}$  это соответствует объему газообразного метана  $0,38 \text{ м}^3 \text{ CH}_4/\text{кг ХПК}$ .

**Таблица 9.7.** Коэффициенты пересчета (стехиометрические коэффициенты) выхода газообразных продуктов и других параметров анаэробного процесса

$\nu_{\text{БВВ,ХПК}} = 1,3-1,7 \text{ кг ХПК/кг БВВ}$ $\nu_{\text{СН}_4, \text{нефть}} = 0,84 \text{ кг нефти/м}^3 \text{СН}_4$ $\nu_{\text{СН}_4, \text{нефть}} = 1,0 \text{ л нефти/м}^3 \text{СН}_4$ $\nu_{\text{СН}_4, \text{жиры}} = 0,75 \text{ м}^3 \text{СН}_4/\text{кг жиров}$ $\nu_{\text{СН}_4, \text{углеводы}} = 0,42 \text{ м}^3 \text{СН}_4/\text{кг углеводов}$ $\nu_{\text{СН}_4, \text{белки}} = 0,47 \text{ м}^3 \text{СН}_4/\text{кг белка}$ $\nu_{\text{ХПК,СН}_4} = 0,25 \text{ кг СН}_4/\text{кг ХПК}$ $\nu_{\text{ХПК,СН}_4} = 0,38 \text{ м}^3 \text{СН}_4/\text{кг ХПК}$ $1 \text{ м}^3 \text{СН}_4$ (стандартные условия, 25 °С, 1 атм) весит 0,667 кг $1 \text{ м}^3$ нефти (стандартные условия, 25 °С, 1 атм) весит 850 кг $1 \text{ м}^3 \text{СН}_4 = 35\,000 \text{ кДж}$ $1 \text{ м}^3 \text{СН}_4 = 9,7 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$ Перевод в электричество 1 м <sup>3</sup> СН <sub>4</sub> дает <table style="margin-left: 20px;"> <tr> <td rowspan="3" style="font-size: 3em; vertical-align: middle;">{</td> <td>2,9 кВт · ч электричества (30%)</td> </tr> <tr> <td>4,9 кВт · ч тепла (50%)</td> </tr> <tr> <td>1,9 кВт · ч потери (20%)</td> </tr> </table>							{	2,9 кВт · ч электричества (30%)	4,9 кВт · ч тепла (50%)	1,9 кВт · ч потери (20%)
{	2,9 кВт · ч электричества (30%)									
	4,9 кВт · ч тепла (50%)									
	1,9 кВт · ч потери (20%)									
Содержание метана в газовой смеси	%	50	60	70	80	100				
Теплотворная способность	кДж/м <sup>3</sup> газа	17 500	21 000	24 500	28 000	35 000				
При производстве электричества:										
{ электричество	кВт · ч/м <sup>3</sup>	1,5	1,7	2,0	2,3	2,9				
{ тепло	—	2,5	2,9	3,4	3,9	4,9				
{ потери	—	1,0	1,1	1,3	1,5	1,9				

Из уравнения баланса ХПК (9.1) можно найти выход метана  $\nu_{\text{СН}_4} \cdot V_2$ :

$$Q_1 C_1 - \nu_{\text{В,Х}} \cdot V_2 = Q_3 C_3 \quad (9.1)$$

и, принимая, что  $Q_1 \sim Q_3$ , получаем:

$$\nu_{\text{СН}_4} \cdot V_2 = Q_1 (C_1 - C_3) \cdot \nu_{\text{ХПК,СН}_4} \quad (9.15)$$

В большинстве анаэробных процессов 90–95% ХПК можно перевести в метан, а остальная часть переходит в ил. Образующийся метан может быть использован для производства тепла или электрической энергии. В табл. 9.8 представлен ряд коэффициентов пересчета концентрации метана в другие единицы.

Содержание диоксида углерода в объеме газовой смеси, образующейся в процессе анаэробного превращения, зависит от состава

**Таблица 9.8.** Экспериментально установленный выход газа на станции анаэробной очистки воды

0,38	м <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /кг ХПК (удаленного)
0,30–0,38	м <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /кг ХПК (на входе)
0,46–0,62 <sup>а</sup>	м <sup>3</sup> газа/кг ХПК (на входе)
0,45–0,60 <sup>б</sup>	м <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /кг БВВ (на входе)
0,69–0,92 <sup>аб</sup>	м <sup>3</sup> газа/кг БВВ (на входе)

<sup>а</sup> Для 65% CH<sub>4</sub> в газовой смеси.

<sup>б</sup> 1 кг БВВ = 1,5 кг ХПК

органического вещества (степени окисления углерода) и буферных характеристик сточной воды. Обычно CO<sub>2</sub> составляет 20–30%. Некоторые экспериментальные данные приведены в табл. 9.9.

**Пример 9.5.** Определите выход метана на станции, описанной в примере 9.3.

Содержание органического вещества на входе и на выходе соответственно:

$$C_1 = 3,0 \text{ кг ХПК/м}^3,$$

$$C_3 = 0,7 \text{ кг ХПК/м}^3.$$

Объем сточной воды  $Q_1 = 1200 \text{ м}^3/\text{сут}$ .

Из выражения (9.15) находим выход метана:

$$\begin{aligned} \gamma_{V, \text{CH}_4} \cdot V_2 &= (1200 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot (3,0 - 0,7) \text{ кг ХПК/м}^3) \cdot (0,25 \text{ кг CH}_4/\text{кг ХПК}) = \\ &= 690 \text{ кг CH}_4/\text{сут}, \end{aligned}$$

что соответствует  $1030 \text{ м}^3 \text{ CH}_4/\text{сут}$  (1 атм, 25 °С).

#### 9.4.4. Оптимизация анаэробной очистки

В процессе работы анаэробных реакторов осложнения возникают достаточно редко. Тем не менее мы рассмотрим некоторые из проблем, связанных с запуском реакторов, изменением операционных параметров и наличием токсичных веществ.

#### 9.4.5. Запуск анаэробных реакторов

Медленный рост метаногенных организмов приводит к тому, что запуск анаэробного реактора может быть довольно длительным.

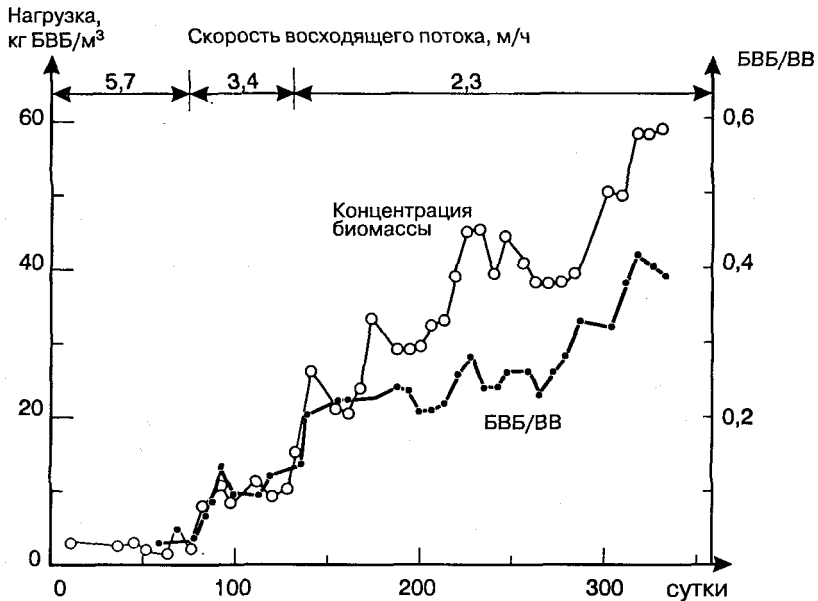


Рис. 9.12. Запуск анаэробного реактора [10].

Для сокращения времени запуска можно использовать анаэробную биомассу из другого реактора.

Обычно период запуска реактора в 2–4 раза превышает возраст ила. При 35 °С этот период составляет 30–60 дней.

Запуск реактора обычно проводится в два этапа.

1. Инокулирование реактора, осуществление рециркуляции воды без подачи сточных вод. Этот период длится около 1 недели.

2. Постепенное повышение нагрузки, обычно начиная с 10% максимальной нагрузки. При снижении содержания ЛЖК в обработанном стоке до 200–400 г/м³ (в пересчете на НАс) нагрузку повышают на 50–100%.

На рис. 9.12 представлен пример запуска анаэробного реактора.

#### 9.4.6. Нарушения в работе анаэробных реакторов

##### *Операционные параметры*

Работа анаэробного реактора контролируется по ряду измеряемых параметров. Какие измерения и в каком количестве необходимо проводить в каждом конкретном случае зависит от устройства ре-

Таблица 9.9. Операционные параметры анаэробного процесса

Измеряемый параметр	Цель	Допустимые пределы колебаний
<b>Мониторинг процесса</b>		
Температура	Поддержание постоянной температуры	$\pm 1^\circ\text{C}/\text{сут}$
Нагрузка по органическому веществу (кг ХПК/сут)	Предотвращение перегрузки	+50% ХПК растворенного вещества/сут +100% ХПК взвешенного вещества/сут
<b>Контроль процесса</b>		
Концентрация ЛЖК	Определение нестабильности процесса	Всего: 200–500 г в ед. $\text{HAc}/\text{м}^3$ $\text{HAc}$ : 200–500 г $\text{HAc}/\text{м}^3$ $\text{HPr}$ : 50–100 г в ед. $\text{HAc}/\text{м}^3$
Образование газа	Контроль метаногенных бактерий	$\pm 20\%/сут$ (зависит от нагрузки по органическому веществу)
pH	Контроль нестабильности	6–7, $\pm 0,5/сут$
<b>Функциональный контроль</b>		
Концентрация органических веществ на выходе	Контроль эффективности обработки	$\pm 10\%/сут$
Образование газа/его состав	Контроль метанообразования	$\pm 20\%/сут$ Содержание метана 60–75%
Качество ила (% ВВБ)	Контроль стабилизации ила	60–70%, $\pm 5\%$

актера и условий его функционирования. Как показано в табл. 9.10, все измерения можно подразделить на осуществляемые с целью мониторинга процесса и контроля за процессом, а также с целью функционального контроля.

Контроль за параметрами процесса позволяет выявить возможность появления какой-либо проблемы до ее возникновения и, следовательно, принять необходимые меры, чтобы ее избежать. Например, при увеличении содержания ЛЖК в обработанном стоке может оказаться необходимым понижение нагрузки по органическому веществу или, в более серьезных случаях, добавление в реактор щелочи для повышения pH до необходимого значения.

### *Операционные проблемы*

Большинство операционных проблем в анаэробных реакторах так или иначе связано с метаногенными организмами. Проблема возникает или из-за низкой активности метаногенов или из-за того, что возникающие в реакторе нарушения быстро приводят к снижению их активности. Рассматриваемые в данном разделе операционные проблемы можно разделить на три группы в зависимости от того, как они влияют на состояние экосистемы в анаэробном реакторе:

- нарушение равновесия в трехстадийном процессе (см. рис. 3.15),
- вынос метаногенных бактерий из реактора,
- ингибирование биомассы, в том числе и метаногенной.

### *Нарушение равновесия в системе*

Нарушение равновесия в трехстадийном процессе, включающем гидролиз, образование кислот и образование метана, часто является причиной осложнений, возникающих при работе анаэробного реактора.

Трехстадийный процесс (первая и третья стадии медленные, вторая быстрая) обычно протекает нормально, пока субстрат проходит через все три стадии. Это означает, что взвешенное органическое вещество может вводиться в систему в довольно широком интервале концентраций (это также следует из опыта традиционной анаэробной стабилизации ила). Однако, если вдруг в систему залпом подается растворенное органическое вещество, то это вполне может привести к ингибированию метаногенных организмов из-за быстрого накопления жирных кислот. Такие нарушения происходят довольно быстро — в течение периода, равного времени гидравлического удерживания, т. е. в течение 1–24 ч.

### *Вынос биомассы*

Вынос метаногенной биомассы возможен в том случае, если возраст ила становится слишком малым. Отчасти это может быть следствием очень высокого содержания взвешенных веществ (как органических, так и неорганических) в подаваемом стоке, отчасти может быть вызвано снижением массы ила в реакторе, например, из-за плохого удерживания ила или усиленного сброса биомассы с фильтра. Вынос биомассы может наблюдаться даже в том случае, когда не происходит изменения нагрузки по органическому

веществу. Нарушения процесса, вызванные выносом биомассы, возникают не сразу, а в течение периода времени, равного возрасту ила, т. е. в течение 1–2 недель.

### *Ингибирование*

Ингибирование биомассы может быть вызвано действием веществ, образующихся в процессе очистки (жирные кислоты, аммоний, изменение рН) или попадающих в реактор из окружающей среды (сульфат, аммоний, ионы металлов, специфические органические вещества). Внешние ингибиторы подавляют активность всей биомассы, но наибольшее влияние они оказывают все же на метаногенные микроорганизмы. Ингибирование, вызванное внешними факторами, проявляется достаточно быстро — за несколько часов. Ингибирование, вызванное действием веществ, образующихся в процессе очистки, наступает медленнее. В табл. 9.11 перечислены некоторые типичные нарушения, возникающие в анаэробном процессе, и указано, как они влияют на процесс. Заметьте, что наблюдаемое отклонение контролируемого параметра часто может вызываться несколькими различными причинами (как какой-либо одной, так и их совокупностью). Например, быстрый рост содержания летучих кислот может быть результатом:

- возрастания нагрузки растворенного органического вещества,
- изменений температуры,
- повышения (сильного) рН,
- понижения рН,
- ингибирования, вызванного присутствием сероводорода (сульфат в подаваемом на очистку стоке), аммония или других веществ.

Из табл. 9.11 также следует, что выбор рН в качестве параметра для контроля процесса является очень неудачным (единственное его достоинство — легкость измерения).

Воздействие внешних ингибиторов на процесс анаэробной обработки несколько отличается от того, что мы наблюдали в случае анаэробной стабилизации ила. При ингибировании анаэробной очистки сточной воды существенную роль играют тип вещества, длительность его воздействия, а также устройство реактора. В табл. 9.12 продемонстрировано ингибирующее действие некоторых веществ.



Таблица 9.10. Нарушения режима анаэробного процесса

Влияние (настолько сильное, что изменяет параметры процесса)	Биологи- ческий эффект	Первый параметр, на котором сказывается влияние, изменение/скорость		
		ЛЖК	Образова- ние газа	pH
Увеличение нагрузки по органическому веществу				
растворенному	Нарушение трехстадийно- го процесса	Быстрый рост	Быстрый рост	Плавное падение
взвешенному	Нарушение трехстадий- ного про- цесса/вынос биомассы	Плавный рост	Плавный рост	
Рост концентрации неорганических взвешенных веществ	Вынос биомассы	Медлен- ный рост	Медленное падение	
Рост концентрации взвешенных веществ на выходе	--"	Медлен- ный рост	Медленное падение	
Изменения температуры	Нарушение трехстадийно- го процесса	Быстрый рост	Быстрое падение	Плавное падение
Изменение pH на входе (и в реакторе)				
повышение	Ингибирование	Быстрый рост	Быстрое падение	Быстрый рост
понижение	То же	То же	То же	Быстрое падение
Присутствие сульфата	--"	--"	--"	Плавное падение
аммония органического азота	--"	--"	--"	--"
токсичных веществ	--"	Плавный рост	Плавное падение	Медленное падение
	--"	Быстрый рост	Быстрое падение	Плавное падение

Таблица 9.11. Ингибирование процесса анаэробной очистки сточной воды [7-9]

Параметр	Ингибирование	
	кратковременное воздействие	продолжительное воздействие
pH	< 6 > 8	< 5 > 8,5
Аммиак	> 100 г N/м <sup>3</sup>	> 200 г N/м <sup>3</sup>
Сероводород	> 250 г/м <sup>3</sup>	> 1000 г/м <sup>3</sup>
Цианид	> 5 г/м <sup>3</sup>	> 100 г/м <sup>3</sup>
Трихлорметан	> 1 г/м <sup>3</sup>	> 50 г/м <sup>3</sup>
Формальдегид	> 100 г/м <sup>3</sup>	> 400 г/м <sup>3</sup>
Никель	> 200 г/м <sup>3</sup>	> 50 г/м <sup>3</sup>

Процесс анаэробной очистки стоков может выдерживать влияние гораздо более высоких концентраций некоторых ингибиторов, чем анаэробные процессы обработки ила. Объясняется это следующим: при анаэробной очистке время гидравлического удерживания воды значительно меньше возраста ила, поэтому микроорганизмы подвергаются воздействию токсичных веществ более короткий отрезок времени. По этой причине для анаэробной очистки предпочтительны реакторы, действующие по принципу полного вытеснения, например реакторы с неподвижной загрузкой.

В табл. 9.12 также продемонстрировано различие во влиянии кратковременного и продолжительного воздействия ингибитора. Если микроорганизмы способны адаптироваться к токсичным веществам, например к цианиду, то при длительном контакте с ним они выдерживают гораздо более высокие концентрации, чем при кратковременном.

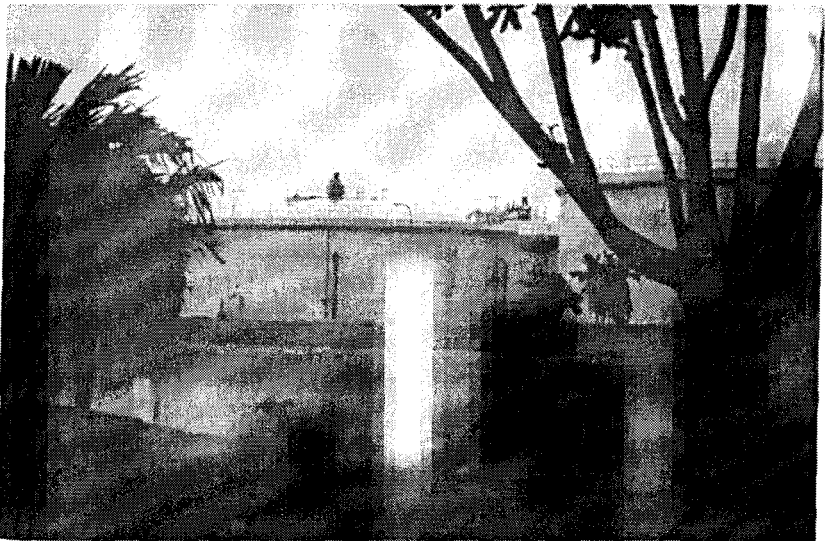
Известен ряд веществ, например никель, оказывающих непосредственное токсическое воздействие, к которым у микроорганизмов не возникает привыкания. При кратковременном воздействии довольно высокой концентрации такого токсичного вещества сколько-нибудь значительного влияния не наблюдается, тогда как длительное воздействие невысокой концентрации приводит к длительному ингибированию процесса. При продолжительном воздействии на ил происходит его адаптация почти к любому токсичному веществу в невысоких дозах или же происходит селекция клеток, способных лучше переносить вредное воздействие.

## Литература

1. *Berg L. van den, Lentz C. P.*, Effects of Film Area-to-Volume Ratio, Film Support, Height and Direction of Flow on Performance of Methanogenic Fixed Film Reactors. In: *Anaerobic Filters: An Energy Plus for Wastewater Treatment*, Proceedings of the Seminar/Workshop January 9–10 Florida, pp. 1–10 (1980). Argonne National Laboratory, Argonne, Illinois. (ANL/CNSV-TM-50).
2. *Mosey F. E.*, Anaerobic Biological Treatment of Food Industry Waste waters. *Water Pollut. Contr.*, **80**, 273–291 (1981).
3. *Jewell W. J., Switzenbaum M. S., Morris, J. W.*, Municipal Wastewater Treatment with the Anaerobic Attached Microbial Film Expanded Bed Process. *J.WPCF*, **53**, 482–490 (1981).
4. *Friedman A. A., Tait S. J.*, Energy Recovery from Anaerobic Rotating Biological Contractor (AnRBC) treating High Strength Carbonaceous Wastewaters. In: *Proceedings: First national Symposium/Workshop on Rotating Biological Contractor Technology*, Pennsylvania, Febr. 4–6, pp. 759–789 (1980). University of Pittsburgh, PA.
5. *Winther L., Henze M., Linde J. J., Jensen, H. T.*, *Spildevandsteknik. (Wastewater Engineering)*, Polyteknisk Forlag, Lyngby, Denmark (1998).
6. *Lettinga G. et al.*, Anaerobic Treatment of Wastes Containing Methanol and Higher Alcohols. *Water Res.*, **15**, 171–182 (1981).
7. *Clark R. H., Speece R. E.*, The pH Tolerance of Anaerobic Digestion. In: *Advances in Water Pollution Research. Proceedings of the 5th International Conference, San Francisco and Hawaii 1970*, volume 1, pp. II-27/1–14. Pergamon Press, London (1971).
8. *Yang I. et al.*, The Response of Methane Fermentation to Cyanide and Chloroform. *Water Sci. Technol.*, **13**, (2), 977–989 (1981).
9. *Parkin G. F. et al.*, A Comparison of the Response of Methanogens to Toxicants: Anaerobic Filter vs. Suspended Growth Systems. In: *Anaerobic Filters: An Energy Plus for Wastewater Treatment. Proceedings of the Seminar/Workshop, January 9–10, 1980, Florida*, pp. 37–57. Argonne National Laboratory, Argonne, IL. (ANL/CNSV-TM-50).
10. *Yoda M., Kitagawa M., Miyaji Y.*, Granular Sludge Formation in the Anaerobic Expanded Microcarrier Bed Process. *Water Sci. Technol.*, **21**, (4/5), 109–120 (1989).
11. *Switzenbaum M. S. (ed.)*, Anaerobic Treatment Technology for Municipal and Industrial Wastewaters. *Water Sci. Technol.*, **24**, (8) (1991).
12. *Henze M., Harremoës P.*, Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactors — A Literature Review. *Water Sci. Technol.*, **15**, (8/9), 1–101 (1983).
13. *Demoulin G., Pitman A. R., Sojkova V., Hrich R.*, Betriebserfahrungen mit der optimierten Primärschlammfermentation (PSF) und Analyse

der bemessungstechnischen Auswirkungen auf die biologische Nährstoffentfernung (Operational experiences with primary sludge fermentation and analysis of its effect on the design of nutrient removal processes). *Korrespondenz Abwasser*, 46, 1076–1084 (1999).

14. Scheer H., Vermehrte biologische Phosphorelimination — Bemessung und Modelierung in Theorie und Praxis — (Biological phosphorus removal — design and modelling in theory and practice). Universität Hannover, Germany (1994). (Veroff. des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Heft 88).
15. Münch E. V., Koch F. A., A survey of prefermenter design, operation and performance in Australia and Canada. *Water Sci. Technol.*, 39, (6), 105–112 (1999).



Метантенки для сбраживания ила (Сингапур). Как в этом процессе, так и при анаэробной очистке воды протекают одни и те же микробные процессы. Различие заключается в концентрации взвешенных веществ.

# Небиологические системы для удаления фосфора из сточных вод

*Эрик Арван, Могенс Хенце*  
(*Erik Arvin, Mogens Henze*)

Фосфор — один из важнейших элементов из числа необходимых живым организмам. Сам по себе он нетоксичен. Проблемы возникают в тех случаях, когда в природные водоемы сбрасывает избыточное количество фосфора и других макроэлементов, например азота. Это приводит к эвтрофикации — ускоренному росту водорослей и в итоге к нарушению равновесия в экологической системе водоема. Последствием может быть, например, ухудшение условий жизни для рыбы из-за истощения кислорода и т. д. Из-за помутнения воды и неприятного запаха снижается ценность водоемов, используемых как места отдыха людей. Если же данный водоем служит источником питьевой воды, то опять же из-за неприятного запаха и вкуса, вызванных присутствием органических веществ и жизнедеятельностью водорослей, серьезно усложняются техническая и коммерческая сторона очистки воды.

Для того чтобы снизить или предотвратить эвтрофикацию, необходимо ограничить попадание фосфора в природные водоемы. Снижения концентрации фосфора в стоках можно достигнуть, понизив его концентрацию в детергентах. Однако наиболее распространенный путь решения проблемы — применение какого-либо способа очистки сточной воды.

## 10.1. Уравнения массового баланса для процессов удаления фосфора

Ни один из существующих способов очистки не приводит к тому, что фосфор исчезает в воздухе. Целью всех процессов является перевод растворенного фосфора в его нерастворимую форму, которую можно отделить в процессе разделения, например, осаждением.

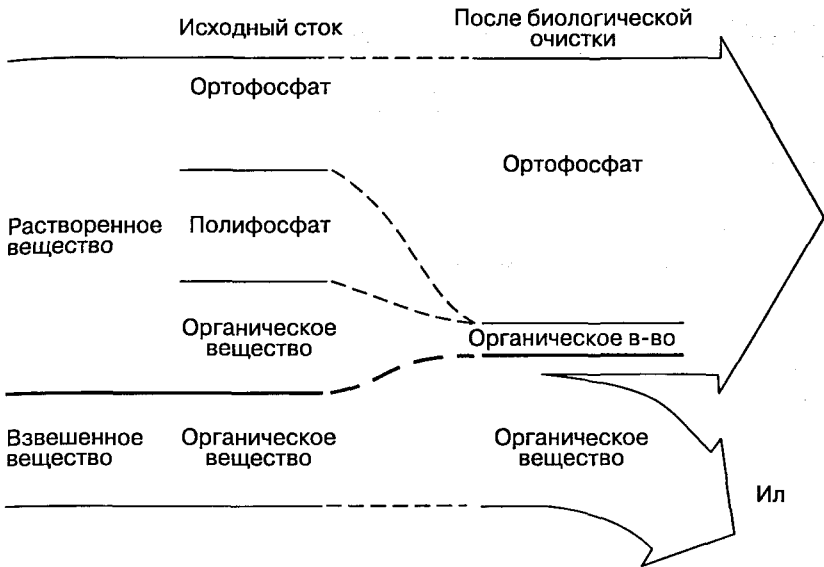


Рис. 10.1. Фосфорсодержащие вещества в сточной воде.

В процессе очистки воды мы всегда имеем дело с фосфором в виде фосфатов. На рис. 10.1 представлено типичное распределение фосфорсодержащих компонентов в городских стоках до и после биологической очистки. Полифосфаты гидролизуются до ортофосфатов, а основная часть растворимых органических фосфорсодержащих соединений также переходит в ортофосфаты в результате биологического разложения органических веществ.

Обычно под взвешенными фосфорсодержащими веществами понимают органические фосфаты, однако в эту группу также могут входить химически осажденные ортофосфаты и биологически связанные полифосфаты. Состав фосфатов во взвешенных веществах обычно не представляет большого интереса, поскольку взвешенные вещества отделяют от воды такими методами, которые являются селективными по отношению не к составу частиц, а к их размеру, заряду, плотности и т. д.

Если использовать обозначения, введенные на рис. 10.2, то уравнение массового баланса фосфора на станции очистки можно записать следующим образом:

$$Q_1 \cdot C_{Р\text{общ},1} + Q_4 \cdot C_{Р\text{общ},4} = Q_2 \cdot C_{Р\text{общ},2} + Q_3 \cdot C_{Р\text{общ},3} \quad (10.1)$$

где  $C_{Р\text{общ}}$  — общая концентрация фосфора, например, в г Р/м<sup>3</sup>.

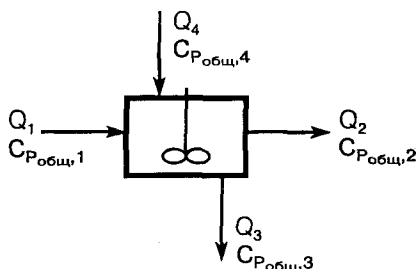


Рис. 10.2. Основная схема химического удаления фосфора.

Осаждающее вещество обычно не содержит фосфатов, так что  $C_{Робщ,4} = 0$ .

Фосфор, содержащийся в обработанном стоке,  $Q_2 \cdot C_{Робщ,2}$ , как правило, подразделяют на растворимый  $Q_2 \cdot S_{Робщ,2}$  и взвешенный  $Q_2 \cdot X_{Робщ,2}$ .

$$Q_2 \cdot C_{Робщ,2} = Q_2 \cdot S_{Робщ,2} + Q_2 \cdot X_{Робщ,2} \quad (10.2)$$

Обычно считают, что во взвешенных веществах содержание фосфора значительно больше, чем его содержание в растворимой форме, т. е.:

$$Q_3 \cdot X_{Робщ,3} > Q_3 \cdot S_{Робщ,3}.$$

Следовательно,

$$Q_3 \cdot C_{Робщ,3} \sim Q_3 \cdot X_{Робщ,3}$$

**Пример 10.1.** На станции очистки ежедневно обрабатывается  $11\,000 \text{ м}^3$  городских стоков с содержанием фосфора  $12 \text{ г Р/м}^3$ .

Станция работает на активном иле, причем избыточный ил составляет  $4000 \text{ кг ВВ/сут}$ , а зольность его  $20\%$ .

Фосфор необходимо удалять осаждением таким образом, чтобы его концентрация на выходе составляла  $1 \text{ г Р/м}^3$ .

Определите содержание фосфора в избыточном иле.

Из уравнения массового баланса (10.1) находим содержание фосфора в иле  $Q_3 \cdot C_{Робщ,3}$ :

$$Q_1 \cdot C_{Робщ,1} + Q_4 \cdot C_{Робщ,4} = Q_2 \cdot C_{Робщ,2} + Q_3 \cdot C_{Робщ,3} \quad (10.1)$$

Считаем, что в осадителе фосфор не содержится, т. е.  $C_{Робщ,4} = 0$ , и что  $Q_4 = 0 (\ll Q_1)$ .

Содержание фосфора в избыточном иле,  $C_{Робщ,3}$  определяем из выражения:

$$Q_3 \cdot C_{Робщ,3} = Q_1 \cdot C_{Робщ,1} - Q_2 \cdot C_{Робщ,2}$$

$$C_{Робщ,3} = (Q_1 \cdot C_{Робщ,1} - Q_2 \cdot C_{Робщ,2}) / Q_3$$

Нам известно:

$$Q_1 = 11\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$$

$$C_{\text{Робщ,1}} = 12 \text{ г Р/м}^3$$

$$C_{\text{Робщ,2}} = 1 \text{ г Р/м}^3$$

Необходимо рассчитать  $Q_3$  и  $Q_2$ .

Избыточный ил  $Q_3$  находим из условия:

$$Q_3 \cdot X_{\text{ВВ,3}} = 4000 \text{ кг ВВ/сут},$$

$$X_{\text{ВВ,3}} = 20\% \text{ВВ, т. е. } 200 \text{ кг ВВ/м}^3,$$

$$Q_3 = (4000 \text{ кг ВВ/сут}) / (200 \text{ кг ВВ/м}^3) = 20 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Из уравнения баланса воды определяем  $Q_2$ :

$$Q_1 = Q_2 + Q_3,$$

$$Q_2 = Q_1 - Q_3 = 11\,000 \text{ м}^3/\text{сут} - 20 \text{ м}^3/\text{сут} = 10\,980 \text{ м}^3/\text{сут}$$

На практике мы можем не учитывать  $Q_3$  в балансе воды (но не в балансе взвешенного вещества).

Подстановкой получаем значение  $C_{\text{Робщ,3}}$ :

$$\begin{aligned} C_{\text{Робщ,3}} &= (11\,000 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot 12 \text{ г Р/м}^3 - 10\,980 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot 1 \text{ г Р/м}^3) / 20 \text{ м}^3/\text{сут} = \\ &= 6051 \text{ г Р/м}^3. \end{aligned}$$

Если мы считаем, что весь фосфор в обработанном стоке соответствует растворенному фосфору в избыточном иле  $S_{\text{Робщ,3}}$  (что неверно), то можно рассчитать содержание фосфора во взвешенном веществе избыточного ила:

$$\begin{aligned} X_{\text{Робщ,3}} / X_{\text{ВВ,3}} &= (C_{\text{Робщ,3}} - S_{\text{Робщ,3}}) / X_{\text{ВВ,3}} = \\ &= (6051 \text{ г Р/м}^3 - 1 \text{ г Р/м}^3) / 200 \text{ кг ВВ/м}^3 = 30 \text{ г Р/кг ВВ} \text{ или } 3\%. \end{aligned}$$

Мы видим, что содержание растворенного фосфора в избыточном иле ( $1 \text{ г/м}^3$ ) очень низкое по сравнению с общим содержанием ( $6051 \text{ г/м}^3$ ), а сделанное выше предположение о том, что содержание растворенного фосфора равно  $1 \text{ г/м}^3$  не влияет на конечный результат.

## 10.2. Механизмы физико-химического удаления фосфора

При рассмотрении физико-химических процессов удаления фосфора принимается, что скорости осаждения, адсорбции и ионного обмена настолько высоки, что не влияют на общую эффективность



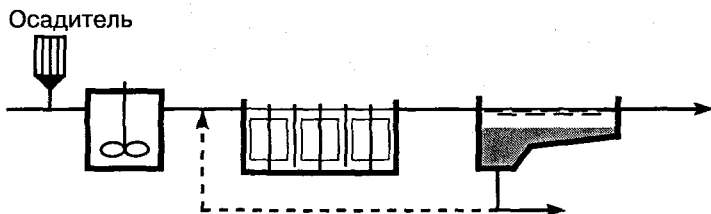


Рис. 10.3. Схематическое представление процесса осаждения.

обработки воды. Не имеет значения, будет ли равновесие достигнуто за несколько секунд или минут, поскольку время гидравлического удерживания в любом случае гораздо больше. Единственным исключением является процесс образования кристаллов апатита, который протекает сравнительно медленно. Следовательно, в этом случае проектирование будет основано на реальной скорости образования осадка.

**Химическое удаление фосфатов** включает четыре стадии (см. рис. 10.3):

- осаждение,
- коагуляция,
- флокуляция,
- разделение.

Осаждение и коагуляция протекают одновременно, поскольку являются быстрыми стадиями.

В процессе осаждения ионами металлов растворимые фосфаты, прежде всего ортофосфаты, превращаются в малорастворимые вещества. Обычно в этих целях используют соли железа, алюминия или кальция. Образующиеся осадки формируют очень мелкие (коллоидные) частицы размером менее 1 мкм.

При коагуляции коллоидные осадки агрегируют с образованием так называемых первичных частиц — более крупных частиц размером 10–50 мкм.

Осаждение и коагуляцию проводят при перемешивании с тем, чтобы достигалось быстрое и эффективное смешение осадителя и сточной воды. Осадитель обычно добавляют в виде концентрированного раствора. Отличным устройством для перемешивания является обычный лоток Вентури.

Ниже мы обсудим четыре стадии химического осаждения фосфора и их теоретические аспекты.

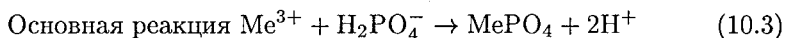
### 10.2.1. Осаждение

В упрощенном виде можно считать, что осаждение железом и алюминием во многом очень схоже и что определяющими факторами и в том, и в другом случае являются растворимость и соотношение концентраций добавляемого иона металла  $Me$  и присутствующего ортофосфата. Процесс осаждения ионами кальция сильно зависит от рН, поэтому рассчитывая необходимое количество соли кальция, необходимо учитывать щелочность сточной воды.

#### *Осаждение ионами железа и алюминия*

Соли  $Fe^{3+}$  и  $Al^{3+}$  часто используют для осаждения фосфора. Их поведение в данном процессе почти идентично, поэтому можно воспользоваться обобщенной формулой осаждения фосфора ионами  $Me^{3+}$ .

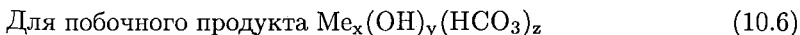
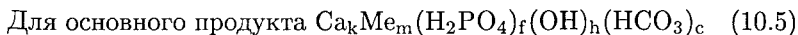
В литературе часто можно встретить следующее упрощенное описание осаждения:



В обоих случаях реакция сопровождается понижением рН (щелочности).

Нам бы хотелось, чтобы как можно больше металла было связано в форме фосфата, поэтому, на первый взгляд, представляется, что реакция образования гидроксида нежелательна. Однако образование гидроксида важно для последующей стадии флокуляции (разд. 10.2.2). Гидроксиды осаждаются в виде довольно объемных частиц, поэтому, сталкиваясь с мелкими частицами в потоке воды, они способны захватывать эти частицы, которые в противном случае не выпадали бы в осадок. Фосфаты также адсорбируются на осадках гидроксидов, поэтому последние существенным образом влияют на общий процесс удаления фосфора.

Реакции осаждения, описанные выражениями (10.3) и (10.4), являются очень упрощенными. Доказано, что в осадках содержатся также ионы кальция, а иногда и карбонат-ионы [1]. Эмпирическая формула осадка имеет следующий вид:



От того, каким предполагается состав осадка (упрощенный или усложненный вариант), зависит и уравнение, используемое для определения концентрации растворенного фосфата. Модель растворимости основана на следующих элементах:

- а. Выражение, определяющее общую концентрацию фосфата.
- б. Предполагаемый состав осадка фосфатов и побочных продуктов.
- в. Растворимость образовавшихся осадков фосфатов и побочных продуктов.
- г. Основные уравнения равновесия в системе с фосфатом.
- д. Уравнения равновесия для фосфатных комплексов.

Примеры расчета растворимости можно найти в работе [2].

Представляется целесообразным выделить преобладающие формы соединений фосфора, определяющие общую концентрацию растворимого фосфата  $S_P$  в диапазоне рН 5–11:

$$S_P = S_{H_2PO_4^-} + S_{HPO_4^{2-}} + S_{CaHPO_4(H_2O)} + S_{CaPO_4^-} \quad (10.7)$$

Последние два члена описывают комплексы фосфата  $CaHPO_4(H_2O)$  и  $CaPO_4^-$ . Вклад комплексов железа и алюминия при рН выше 5 можно не учитывать.

Допуская присутствие всех типов осадков, описанных формулами (10.5) и (10.6), можно записать обобщенное уравнение, определяющее общую концентрацию растворенных фосфатов в состоянии равновесия [1].

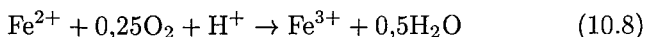
### *Осаждение под действием $Fe^{2+}$*

Соли  $Fe^{2+}$  используют для осаждения довольно часто, поскольку они дешевле солей  $Fe^{3+}$ , см. рис. 10.4. Эффективное удаление фосфора солями железа(II) можно осуществлять двумя путями:

- окислением железа(II) до железа(III),
- соосаждением с солями кальция.

### *Окисление железа(II) до железа(III)*

На практике окисление происходит при добавлении  $Fe^{2+}$  в аэротенк на биологической станции очистки.



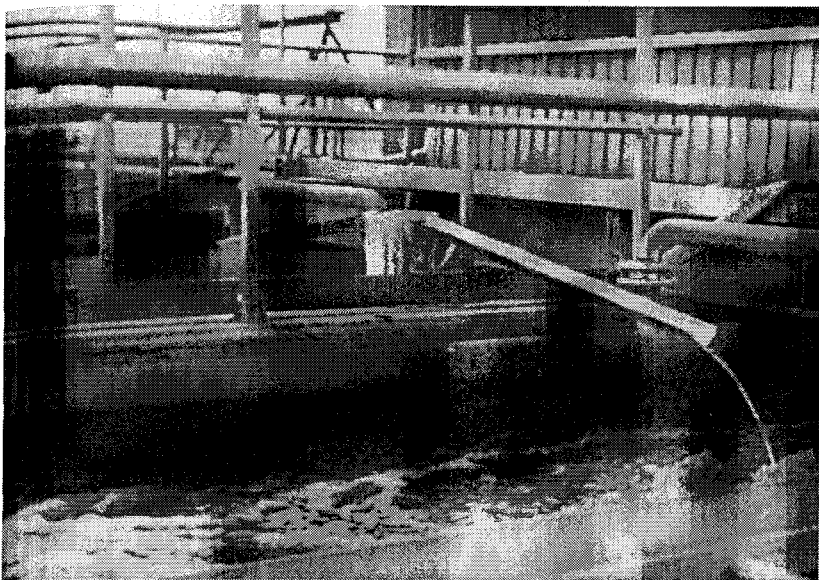


Рис. 10.4. Дозирование солей железа для осаждения фосфора. Станция очистки «Сиолунда» (Мальмё, Швеция).

В реакции участвуют кислород и ионы водорода, поэтому щелочность среды возрастает. Потребление кислорода составляет  $0,14 \text{ г O}_2/\text{г Fe}^{2+}$ . При использовании обычных доз железа ( $20\text{--}40 \text{ г Fe}/\text{м}^3$ ) это дополнительное расходование кислорода несущественно по сравнению с потреблением кислорода на минерализацию органических веществ.

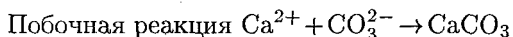
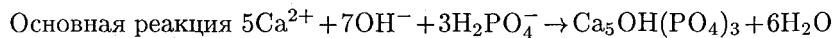
Если при биологической очистке, включающей стадию осаждения железом, возникает такая ситуация, при которой концентрация кислорода становится равной нулю (станция перегружена), то  $\text{Fe}^{3+}$  может вновь восстанавливаться до  $\text{Fe}^{2+}$ , в результате чего часть фосфора будет высвобождаться. Однако эта ситуация невозможна до тех пор, пока весь нитрат, присутствующий в среде, не будет израсходован в процессе денитрификации, поскольку нитрат также способен окислять  $\text{Fe}^{2+}$  до  $\text{Fe}^{3+}$ , особенно при участии бактерий. В этой связи следует отметить, что в аналогичных условиях  $\text{Al}^{3+}$  не восстанавливается, а следовательно, из осадков, образованных солями алюминия, фосфор высвобождаться не будет.

*Соосаждение с солями кальция*

Эффективного осаждения фосфатов можно достичь при одновременном применении  $\text{Fe}^{2+}$  и  $\text{Ca}^{2+}$ . Следовательно, окисление  $\text{Fe}^{2+}$  до  $\text{Fe}^{3+}$  не является обязательным условием использования солей  $\text{Fe}^{2+}$ , как считалось ранее. Важным, однако, является сравнительно высокая концентрация в сточной воде ионов кальция. Продукт соосаждения по всей видимости представляет собой смешанный фосфат железа(II) и кальция, в качестве побочного продукта образуется карбонат железа(II). Состав продукта осаждения до сих пор еще не определен, поскольку это сложная смесь аморфных осадков и адсорбированных на них веществ. Осаждение происходит при  $\text{pH} \sim 7,0$ , однако из-за добавления  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  значения  $\text{pH}$  могут подниматься до 8–10. Для эффективного проведения подобного осаждения необходима более детальная информация о химизме процесса.

*Кальций в качестве осадителя*

Осаждение фосфатов кальцием в виде  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  или  $\text{CaO}$  обычно ошибочно называют осаждением известью. В упрощенном виде уравнения реакций можно записать следующим образом:



Соединение, образующееся в результате первой реакции, называют гидроксипатитом.

Однако в действительности все обстоит гораздо сложнее. Прежде всего, на практике гидроксипатит ни разу не был получен, а апатит является продуктом последней стадии многостадийного процесса, по мере протекания которого образуется целый ряд растворимых фосфатов кальция. Их растворимость, в действительности, и определяет растворимость осадков.

В апатитах, образующихся в процессе очистки воды, в поверхностных водах, почве и даже в зубной эмали и костях, часть гидроксильных групп всегда замещена на ионы  $\text{F}^-$  (фторапатиты), часть фосфатных групп замещена на карбонат (фосфорит), а ионы кальция частично замещены на ионы  $\text{Na}^+$ ,  $\text{Fe}^{3+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$  или  $\text{Zn}^{2+}$ . Если содержание железа, алюминия и карбоната достаточно высокое, то мы имеем дело со смешанными комплексами кальция/железа или кальция/алюминия, о которых речь шла в

разделе об осаждении ионами железа и алюминия. На практике конечными продуктами осаждения фосфата кальцием всегда являются смешанные комплексы.

До стадии образования апатита происходит образование других в большей или меньшей степени аморфных и в большей или меньшей степени растворимых веществ:  $\text{CaHPO}_4$ ,  $\text{Ca}_4\text{H}(\text{PO}_4)_3$  и  $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ .

Относительно высокое содержание в сточной воде магния, полифосфатов и гидрокарбоната  $\text{HCO}_3^-$  препятствует перекристаллизации, приводящей к образованию апатита, поэтому растворимость фосфатов определяется наличием одной из трех перечисленных форм фосфата кальция [3].

### 10.2.2. Коагуляция

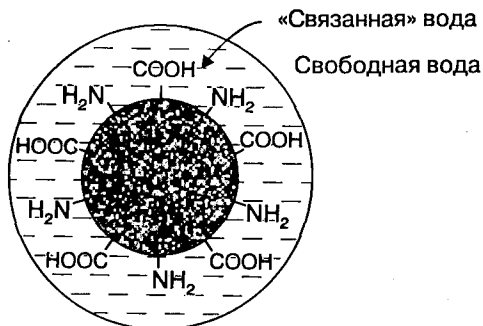
Наши знания о коагуляции на сегодняшний день очень ограничены по сравнению с тем, что мы знаем о следующей стадии — флокуляции. Объясняется это сложностью первого процесса.

При коагуляции коллоидные частицы образуют агрегаты большего размера. Частицы можно сравнивать между собой по диаметру  $d_p$ .

Осаждаемые флокулы:	$d_p > 100 \text{ мкм}$
Первичные частицы:	$1 \text{ мкм} < d_p < 100 \text{ мкм}$
Коллоидные частицы:	$10^{-3} \text{ мкм} < d_p < 1 \text{ мкм}$
Растворенные вещества:	$d_p < 10^{-3} \text{ мкм}$

Коллоидные частицы довольно стабильны. Одна из причин этого состоит в следующем: благодаря малому размеру таких частиц броуновское движение молекул воды оказывает на них более сильное воздействие, чем силы гравитации. Кроме того, электростатические силы отталкивания, обусловленные поверхностным зарядом коллоидных частиц, предотвращают их коагуляцию и последующее осаждение.

Агрегация частиц в процессе коагуляции является результатом дестабилизации коллоидной системы, обычно вызываемой добавлением химических веществ. Дестабилизация может осуществляться в соответствии с несколькими механизмами, зависящими от химического состава коллоидов и химических коагулянтов. Однако понимание механизма дестабилизации, по существу, является на сегодняшний день неполным.



**Рис. 10.5.** Схематическое представление коллоидной гидрофильной белковой частицы, окруженной «связанной» водой [4].

Далее мы обсудим три понятия, которые важны для описания процесса коагуляции не только в связи с осаждением фосфатов из сточных вод, но и для общего понимания сути коагуляции. Эти три понятия следующие:

- гидрофильность/гидрофобность
- дзета-потенциал,
- изоэлектрическая точка (изоионное значение pH)

### *Гидрофильность/гидрофобность*

В сточной воде содержатся гидрофильные частицы — коллоидные частицы, проявляющие сильную тенденцию к связыванию или абсорбированию воды, и гидрофобные частицы — коллоидные частицы, отталкивающие воду. Весьма приблизительно это можно представить так: органические коллоидные частицы являются гидрофильными, а неорганические — гидрофобными. Причина гидрофильности органических частиц состоит в том, что на их поверхности существуют группы, способные связывать или адсорбировать воду, например аминогруппы ( $-\text{NH}_2$ ), гидроксильные ( $-\text{OH}$ ) и карбоксильные группы ( $-\text{COOH}$ ), см. рис. 10.5. Связывание или адсорбция воды происходит в результате образования так называемых водородных связей. В итоге гидрофильные частицы оказываются окруженными водной оболочкой, которая перемещается вместе с частицей. Эту оболочку называют «связанной» водой. Гидрофобные частицы подобной оболочки не имеют.

### *Дзета-потенциал*

Коллоидные частицы, содержащиеся в сточной воде, в основном заряжены отрицательно. Это можно проверить, поместив частицы в электрическое поле. Зная потенциал поля, скорости движения частиц, вязкость и т. д., можно определить так называемый дзета-потенциал, значение которого мы обсудим ниже.

Первичный заряд частиц обусловлен диссоциацией на их поверхности концевых групп, таких как уже упоминавшиеся гидроксильные, карбоксильные и аминокислотные, и (или) адсорбцией ионов из водной фазы. Заряд гидрофильных коллоидов чаще всего определяется диссоциацией, а заряд гидрофобных частиц — адсорбцией. Под действием первичного заряда частиц к ним притягиваются противоположно заряженные ионы (противоионы), которые накапливаются вокруг поверхности частицы, тем самым частично нейтрализуя первичный заряд и создавая двойной электрический слой.

Слой ионов, непосредственно прилегающий к частице, называют фиксированным, а окружающий его слой — диффузным. Концентрация противоионов в диффузном слое постепенно понижается от центра к периферии и в конце концов становится равной концентрации в толще воды. Схематически эти слои изображены на рис. 10.6.

На рис. 10.7 показано изменение потенциала частицы. Граница скольжения обозначает межфазное пространство между частью жидкости, движущейся вместе с частицей, и остальной жидкостью. Потенциал, возникающий на этой границе, называют дзета-потенциалом. И, как было сказано ранее, именно его мы и измеряем, когда исследуем движение частиц в электрическом поле.

В гидрофобных коллоидных частицах граница скольжения близка к поверхности раздела фиксированного и диффузного слоев.

Граница скольжения гидрофильных коллоидов совпадает с внешней границей слоя «связанной» воды.

Причина, по которой дзета-потенциал является важным параметром при коагуляции, заключается в том, что он дает представление о величинах электростатических сил отталкивания, а следовательно, и об устойчивости коллоидных систем.

Однако рассчитывать на то, что условия коагуляции можно понять, основываясь лишь на данном параметре, не приходится. Условия коагуляции гораздо более сложны. В гидрофильных коллоидных системах слой «связанной» воды также оказывает



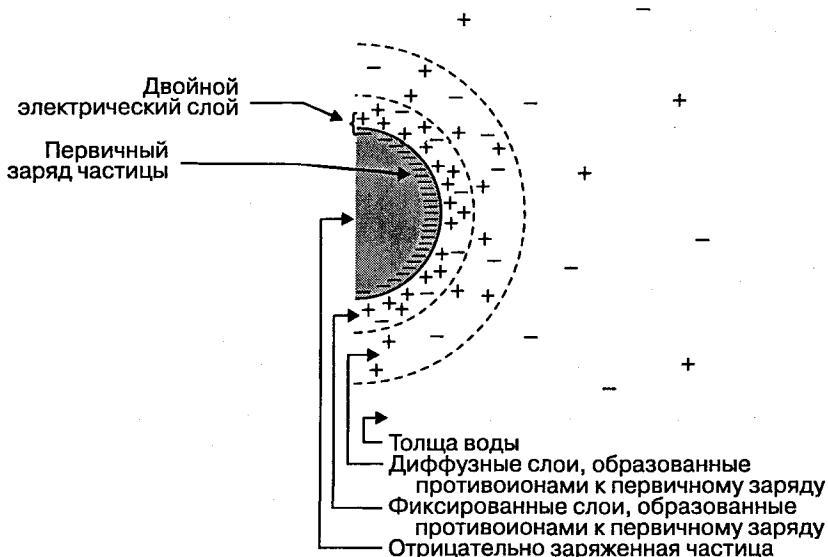


Рис. 10.6. Схематическое представление двойного слоя ионов вокруг коллоидной частицы с отрицательно заряженной поверхностью [4].

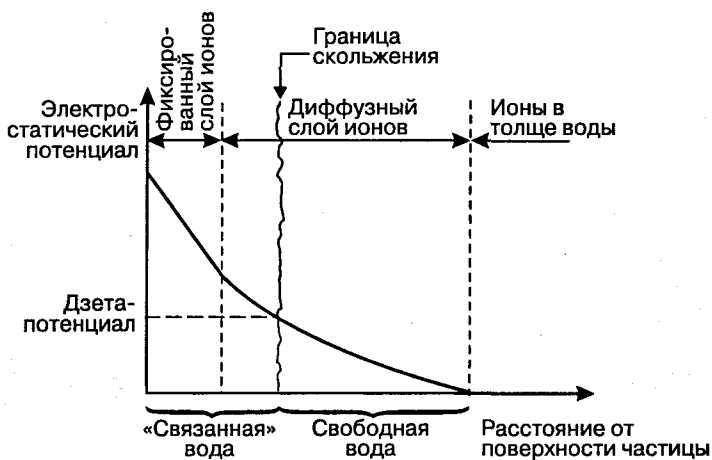


Рис. 10.7. Изменение электрического потенциала вокруг заряженной гидрофильной коллоидной частицы [4].

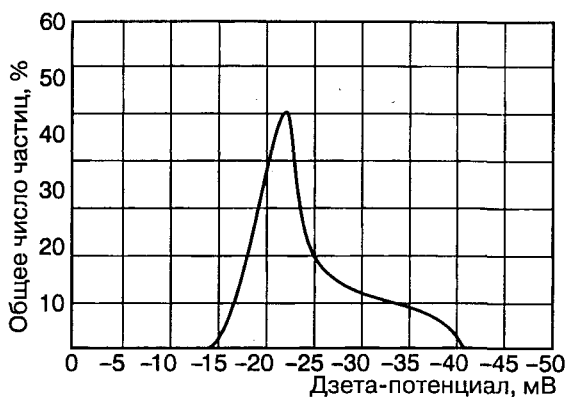


Рис. 10.8. Пример распределения дзета-потенциала (а следовательно, и распределения заряда) среди частиц в сточной воде [5].

важное влияние на их стабильность. На практике наблюдается распределение значений дзета-потенциала, зависящих от состава и структуры коллоидных частиц, см. рис. 10.8.

### *Изоэлектрическая точка*

Поверхностный заряд частицы органического или неорганического вещества можно изменить, добавляя кислоту или основание в зависимости от кислотно-основных свойств поверхностных групп. На рис. 10.9 показано, как частица органического вещества с поверхностными аминогруппами и карбоксильными группами меняет свой заряд при изменении pH. Значение pH, при котором суммарный заряд частицы равен нулю, называют изоэлектрической точкой (или изоионным значением pH). Величина его зависит от силы кислоты и основания, свойства которых проявляют соответственно карбоксильные и аминогруппы. Обычно изоэлектрические точки для органических частиц в сточной воде находятся в диапазоне pH от 3 до 5, т. е. при нейтральном значении pH эти частицы заряжены отрицательно.

На значение изоэлектрической точки до некоторой степени можно влиять добавлением катионов. Например, в зависимости от состава коллоидных частиц кальций способен более или менее специфично связывать их карбоксильные группы. В результате отрицательный заряд частиц может изменяться на положительный (рис. 10.10).

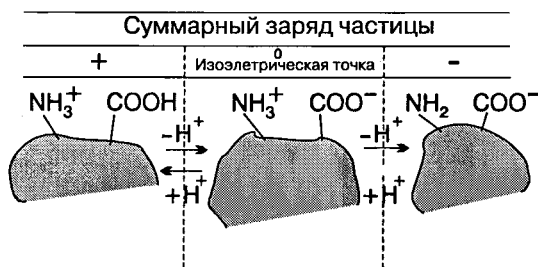


Рис. 10.9. Изменения поверхностного заряда органической частицы с изменением pH.

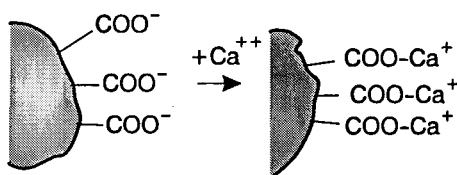


Рис. 10.10. Изменение поверхностного заряда при обмене с ионами кальция.

На рис. 10.11 показаны возможные изменения заряда неорганической частицы в зависимости от концентрации ионов водорода. Приведенные поверхностные группы могут вести себя и как кислоты, и как основания (т. е. они амфотерны). Поэтому в данном случае, как и для органической частицы, значение изоэлектрической точки полностью зависит от химического состава частицы.

В соответствии с теорией двойного электрического слоя, коллоидные системы сохраняют устойчивость до тех пор, пока элек-

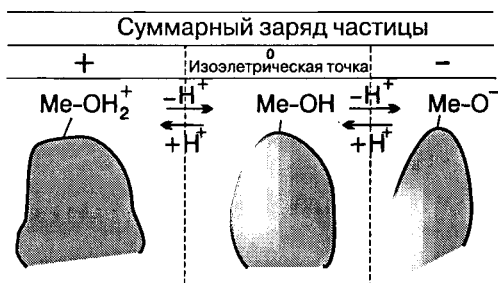


Рис. 10.11. Изменения поверхностного заряда неорганической частицы с изменением pH (Me — атом металла).



Рис. 10.12. Взаимодействие между частицами как функция расстояния между ними [4]. Если расстояние между частицами меньше, чем  $a$ , притяжение преобладает и возможно образование первичных частиц.

тростатическое отталкивание превалирует над ван-дер-ваальсовым притяжением. Баланс этих двух сил показан на рис. 10.12.

С уменьшением поверхностного заряда частиц электрическое поле ослабевает и частицы могут сближаться до такой степени, что ван-дер-ваальсовы силы начинают доминировать и происходит образование первичных частиц.

### *Дестабилизация коллоидных систем*

Дестабилизация коллоидных систем происходит в соответствии с одним из следующих механизмов:

- а. Возникновение мостиков между коллоидными частицами в результате образования органических или неорганических полимеров.
- б. Захват коллоидных частиц.
- в. Уменьшение толщины двойного электрического слоя, приводящее к ослаблению отталкивания.

**Механизм а.** Поскольку коллоидные частицы обычно имеют отрицательный заряд, можно было бы ожидать, что способны образовывать мостики лишь положительно заряженные (катионные)

полимеры. Однако, как выяснилось, в этом отношении весьма эффективны отрицательно заряженные (анионные) и неионные полимеры.

Влияние анионного полимера может объясняться тем, что связкой между полимером и коллоидом служит какой-нибудь многозарядный катион, например ион кальция.

Действие неионного полимера может быть связано с тем, что в его структуре содержатся полярные группы, образующие положительно и отрицательно заряженные области вокруг определенных атомов. Эти заряженные области могут взаимодействовать с заряженными коллоидными частицами.

Следует подчеркнуть, что полимеры не только выполняют роль мостиков, но и частично нейтрализуют поверхностный заряд коллоидных частиц и, следовательно, уменьшают силы отталкивания. Это обстоятельство обсуждается также далее при рассмотрении механизма в.

**Механизм б.** Необходимым условием для осуществления этого механизма является наличие в потоке воды флоккул, например рыхлого осадка гидроксида металла, который может захватывать и запутывать коллоидные частицы.

**Механизм в.** Уменьшение силы отталкивания между частицами может иметь место, если катионы, например  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Fe}^{3+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$ , накапливаются около отрицательно заряженных коллоидных частиц. Это означает сдвиг изоэлектрической точки частицы. Аналогичное влияние могут оказывать кислоты и основания.

### 10.2.3. Флокуляция

В процессе флокуляции первичные частицы объединяются в более крупные образования — флоккулы. Применительно к процессу очистки воды цель флокуляции — увеличение размеров осаждаемых частиц с тем, чтобы их можно было затем отделить методом седиментации или флотации.

Флокуляцию часто проводят в системе, изображенной на рис. 10.13.

В каждой флокуляционной камере вода слегка перемешивается с помощью механического устройства, называемого лопастным флокулятором. Перемешивание приводит к столкновению и агрегации первичных частиц. На схеме показаны три флокуляционные камеры, тогда как на практике число их колеблется от 1 до 4.



Рис. 10.13. Схема флокуляционной камеры.

Иногда на станции очистки с активным илом флокуляцию и осаждение проводят в аэротенке (одновременное или симультантное осаждение). В данном случае перемешивание осуществляется в результате аэрации и может быть настолько интенсивным, что приведет к частичному распаду химически организованных флокул. В результате выходящая из аэротенка вода может содержать настолько мелкодисперсные частицы, что их дальнейшее отделение на следующей стадии может быть проблематичным.

Образование флокул в воде при перемешивании происходит в результате того, что создаваемый градиент скорости заставляет первичные частицы сталкиваться и склеиваться друг с другом.

В процессе флокуляции работают два противоположно направленных механизма (рис. 10.14):

- образование флокул, сопровождающееся удалением первичных частиц,
- разрушение флокул, сопровождающееся образованием первичных частиц.

Далее мы обсудим кинетические закономерности этих процессов, основываясь на данных работы [6].

Скорость образования флокул  $r_{V,f}$  равна скорости удаления первичных частиц  $r_{V,p}$ , т. е.

$$r_{V,f} = -r_{V,p} = K_{Fn} \Phi G, \quad (10.9)$$

где  $r_{V,f}$  — скорость образования флокул (например, число первичных частиц, собранных во флокулы / (м<sup>3</sup> воды · с)),  $r_{V,p}$  — скорость

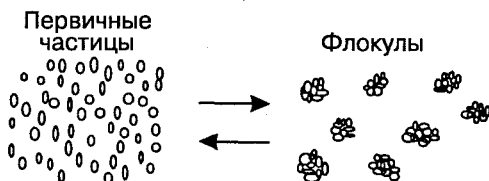


Рис. 10.14. Образование флокул из первичных частиц. Считается, что флокулы способны оседать, а первичные частицы не способны.

образования первичных частиц (например, число удаленных из флокул первичных частиц/(м<sup>3</sup> воды · с)),  $K_F$  — константа флокулообразования (например, м<sup>3</sup> воды/м<sup>3</sup> флокул),  $n_p$  — число первичных частиц в единице объема воды (например, число первичных частиц/(м<sup>3</sup> воды),  $\Phi$  — объемное отношение флокул, т. е. объем флокул в единице объема воды (например, м<sup>3</sup> флокул/м<sup>3</sup> воды),  $G$  — средний градиент скорости (например, с<sup>-1</sup>).

Если объемную концентрацию флокул обозначить  $n_f$ , а их радиус  $r_f$  (считаем, что все флокулы сферические и все одного и того же размера), то находим:

$$\Phi = n_f \frac{4}{3} \pi r_f^3 = n_f \alpha_f = n_{p,1} \alpha_p, \quad (10.10)$$

где  $\alpha_f$  — объем флокулы,  $\alpha_p$  — объем первичной частицы,  $n_{p,1}$  — объемное число первичных частиц в подаваемом в камеру флокуляции стоке.

Средний градиент скорости  $G$  выражает турбулентность жидкости и определяется как

$$G = (W/\mu_a)^{1/2}, \quad (10.11)$$

где  $W$  — мощность, приложенная на единицу объема жидкости,  $\mu_a$  — абсолютная вязкость жидкости.

**Пример 10.2.** Определите средний градиент скорости  $G$  в камере флокуляции объемом 10 м<sup>3</sup> при мощности 8 Вт. Абсолютную вязкость сточной воды считайте равной 0,001 кг/(м · с), см. табл. 1.10.

Для определения  $G$  воспользуемся выражением (10.11):

$$G = (W/\mu_a)^{1/2} \quad (10.11)$$

Объемное значение  $W = 8 \text{ Вт}/10 \text{ м}^3 = 0,8 \text{ Вт}/\text{м}^3 = 0,8 \text{ кг} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{с}^{-3}/\text{м}^3$ , абсолютная вязкость  $\mu_a$  равна 0,001 кг/(м · с).

Подставляя  $W$  и  $\mu_a$  в выражение (10.11), получаем

$$G = (0,8 \text{ кг} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{с}^{-3}/\text{м}^3)/(0,001 \text{ кг}/(\text{м} \cdot \text{с}))^{1/2} = 28 \text{ с}^{-1}$$

Это значение соответствует (по порядку) величинам  $G$ , которые обычно необходимы в камерах флокуляции (10–50 с<sup>-1</sup>).

В соответствии с выражением (10.9) образование флокул — это реакция первого порядка по отношению к  $n_p$ ,  $\Phi$  и  $G$ .

Концентрация, выраженная как число первичных частиц  $n_p$ , является неудобным параметром, поскольку ее трудно измерить.

Если осадок содержит какое-либо вещество, например гомогенно распределенный фосфор, то этот параметр можно заменить концентрацией искомого вещества:

$$X_{P,p} = M_{P,p} \cdot n_p, \quad (10.12)$$

где  $X_{P,p}$  — концентрация фосфора в первичных частицах на единицу объема воды (например, г P/(м<sup>3</sup> воды)),  $M_{P,p}$  — содержание фосфора в первичной частице (например, г P/первичная частица).

Распад флокул, соответствующий образованию первичных частиц (а также переходу фосфора из флокул в первичные частицы), можно записать следующим образом:

$$-r_{V,f} = r_{V,p} = K'_B \Phi G^p. \quad (10.13)$$

где  $K'_B$  — константа, зависящая от размера частиц  $p$ ,  $p$  — безразмерная константа.

На практике  $p$  можно принять равным 2 при осаждении фосфора железом, алюминием и кальцием, что соответствует более быстрому распаду флокул по сравнению со скоростью их образования при сильной турбулентности.

Используя кинетические уравнения образования и распада флокул, можно определять концентрацию фосфата во взвешенном веществе в обработанном стоке для различных типов реакторов. Как показано на рис. 10.13, наибольший интерес представляет система последовательно соединенных реакторов.

Для последовательно соединенных реакторов идеального перемешивания и равного объема, принимая  $p = 2$  в выражении (10.13) и пользуясь обозначениями рис. 10.15, получаем [6]:

$$FG = \frac{X_{P,p,1}}{X_{P,p,3}} = \frac{(1 + K_F \Phi G(\theta/n))^2}{1 + (K_B G / K_F \Phi) ((1 + K_F \Phi G(\theta/n))^n - 1)}, \quad (10.14)$$

где  $FG$  — степень флокуляции (безразмерная величина),  $X_{P,p}$  — концентрация фосфора в первичных частицах, г P/м<sup>3</sup> воды;

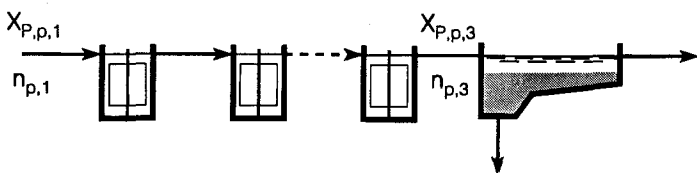


Рис. 10.15. Флокуляция в последовательно соединенных реакторах идеального перемешивания.



**Таблица 10.1.** Значения  $K_F \cdot \Phi$  и  $K_B$  для различных веществ, используемых для постосаждения [6]. Подаваемый сток:  $9,7 \text{ г P/м}^3$ , щелочность  $2 \text{ экв/м}^3$

Осадитель	$K_F \cdot \Phi \cdot 10^4$	$K_B \cdot 10^7, \text{ с}$	Доза/pH
$\text{Al}^{3+}$	$2,85 \pm 0,08$	$3,45 \pm 0,16$	$\text{Al/P}=1,8$
$\text{Al}^{3+}$ + полимер	$2,68 \pm 0,11$	$0,98 \pm 0,07$	$\text{Al/P}=1,8$ , полимер $0,5 \text{ мг/л}$
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	$5,58 \pm 0,22$	$2,38 \pm 0,15$	pH 11,2
$\text{Fe}^{2+}$ + $\text{Ca}(\text{OH})_2$	$7,68 \pm 0,44$	$4,83 \pm 0,40$	pH 8, $\text{Fe/P}=3$

$G$  — средний градиент скорости,  $\text{с}^{-1}$ ;  $\theta$  — время гидравлического удерживания,  $\text{с}$ ;  $n$  — число реакторов идеального перемешивания (безразмерная величина);  $\Phi$  — объемное отношение флокул,  $\text{м}^3 \text{ флокул/м}^3 \text{ воды}$ ;  $K_F$  — константа (безразмерная);  $K_B$  — константа ( $=K'_B \cdot \alpha_p$ ),  $\text{с}$ .

Итак, в уравнении появляется параметр  $K_F \cdot \Phi$ . Если количество подаваемого осадителя постоянно, то  $\Phi$  постоянно, следовательно, постоянно и выражение  $K_F \cdot \Phi$ . В табл. 10.1 суммированы значения  $K_F \cdot \Phi$  и  $K_B$  для различных осадителей.

$K_B$  в выражении (10.14) равна  $K'_B$  в выражении (10.13), умноженной на константу  $\alpha_p$ , которая в соответствии с (10.10) описывает объем первичной частицы.

Чтобы дать представление о зависимости процесса от типа осадителя, числа камер флокуляции, среднего градиента скорости и среднего времени гидравлического удерживания, на рис. 10.16 и 10.17 мы приводим результаты расчетов, основанных на данных табл. 10.1.

Из рисунков следует: способность вызывать флокуляцию у различных осадителей весьма различается; для достижения лучшей флокуляции полезно разбивать реактор на отдельные секции; для достижения данной степени флокуляции необходимо поддерживать минимально возможное время удерживания; существует некое оптимальное значение среднего градиента скорости  $G$ .

**Пример 10.3.** Фосфор осаждают добавлением продукта, содержащего сульфат алюминия,  $250 \text{ г/м}^3$ . Содержание алюминия составляет 8 вес. %. Сточная вода,  $180 \text{ м}^3/\text{ч}$ , содержит  $14 \text{ г P/м}^3$ .

1. Каково молярное соотношение  $\text{Al/P}$ ?

Алюминия добавлено:  $(0,08 \cdot 250 \text{ г/м}^3)/(27 \text{ г Al/моль}) = 0,74 \text{ моль Al/м}^3$ .

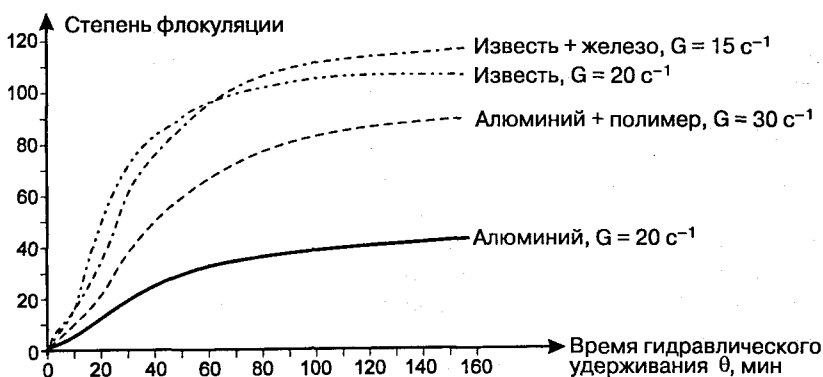
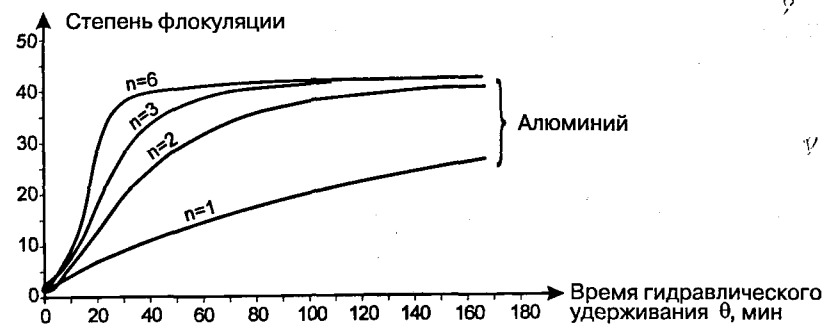


Рис. 10.16. Зависимость степени флокуляции от времени гидравлического удерживания  $\theta$  и числа камер флокуляции  $n$  при использовании в качестве осадителя  $\text{Al}^{3+}$  и при  $G = 20 \text{ с}^{-1}$  (верхний рисунок).

Зависимость степени флокуляции от времени гидравлического удерживания  $\theta$  и типа осадителя при использовании двух последовательно соединенных камер флокуляции [6] (нижний рисунок).

Содержание фосфора:  $(14 \text{ г Р/м}^3)/(31 \text{ г Р/моль}) = 0,45 \text{ моль Р/м}^3$ .  
Молярное соотношение  $\text{Al/P}$ :  $0,74/0,45 = 1,64 \text{ моль Al/моль Р}$ .

2. Флокуляция происходит в двух идентичных последовательно соединенных камерах. Необходимая степень флокуляции 30.

Найдите требуемый средний градиент скорости и объем реактора.

Из рис. 10.17 можно определить, что степень флокуляции 30 достигается при времени гидравлического удерживания 55 мин при среднем градиенте скорости  $G = 20 \text{ с}^{-1}$ . Это можно установить, используя уравнение (10.14).

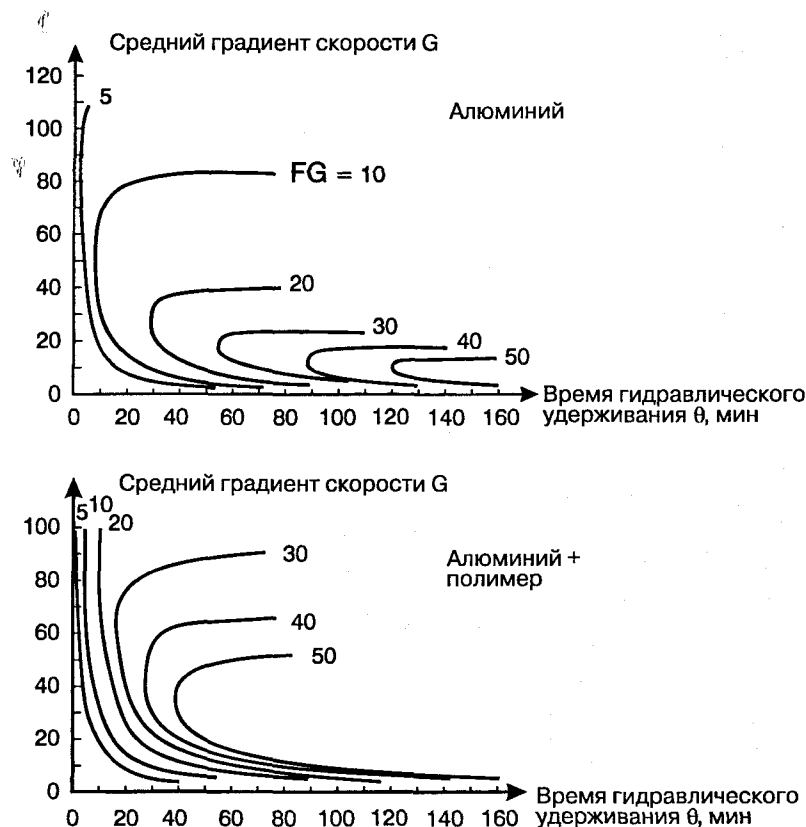


Рис. 10.17. Степень флокуляции как функция среднего градиента скорости  $G$ , времени гидравлического удерживания  $\theta$  и типа осадителя. Число камер флокуляции  $n = 2$  [6].

Общий объем реактора, в котором происходит флокуляция:

$$V = \theta \cdot Q = 55 \text{ мин} \cdot (180 \text{ м}^3/\text{ч}) / (60 \text{ мин}/\text{ч}) = 165 \text{ м}^3.$$

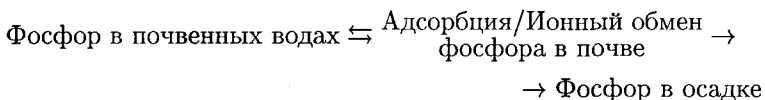
Следовательно, объем каждой из двух камер, должен быть равен  $82,5 \text{ м}^3$ .

#### 10.2.4. Связывание фосфора в почве

Между процессами химического осаждения фосфора и его связыванием в почве существует много общего. Присутствие в почве относительно высоких концентраций железа, алюминия и кальция

приводит к тому, что фосфор оказывается довольно жестко связан. Однако скорость связывания в почве не так высока, как при добавлении осадителя в реактор для химической обработки.

Приведенная ниже схема иллюстрирует принцип модели, которая достаточно хорошо описывает связывание фосфора в почве.  $\nabla$



Стадия адсорбции/ионного обмена в почве происходит настолько быстро, что можно считать, что равновесие наступает со скоростью равной скорости инфильтрации. Далее будет протекать относительно более медленный переход к осажденным формам фосфора, характеризующимся сравнительно малой растворимостью.

Реакция осаждения может рассматриваться как реакция первого порядка [8]:

$$-dX_{P,a}/dt = k_1 X_{P,a}, \quad (10.15)$$

где  $X_{P,a}$  — концентрация адсорбированного фосфора в почве, например кг P/кг почвы,  $k_1$  — константа скорости реакции первого порядка.

Концентрацию адсорбированного фосфора в состоянии равновесия можно описать с помощью изотермы адсорбции [8]:

изотерма Ленгмюра

$$X_{P,a} = BS_P / (K_1 + S_P), \quad (10.16)$$

изотерма Фрейндлиха

$$X_{P,a} = K_{fr} S_P^{1/n_{fr}}, \quad (10.17)$$

где  $S_P$  — концентрация фосфора в почве, а  $B$ ,  $K_1$ ,  $K_{fr}$  и  $n_{fr}$  — константы.

Данные константы адсорбции можно использовать лишь при заданных значениях pH, окислительно-восстановительного потенциала и содержания металла в почве.

**Пример 10.4.** Способность образца почвы адсорбировать фосфор из сточной воды определена экспериментально по двум точкам.

При концентрации фосфата в воде 10 и 1 г P/м<sup>3</sup> сорбционная емкость оказалась равной 427 и 135 мг P/кг почвы соответственно.

Считаем, что в пределах исследуемого интервала концентраций адсорбция описывается изотермой Фрейндлиха с константой  $n_{fr} = 2$ .

Определите константу  $K_{fr}$  и установите, сколько фосфора адсорбируется почвой, если его концентрация в воде равна 5 и 100 мг P/л.

Используя выражение (10.17), определяем константу  $K_{fr}$ :

$$X_{P,a} = K_{fr} X_P^{1/n_{fr}} \quad (10.17)$$

Подставляя экспериментальные данные, получаем:

$$427 \text{ мг Р/кг почвы} = K_{fr} \cdot (10 \text{ мг Р/л})^{1/2},$$

$$K_{fr} = 135 (\text{мг Р/л})^{-1/2} \cdot \text{мг Р/кг почвы}.$$

Используя результаты второго эксперимента, найдем то же значение  $K_{fr}$ .

Количество адсорбированного фосфора при его концентрации в почвенных водах 5 и 100 мг Р/л определяем из выражения (10.17):

$$X_{P,a} = 135 \cdot 5^{1/2} = 300 \text{ мг Р/кг почвы},$$

$$X_{P,a} = 135 \cdot 100^{1/2} = 1350 \text{ мг Р/кг почвы}.$$

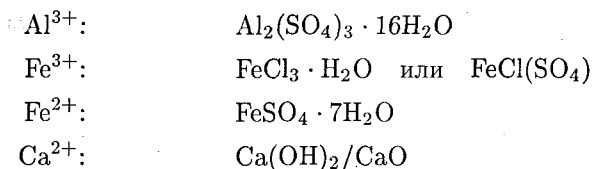
Вторая экспериментальная точка определяет максимальную адсорбционную способность почвы (около 500 мг Р/кг почвы). Что неверно в проведенных выше вычислениях адсорбции фосфора при его концентрации в воде 100 мг Р/л?

Неверно здесь несколько вещей: во-первых, выражение (10.17) можно использовать лишь в узком интервале концентраций (1–10 мг Р/л), а во-вторых, на практике маловероятно столь высокое содержание фосфора в почвенных водах, как 100 мг/л.

## 10.3. Небиологические системы удаления фосфора

### 10.3.1. Осаждающие вещества

На практике в качестве осадителей применяют лишь сравнительно узкий круг веществ, а именно, соли алюминия, железа или кальция, например:



Из экономических соображений всегда пользуются техническими солями, которые содержат некоторое количество как растворимых, так и нерастворимых примесей. Часто осадителем служит смесь нескольких из перечисленных веществ, особенно часто смесь солей  $Ca^{2+}$  и  $Fe^{2+}$ .

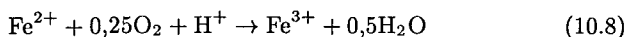
Кроме того, существуют такие полимерные формы солей железа и алюминия, которые позволяют сократить количество ионов металлов, расходуемых на образование гидроксидов в побочных реакциях, и увеличить количество удаленного органического вещества. Полимеризованные соли Al имеют общую формулу  $Al_n(OH)_n^{(3-n)+}$ .

При осаждении фосфат переходит из растворимой формы в нерастворимую, и одновременно происходит флокуляция. Процесс образования флокул можно значительно интенсифицировать добавлением органических полимеров, обычно катионных (положительно заряженные) или неионных (незаряженные).

**Пример 10.5.** На станции очистки с активным илом ведется одновременное осаждение с помощью сульфата железа(II). Добавлением 28 г  $Fe^{2+}/м^3$  осаждают 7,75 г P/ $м^3$ .

Определите расход кислорода на окисление  $Fe^{2+}$  в  $Fe^{3+}$  и изменение щелочности.

Из выражения (10.8) определяем расход кислорода:

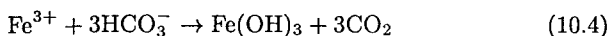
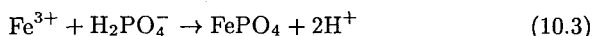


Следовательно, для окисления 1 г  $Fe^{2+}$  необходимо 0,14 г  $O_2$ , а общий расход кислорода составляет

$$28 \text{ г } Fe^{2+}/м^3 \cdot 0,14 \text{ г } O_2/\text{г } Fe^{2+} = 3,9 \text{ г } O_2/м^3$$

Изменение щелочности происходит во всех трех реакциях (10.8), (10.3) и (10.4).

Реакции (10.3) и (10.4) выглядят следующим образом:



Таким образом, щелочность изменяется следующим образом:

Уравнение	экв/моль Fe	из компонента
(10.8)	+ 1	$H^+$
(10.3)	- 2	$2H^+$
(10.4)	- 3	$3HCO_3^-$

Заметьте, что  $H_2PO_4^-$  в выражении (10.3) и  $CO_2$  в выражении (10.4) не влияют на щелочность, поскольку оба компонента присутствуют в такой форме при pH 4,5.

В результате осаждения окисляется:

$$28 \text{ г } Fe^{2+}/м^3 = (28 \text{ г } Fe^{2+}/м^3)/(56 \text{ г } Fe^{2+}/\text{моль}) = 0,5 \text{ моль } Fe^{2+}/м^3.$$

Это количество распределяется между реакциями (10.3) и (10.4). Поскольку осаждается  $7,75 \text{ г Р/м}^3 = (7,75 \text{ г Р/м}^3)/(31 \text{ г Р/моль}) = 0,25 \text{ моль Р/м}^3$ , то это означает, что  $0,25 \text{ моль Fe}^{2+}/\text{м}^3$  удаляется в результате обеих реакций.

Следовательно, изменение щелочности составляет

$$0,5(+1) + 0,25(-2) + 0,25(-3) = -0,75 \text{ экв/м}^3.$$

Для сточных вод с высоким значением щелочности (при уровне щелочности 3–7 экв/м<sup>3</sup>, см. табл. 1.10) такое ее изменение не приводит к сколько-нибудь значительным последствиям. Однако там, где буферная емкость воды невелика, снижение щелочности может сильно отразиться на ходе биологических процессов, в частности на ходе нитрификации.

### 10.3.2. Процесс очистки воды

В зависимости от того, на какой стадии очистки проводится химическое осаждение, процессы очистки воды подразделяются на несколько типов (рис. 10.18). Кроме того, возможно объединение нескольких процессов, а на последней стадии могут также

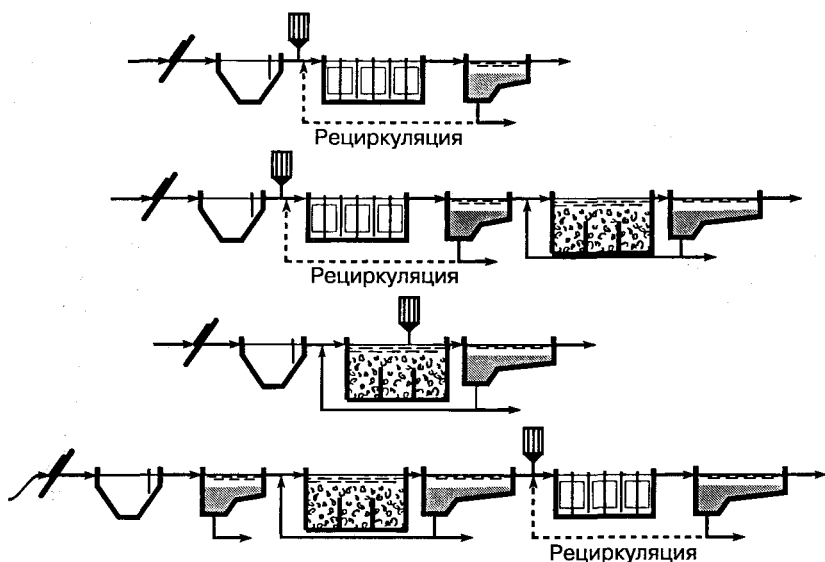


Рис. 10.18. Примеры схем станций очистки воды, включающих стадию удаления фосфора. Сверху вниз: прямое осаждение, предосаждение, одновременное осаждение и постосаждение [7].

использоваться пруды, станции инфильтрации, песчаные фильтры и т. д. Существует много способов удаления фосфора, предусматривающих его осаждение под действием различных осадителей и использование процессов очистки различных типов.

Прямое осаждение целесообразно в тех случаях, когда сброс стока без удаления органических веществ заведомо не приведет к заметному истощению кислорода в водоеме. Если органические вещества все же необходимо удалить, то осаждение можно проводить до стадии биологической очистки, после ее завершения и в процессе ее проведения.

#### *Прямое осаждение (без биологической очистки)*

Обычно осадителем служит  $\text{Fe}^{2+} + \text{Ca}(\text{OH})_2$  при pH 8–10. Гидроксид Ca можно использовать и отдельно, но при этом для достижения хорошей флокуляции следует поднять pH до 11. Можно, в конце концов, проводить осаждение  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , к которому добавлена морская вода (3–5% по отношению к объему сточных вод). Содержащийся в морской воде магний действует как дополнительный коагулянт, поэтому достаточно значения pH на уровне 9–10, что позволяет сберечь некоторое количество  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ .

#### *Предосаждение*

##### *(осаждение до стадии биологической очистки)*

Этот метод получил широкое распространение, поскольку он помогает избежать перегрузки станции биологической очистки воды. Удаление органического вещества при этом повышается до 50–70% по сравнению с 30%, которые достигаются при обычной механической обработке.

Данный процесс может быть совмещен с уже существующей стадией механической обработки, а стадия флокуляции при этом часто опускается. Добавление химических веществ может проводиться на песчаном фильтре, если он аэрируется. Важная проблема, возникающая при таком способе удаления фосфора, — сильное увеличение объема ила и, следовательно, необходимость особых методов для обработки избыточного ила.

В качестве осадителей используются соли алюминия или смесь  $\text{Fe}^{2+} + \text{Ca}(\text{OH})_2$ .



### *Одновременное осаждение (осаждение совмещено со стадией биологической очистки)*

Для удаления фосфора эта схема применяется чаще всего. В данном случае осаждение обычно проводится сульфатом железа(II), при этом на окисление  $Fe^{2+}$  в  $Fe^{3+}$  дополнительно затрачивается лишь небольшое количество кислорода (см. выражение (10.8)). Как следует из уравнений реакций (10.3) и (10.4), процесс сопровождается снижением щелочности. Поэтому, если вода мягкая, может потребоваться добавление извести. Осадитель можно добавлять в песчаный фильтр или непосредственно в аэротенк. При одновременном осаждении контролировать флокуляцию не представляется возможным, но обычно бывает достаточно флокуляции самого биологического ила. Для повышения эффективности процесса можно комбинировать одновременное осаждение с предварительным и(или) последующим, а на завершающем этапе использовать контактную фильтрацию (см. далее).

### *Постосаждение (осаждение после биологической очистки)*

В таком способе осаждения обычно используют соли алюминия. В данном случае мы имеем дело с чисто химическим процессом, не усложненным влиянием органических веществ или частиц. Но при этом получаем осадок, во-первых, очень объемный, а во-вторых, плохо поддающийся обезвоживанию.

### *Контактная фильтрация*

Если стоящая перед нами задача состоит в том, чтобы получить очень низкие концентрации фосфора в обработанном стоке, то мы можем провести заключительную обработку сточной воды в контактном фильтре (см. рис. 10.20).

По своей сути контактный фильтр представляет собой «быстрый» фильтр. В подаваемый на него сток добавляется осадитель, в результате большая часть оставшихся растворенных фосфатов образует нерастворимые осаждающиеся на фильтре частицы. Одновременно удаляются те мелкие частицы, которые не удалось осадить на стадии химической очистки. Чтобы время прохождения жидкости через фильтр не было слишком малым, можно, например, использовать фильтр с двумя типами носителей: крупнозернистый полимерный материал (сверху), песок (снизу). Благодаря большому

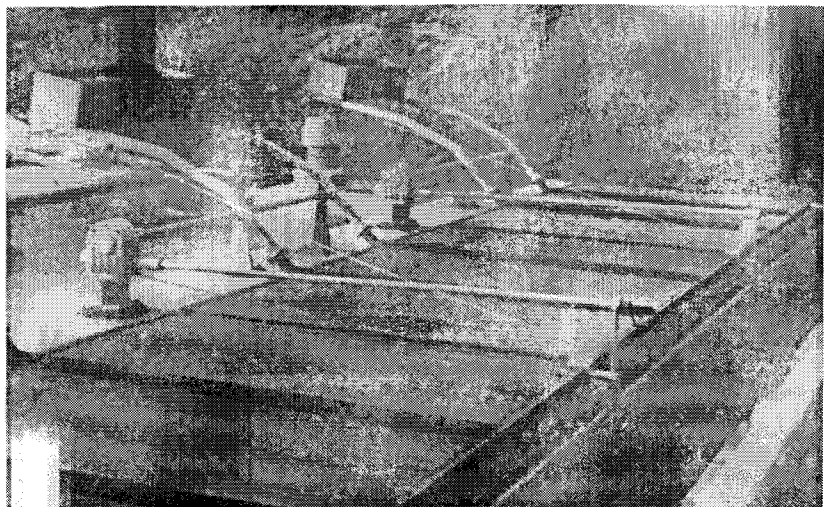
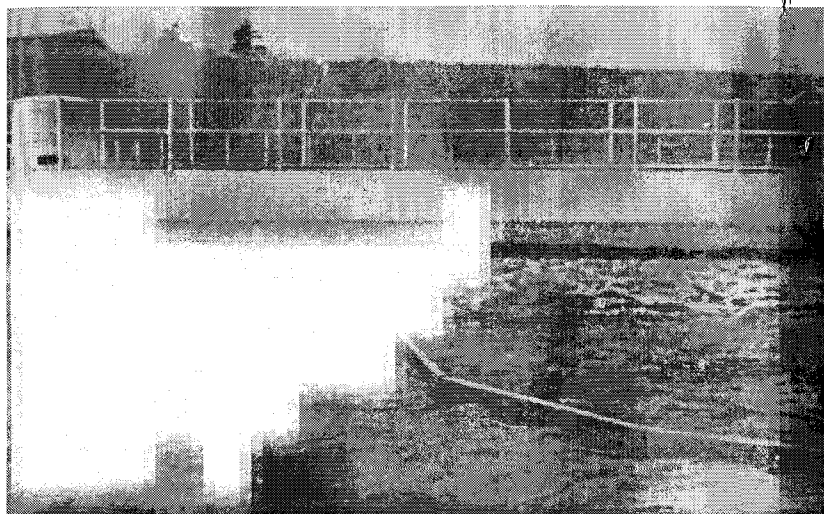


Рис. 10.19. Станция одновременного осаждения «Сохолт» (Силькеборг, Дания). Осаждение происходит под действием сульфата железа(II). Одновременное осаждение — наиболее распространенный метод удаления фосфора. Необходимо, однако, принимать меры для устранения шума, запаха и образования аэрозолей, которыми сопровождается данный процесс. С этой целью моторы ротора (слева от моста) заключают в бетонную оболочку и используют изолирующие материалы для улавливания аэрозолей. На нижней фотографии показана емкость, в которой хранится сульфат железа.



Рис. 10.20. Методы доочистки, позволяющие получить низкую концентрацию фосфора на выходе.

объему пор в слое полимера такой комбинированный фильтр может удерживать гораздо большие количества взвешенных веществ, чем традиционный песчаный фильтр.

Механизмы осаждения и флокуляции в контактном фильтре те же, что и при других способах осаждения. В качестве осадителя часто используют соли железа(II).

### Пруды

Этот процесс может использоваться как завершающая стадия очистки для «полировки» или, напротив, как первая стадия осаждения фосфора в зависимости от размеров пруда и количества добавляемых химических веществ. Почвенные пруды типа показанного на рис. 10.20 функционируют как большие вторичные отстойники для химических флокул, образовавшихся при добавлении химических веществ. Если такой пруд достаточно большой, то он будет действовать как пруд с водорослями. В таком случае добавление химических осадителей в поступающий в него сток может не понадобиться. Однако может возникнуть необходимость в проведении химического осаждения для отделения водорослей от воды на выходе из пруда.

В качестве химических осадителей используют соли железа или алюминия. Осадок химических веществ следует периодически (через большие интервалы времени) удалять со дна пруда.

### *Инфильтрационные пруды*

В данном случае используется способность почвы связывать фосфаты. Для нормального функционирования процесса необходимо предварительно удалить из стока частицы и большинство органических веществ. Такие пруды часто работают с перерывами на 1–2 недели. В это время они остаются сухими и верхний слой органического вещества на дне окисляется, что предохраняет пруд от роста микроорганизмов и вызванного этим засорения.

Подобные методы очистки широко распространены на юге Европы (см. рис. 10.21).



**Рис. 10.21.** Станция инфильтрации в Виоль-ле-Форт (Прованс, Франция). Обратите внимание на растения на заднем плане — это кустарниковый тип растительности, устойчивый к засухе. Раньше здесь были леса, исчезнувшие в результате неконтролируемой вырубki.

## 10.4. Проектирование установок для удаления фосфора

### 10.4.1. Химическое осаждение

Проектирование может осуществляться двумя способами на основе

- общего содержания фосфора
- содержания растворенного + взвешенного фосфора.

Проектирование на основе общего содержания фосфора осуществляется легче, но является менее надежным.

#### *Проектирование на основе общего содержания фосфора*

Это быстрый, однако, не вполне надежный метод расчета условий, обеспечивающих требуемую концентрацию общего фосфора в обработанном стоке, в котором растворимая и взвешенная фракции не рассматриваются отдельно.

В табл. 10.2 представлены методы расчета общей концентрации фосфора, а также необходимые дозы ионов металла и требования к значениям pH, если таковые существуют.

В литературе можно найти ряд примеров, иллюстрирующих зависимость содержания общего фосфора в обработанном стоке от молярного соотношения компонентов. На рис. 10.22 представлены примеры одновременного осаждения. В табл. 10.3 и 10.4 продемонстрированы параметры процесса удаления фосфора в двухслойном контактном фильтре (полимерные материал/песок) под действием ионов железа и алюминия.

#### *Проектирование на основе содержания растворенного + взвешенного фосфора*

Общее содержание фосфора  $C_p$  можно определить как сумму растворенных соединений фосфора  $S_p$  и взвешенных веществ, содержащих фосфор  $X_p$ .

$$C_p = S_p + X_p \quad (10.18)$$

Не очень понятно, как теоретически рассчитать содержание растворенного фосфора  $S_p$  после стадии химического осаждения [1, 13]. Можно воспользоваться результатами практических измерений, сделанных на станциях химического удаления фосфора.

**Таблица 10.2.** Технические показатели процесса получения обработанного стока с заданной концентрацией фосфора (MR (молярное отношение) — отношение числа молей ионов добавляемого металла к числу молей общего фосфора в стоке, поступающем на обработку)

Концентрация фосфора в обработанном стоке, г P/м <sup>3</sup>	Метод удаления фосфора
2-3	Биологический Одновременное осаждение Fe <sup>2+</sup> или Al <sup>3+</sup> , MR = 0,8 Осаждение Al <sup>3+</sup> , MR = 1
1-2	Одновременное осаждение Fe <sup>2+</sup> или Al <sup>3+</sup> , MR = 1 Предварительное осаждение Ca <sup>2+</sup> + Fe <sup>2+</sup> , pH 8-9, MR(Fe) = 1 Прямое осаждение Ca <sup>2+</sup> , pH 10-11 Прямое осаждение, Al <sup>3+</sup> , MR = 1,5 Постосаждение Al <sup>3+</sup> , pH 6,5-7,2, MR = 1
0,5-1	Одновременное осаждение Fe <sup>2+</sup> или Al <sup>3+</sup> , MR = 1,5 Одновременное осаждение + предварительное осаждение или почвенные пруды, Fe <sup>2+</sup> или Al <sup>3+</sup> , MR = 1,5 Постосаждение Al <sup>3+</sup> , pH 5,5-6,5, MR = 2 Прямое осаждение Ca <sup>2+</sup> + морская вода, pH 10-11 Предварительное осаждение Ca <sup>2+</sup> + Fe <sup>2+</sup> , pH 9-10, MR(Fe) = 1,5
0,3-0,5	Одновременное осаждение Fe <sup>2+</sup> или Al <sup>3+</sup> + контактная фильтрация с Fe <sup>2+</sup> или Fe <sup>3+</sup> , в обоих случаях MR = 2 Постосаждение Al <sup>3+</sup> , pH 5,5-6,0, MR = 2, + контактная фильтрация с Fe <sup>3+</sup> , MR = 2

Концентрацию фосфора обычно определяют через величину молярного отношения Me/P, а это означает, что влияние pH, кальция и щелочности оценить не представляется возможным.

Взаимосвязь между содержанием растворимого фосфора, дозой металла, значением pH, концентрацией кальция и щелочностью, наблюдавшиеся в различных процессах осаждения, представлены на рис. 10.23, 10.24 и 10.25.

Содержание взвешенных фосфатов X<sub>p</sub> зависит от флокуляции и последующего осаждения.

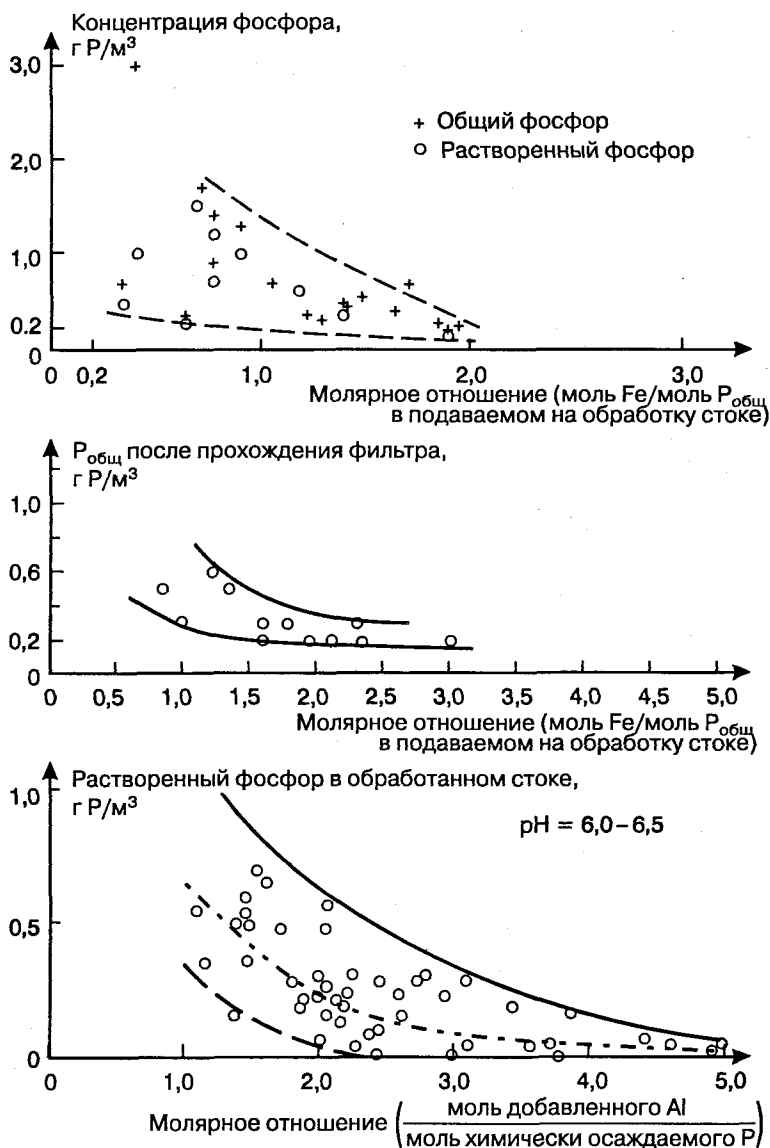


Рис. 10.22. Зависимость между концентрацией фосфора в обработанном стоке и молярным отношением металл/фосфор при одновременном осаждении. Вверху: очистная станция Хаслов (Дания) [10], в центре: станция Сохолт (Дания) [11], внизу: очистная станция в США [9].

**Таблица 10.3.** Удаление фосфора на контактном фильтре при осаждении  $\text{Fe}^{2+}$ ,  $\text{Fe}^{3+}$  и  $\text{Al}^{3+}$ . На фильтр поступает сток, прошедший обработку в реакторе при одновременном осаждении сульфатом железа (II) [1]

Осадитель	MR до фильтрации, $\text{Me}/\text{P}_{\text{раств}}$	До контактной фильтрации,		После контактной фильтрации (рН~7),		Удаленный P, $\Delta\text{моль P}_{\text{раств}}/\text{моль Me}$
		$\text{P}_{\text{общ}}$ г P/м <sup>3</sup>	$\text{PPO}_4$ г P/м <sup>3</sup>	$\text{P}_{\text{общ}}$ г P/м <sup>3</sup>	$\text{PPO}_4$ г P/м <sup>3</sup>	
$\text{Fe}^{3+}$	0,8	0,64	0,40	0,31	0,25	0,46
	1,1	0,40	0,29	0,24	0,16	0,40
$\text{Fe}^{2+}$	1,1	1,73	1,22	0,90	0,65	0,42
	1,2	3,87	3,30	1,71	1,55	0,44
	1,2	1,09	0,76	0,50	0,33	0,47
$\text{Al}^{3+}$	5,5	1,37	0,72	0,44	0,22	0,13
	0,3	—	1,61	—	1,23	0,79
	1,1	—	1,70	—	0,83	0,47
	1,4	—	1,14	—	0,34	0,50
	6,9	—	0,22	—	0,05	0,11
	7,7	0,58	0,27	0,19	0,05	0,11

**Таблица 10.4.** Содержание взвешенных веществ и фосфата в стоке, последовательно прошедшем одновременное осаждение сульфатом железа(II) и контактную фильтрацию [1]

	Взвешенные вещества, г ВВ/м <sup>3</sup>	Взвешенный фосфор, г P/м <sup>3</sup>
После стадии одновременного осаждения (= на входе на контактный фильтр)	$10 \pm 3$	$0,44 \pm 0,18$
После стадии фильтрования	$6 \pm 3$	$0,21 \pm 0,09$

В табл. 10.5 представлены значения параметров, описывающих процесс флокуляции.

Концентрация взвешенных веществ (частиц) в воде на конечной стадии осаждения зависит не только от флокуляции, но в большой степени от устройства отстойника и свойств взвешенных веществ.

В табл. 10.6 приводятся экспериментальные значения концентраций взвешенных веществ и содержания в них фосфора, из которых можно определить величину  $X_p$ .



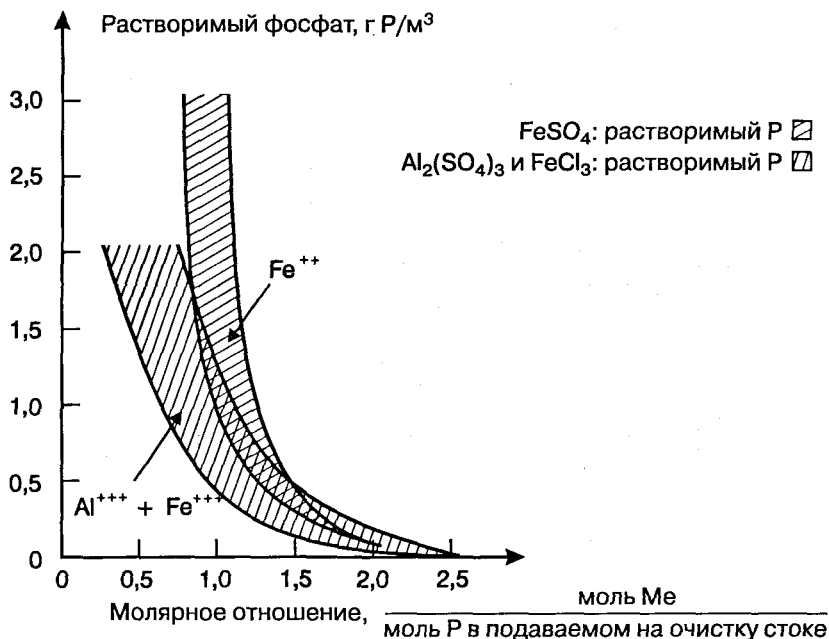


Рис. 10.23. Средняя концентрация растворенного фосфата  $S_P$  в воде после стадии одновременного осаждения в зависимости от количества добавленного осадителя ( $Me/P$ ). Изменения pH и концентрация кальция в исходной сточной воде не учитывались. Влияние этих факторов отражено на рис. 10.24. Концентрация кислорода составляла 25% от насыщения. Данные получены на очистной станции Лундтофте (Дания) [1].

Содержание фосфора во взвешенных веществах можно определить с помощью уравнения баланса, как это сделано в примере 10.1.

**Пример 10.6.** Необходимо удалить фосфор из городских стоков ( $1200 \text{ м}^3/\text{сут}$ ) путем одновременного осаждения хлоридом железа(III). Содержание фосфора в подаваемом на очистку стоке  $13 \text{ г P/м}^3$ , после обработки оно должно быть равно  $1,5 \text{ г P/м}^3$ .

Какое количество соли железа необходимо для осаждения?

Считается, что обработанный сток содержит  $15 \text{ г ВВ/м}^3$ , из которых фосфор составляет 3%, т. е. содержание взвешенного фосфора  $X_P$  равно  $15 \text{ г ВВ/м}^3 \cdot 0,03 \text{ г P/г ВВ} = 0,45 \text{ г P/м}^3$ .

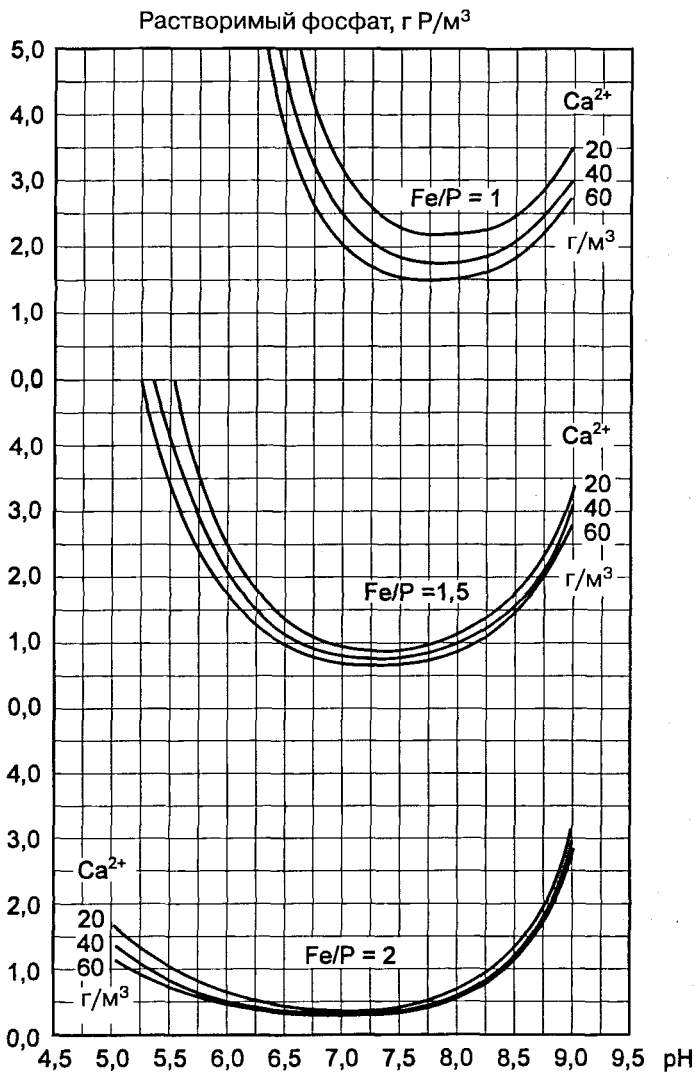


Рис. 10.24. Одновременное осаждение сульфатом железа(II). Зависимость концентрации растворенного фосфора от pH и концентрации кальция при различных значениях молярных соотношениях Fe/P (1,0, 1,5 и 2,0) [4].

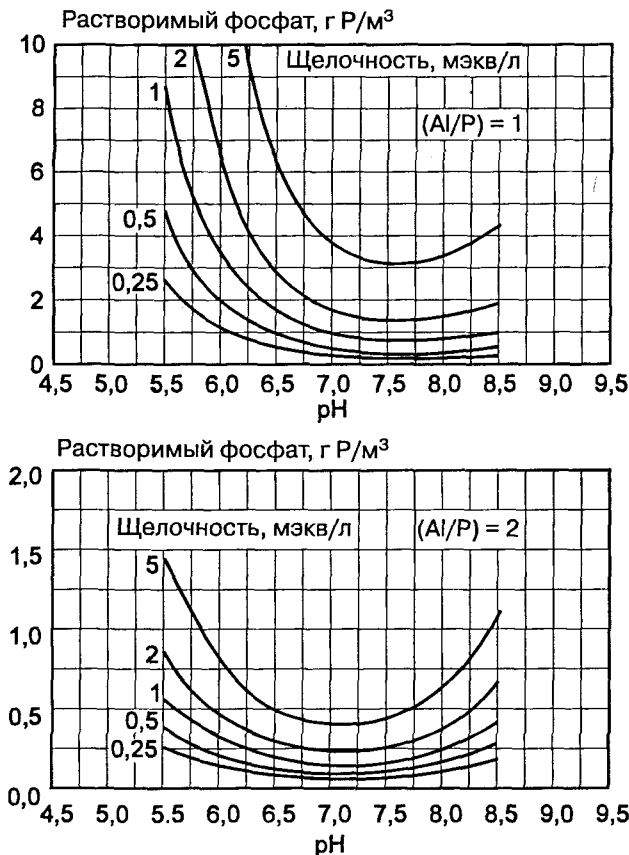


Рис. 10.25. Постсаждение Al(III). Зависимость концентрации растворенного фосфата от значения pH и щелочности. Концентрация кальция  $40 \text{ г/м}^3$ . Обратите внимание, что значения по оси ординат на двух рисунках различны [4].

Из выражения (10.18) можно найти содержание растворенного фосфора в обработанном стоке,  $S_P$ :

$$C_P = S_P + X_P, \quad (10.18)$$

$$1,5 = S_P + 0,45,$$

$$S_P = 1,05 \text{ г Р/м}^3.$$

Из рис. 10.23 находим, что для получения  $S_P = 1,05 \text{ г Р/м}^3$  молярное отношение должно быть равно  $0,7-1,2$  моль  $\text{Fe}^{3+}$ /моль P.

Таблица 10.5. Средний градиент скорости  $G$  и общее время гидравлического удерживания  $\theta$  [6]

Осадитель	$G, \text{с}^{-1}$		
	первая камера	промежуточная камера	последняя камера
$\text{Al}^{3+}$	40–50	15–25	10
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	30–40	15–20	10
$\text{Fe}^{2+} + \text{Ca}(\text{OH})_2$	25–35	10–20	10
$\text{Al}^{3+} + \text{полимер}$	50–70	30–40	10

Осадитель	$\theta, \text{мин.}$
$\text{Al}^{3+}$	40
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	20
$\text{Fe}^{2+} + \text{Ca}(\text{OH})_2$	20
$\text{Al}^{3+} + \text{полимер}$	30

Таблица 10.6. Экспериментальные значения концентрации взвешенных веществ в обработанном стоке после отстойника и содержание в них фосфора

Тип станции	ВВ, $\text{г}/\text{м}^3$	Фосфор в ВВ, %
Предосаждение (сток из первичного отстойника)	30–50	2–3
Предосаждение (сток из вторичного отстойника)	10–20	1–2
Одновременное осаждение	10–20	2–4
Постосаждение	5–10	10–20
Контактная фильтрация	3–8	2–4
Почвенные пруды после одновременного осаждения	5–10	2–4
Биологическое удаление фосфора	10–20	2–4

Если принять, что оно составляет 1,1 моль  $\text{Fe}^{3+}$ /моль Р, то моль  $\text{Fe}^{3+} = 1,1 \cdot \text{моль Р} = 1,1 \cdot (13 \text{ г Р}/\text{м}^3)/(31 \text{ г Р}/\text{моль}) = 0,46 \text{ моль } \text{Fe}^{3+}/\text{м}^3$ .

Необходимое количество хлорида железа должно составлять  $0,46 \text{ моль} = 0,46 \text{ моль} \cdot 162,5 \text{ г}/\text{моль} = 75 \text{ г } \text{FeCl}_3$  (100% чистоты)/ $\text{м}^3$ . Если техническая соль содержит, например, 32%  $\text{FeCl}_3$ , то для осаждения необходимо  $75 \text{ г}/\text{м}^3 / 0,32 = 234 \text{ г}/\text{м}^3$ .

#### 10.4.2. Связывание фосфора в почве

Адсорбционную емкость почвы часто выражают через максимальную емкость  $X_{\text{Р,а,макс}}$ . В этих целях можно использовать параметр

**Таблица 10.7.** Максимальная сорбционная емкость почв  $X_{P,a,макс}$  и адсорбция фосфора при содержании его в почвенных водах  $5 \text{ г Р/м}^3$ ,  $X_{P,a}$ . Представлены средние 35 значений, отбор почв проводился в шт. Нью-Йорк, США [14]

Глубина, см	Плотность почвы, $\text{г/см}^3$	$X_{P,a,макс}$ , $\text{мг Р/кг}$	$X_{P,a}$ при $5 \text{ г Р/м}^3$ , $\text{мг Р/кг}$	Катионообменная емкость (СЕС), $\text{мэкв/100 г}$
15	1,3	457	305	18,7
70	1,6	429	334	8,8
94	1,7	189	122	6,5

емкости почвы при заданной концентрации фосфора в почвенных водах, например,  $5 \text{ г Р/м}^3$ .

У различных типов почв самая разная способность адсорбировать фосфор. Максимальная емкость варьирует от  $20 \text{ мг Р/кг}$  для песчаных почв до  $500 \text{ мг Р/кг}$  для глинистых.

В табл. 10.7 представлены характеристики (средние 35 значений) верхних слоев почвы, взятой в шт. Нью-Йорк (США). Здесь же представлены значения СЕС (катионообменная емкость) для данного образца почвы. Этот параметр характеризует способность почвы связывать катионы, например  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Fe}^{3+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$ .

Если мы рассматриваем только процесс адсорбции/ионного обмена соединений фосфора в почве, не учитывая их последующего химического связывания, то получаем весьма приблизительную оценку сорбционной емкости почвы. В работе [8] предложена модель транспорта фосфора, которая учитывает его химическое связывание. Эта модель основана на уравнениях, описывающих связывание фосфора в почве, рассмотренных в разд. 10.2.4. Следует отметить, однако, что экспериментальная основа для оценки скорости осаждения пока еще не вполне разработана.

**Пример 10.7.** В так называемом «корневом процессе» для обработки сточных вод используется  $180 \text{ м}^3$  почвы с плотностью  $1,7 \text{ кг/л}$ . Максимальная сорбционная емкость  $X_{P,a,макс} = 110 \text{ мг Р/кг}$  почвы.

Нагрузка на сооружение  $10 \text{ м}^3$  воды/сут, содержание фосфора  $11 \text{ г Р/м}^3$ .

Сколько времени потребуется до достижения максимальной сорбционной емкости?

Считается, что в обработанном стоке содержится  $5 \text{ г Р/м}^3$ . Адсорбция в сутки составит:

$$10 \text{ м}^3/\text{сут} \cdot (11 - 5) \text{ г Р/м}^3 = 60 \text{ г Р/сут}.$$

Максимальная сорбционная емкость:

$$180 \text{ м}^3 \text{ почвы} \cdot 1700 \text{ кг/м}^3 \text{ почвы} \cdot 0,110 \text{ г Р/кг} = 33\,600 \text{ г Р},$$

что соответствует

$$(33\,600 \text{ г Р}) / (60 \text{ г Р/сут}) = 561 \text{ сут.}$$

Таким образом, если бы очистка стоков осуществлялась лишь вследствие адсорбции фосфора, то указанное сооружение проработало бы всего около года. Благодаря осаждению срок действия таких сооружений обычно много дольше.

## 10.5. Работа установок для удаления фосфора

Проблемы, связанные с эксплуатацией этих установок, мы рассмотрим в следующих подразделах:

- а. Проблемы безопасности.
- б. Механические проблемы и проблемы измерений.
- в. Операционные проблемы.

**а. Проблемы безопасности** Вещества, используемые для осаждения фосфора, являются либо кислотами средней силы ( $\text{Fe}^{3+}$ ,  $\text{Fe}^{2+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$ ), либо основаниями средней силы ( $\text{Ca}(\text{OH})_2/\text{CaO}$ ). Следовательно, обращаться с такими химическими реагентами следует достаточно осторожно, избегая их попадания в глаза и на кожу. Кроме того, необходимо помнить, что известь, как водная  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , так и безводная  $\text{CaO}$ , могут пылить. Поэтому, чтобы защитить оператора от пыли, дозирующая система должна быть закрытой.

**б. Механические проблемы и проблемы измерений** Если осаждение фосфатов проводится под действием солей железа и алюминия, то можно столкнуться с проблемой коррозии. Для изготовления труб и контейнеров целесообразно использовать полимерные материалы. Кроме того, следует учитывать возможность кольматации. Для осаждения обычно применяются вещества технической чистоты, которые содержат некоторое количество нерастворимых компонентов, а последние могут забивать изгибы труб, клапаны и т. д. Более того, нерастворимые вещества могут приводить к износу насосов. Так, например, сульфат алюминия

содержит примесь оксида алюминия, который является отличным шлифующим материалом.

Для осуществления мониторинга и контроля за процессом химического осаждения необходимо измерять значение рН. Однако из-за «обрастания» рН-электрода результаты измерений могут оказаться ошибочными, что приведет к ошибочному дозированию осадителей. «Обрастание» электродов также может мешать измерению проводимости, мутности, концентрации кислорода и т. д.

**в. Операционные проблемы** В данном случае под операционными проблемами мы понимаем проблему достижения необходимых показателей по содержанию фосфора в обработанном стоке. В этой связи следует различать растворенный и взвешенный фосфор, поскольку методы измерения указанных двух фракций различны.

При **одновременном осаждении** солями железа, обычно  $Fe^{2+}$ , следует учитывать два аспекта, которые могут повлечь за собой невозможность контроля концентрации кислорода в химико-биологическом реакторе и чрезмерную турбулентность, возникающую в результате аэрации.

Если реактор перегружен органическими веществами, то при одновременном осаждении могут создаваться анаэробные условия. В результате возможно восстановление  $Fe^{3+}$  до  $Fe^{2+}$  и в итоге высвобождение некоторого количества фосфора, зависящее от концентрации ионов кальция в воде. Количество высвобожденного фосфора особенно существенно при  $pH < 7$ .

К аэробным условиям можно вернуться, если сократить подачу органического вещества или усилить аэрацию, например, продувая большой поток воздуха через диффузор реактора с активным илом. Однако это может вызвать другую проблему: усиление турбулентных потоков будет приводить к разрушению химических и биологических флокулов и, следовательно, к повышению концентрации взвешенного фосфора в обработанном стоке. Из табл. 10.5 и рис. 10.17 видно, что оптимальная флокуляция происходит при значении среднего градиента скорости  $G=10-50 \text{ с}^{-1}$ . Однако в аэротенке на станции с активным илом  $G$  может достигать  $100-200 \text{ с}^{-1}$ , иными словами быть значительно выше оптимальных значений. Следовательно, необходимо осуществлять подачу кислорода так, чтобы возможность образования турбулентных потоков была минимальной, например, использовать мелкопузырчатую систему аэрации вместо крупнопузырчатой.

Наконец, на тех станциях, где проводится одновременное осаждение солями железа, при средней нагрузке на реактор ( $V_x = 0,2-0,4$  кг БПК/(кг ВВ · сут)), возможно пенообразование. Это связано с развитием в аэротенке определенного вида микроорганизмов (актиномицетов). При низкой нагрузке на реактор этой проблемы не возникает [12].

При осаждении солями алюминия высвобождения фосфора в анаэробных условиях не происходит.

В заключение следует также отметить важность контроля рН при одновременном осаждении при малых количествах осадителя, т. е. при молярном отношении около 1.

Наиболее ощутимой проблемой, возникающей при **постосаждении и контактной фильтрации** с применением солей железа и алюминия, является сильное влияние щелочности воды при относительно низких дозах осадителя. Для понижения щелочности, а следовательно, и концентрации фосфата необходимо добавление кислоты. Можно, например, добавить серную или соляную кислоту или увеличить количество осадителя (который сам по себе является кислотой), или можно также ввести в процесс биологической очистки стадию нитрификации, поскольку эта реакция идет с понижением щелочности.

Понизить содержание фосфата можно также, возвращая химический осадок, образующийся на стадии постосаждения, в реактор, где происходит биологическая очистка, иными словами, объединяя постосаждение и одновременное осаждение. При этом используется сорбционная емкость химического осадка для удаления фосфатов на биологической стадии, где концентрация фосфатов несколько выше, чем в реакторе постосаждения.

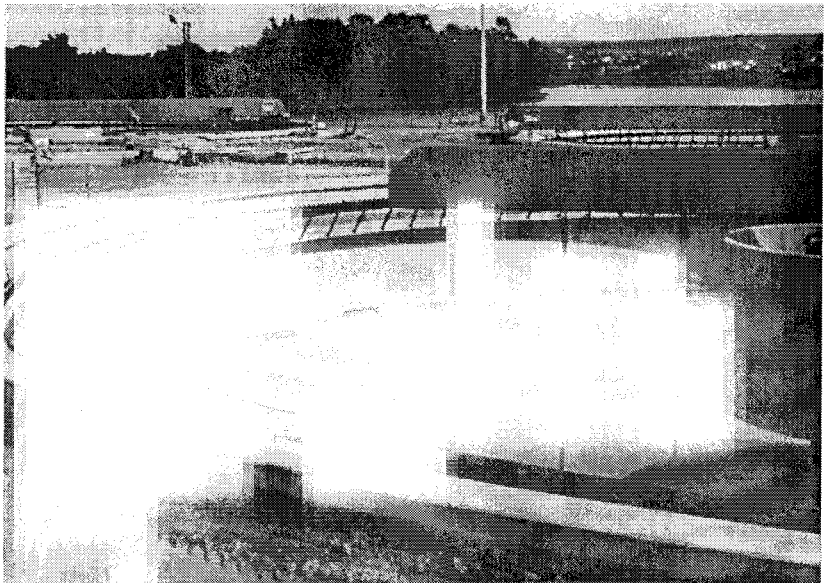
При постосаждении также могут возникать проблемы, связанные с удалением фосфора, содержащегося во взвешенном веществе. Одна из причин — использование неоптимального значения  $G$ . Можно оптимизировать условия турбулентности в реакторе или добавлять в реакционную смесь органические полимеры, которые увеличивают механическую прочность флокул, см. рис. 10.17. Кроме того, можно возвращать химический осадок из вторичного отстойника в камеру флокуляции, что приведет к увеличению объемной фракции флокул  $\Phi$ .



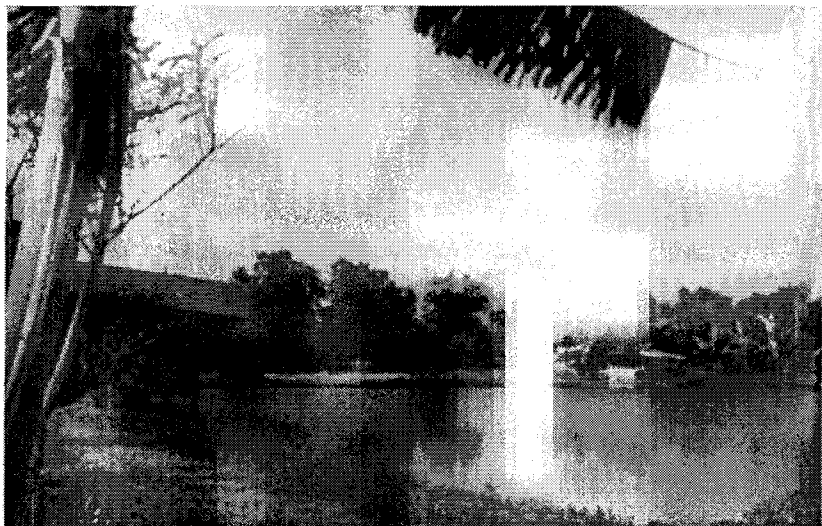
## Литература

1. *Arvin E., Petersen G., Skarup J.*, Fosforfjernelse fra bospildevand med jern- og aluminiumsalte. Volume 1. Teoretisk baggrund og forsøgsresultater. (Phosphorus removal from municipal wastewater with iron and aluminium salts. Volume 1, Theoretical background and experimental results). Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark (1981). (Rep. 80-67).
2. *Harremoës P., Henze M., Arvin E., Dahi E.*, Teoretisk vandhygiejne. (Water Chemistry). 3rd ed. Polyteknisk Forlag, Lyngby, Denmark (1989).
3. *Legeros R. Z.*, Apatites in Biological Systems. *Prog. Crystal Growth Charact.*, 4, 1-45 (1981).
4. *Rich G. L.*, Unit processes of sanitary engineering. John Wiley & Sons, New York, N.Y. (1963).
5. Boliden, AVR Flockning. (AVR Flocculation). Boliden AB, Helsingborg, Sweden (1970).
6. *Ødegaard H.*, Orthokinetic nocculation of phosphate precipitates in a multicompartiment reactor with non-ideal flow. *Prog. Water Technol.*, 10, (Suppl. 1), 61-88 (1979).
7. *Eikum A. S., Ofte J., Balmer P.*, Kjemisk felling av kommunalt aviepsvann. PRA prosjektkomiteen for rensning av aviepsvann. (Chemical precipitation of municipal effluent. The PRA project committee for the treatment of effluent). Norsk Institutt for Vannforskning, Oslo, Denmark (1979). (PRA User report PRA 24).
8. *Enfield C. G.*, Modelling phosphorus sorption and movement in soils in relation to septic tank leach fields. In: Eikum, A.S. and Seabloom, R.W. (eds.): Alternative wastewater treatment. Low-cost small systems, research and development. Proceedings of the Conference held in Oslo, September, 1981, pp 153-168 (1982). D. Reidel Publ. Co., Dordrecht.
9. EPA; Process design manual for phosphorus removal. U.S. Environmental Protection Agency, Cincinnati, OH (1976). (EPA 625/1-76-001a).
10. *Thorsen E., Lynggaard-Jensen A., Sørensen P.E.*, Simultanfældning og filtrering. Delrapport 1: Undersegelser afgangtidslufter med simultanfaeldning og kvaslstoffjernelse samt tomedia-filtrering. (Simultaneous precipitation and filtration. Subreport 1: Examination of extended aeration with simultaneous precipitation and nitrogen removal and two media filtration). (Søholt treatment plant). The Water Quality Institute, ATV, Hørsholm, Denmark (1981).
11. *Andersson L. G., Sørensen, P. E.*, Simultanfældning og filtrering. Delrapport 2: Undersøgelse af langtidsluftere med simultanfaeldning. (Simultaneous precipitation and nitration. Subreport 2: Examination of extended aeration with simultaneous precipitation). Haslev treatment

- plant and Slagslunde treatment plant. The Water Quality Institute, ATV, Hørsholm, Denmark (1981).
12. *Andersson L. G., Sørensen P. E.*, Simultanfældning og filtrering. Delrapport 3: Undersøgelse af simultanfældning i normalt belastet aktiv-slamanlæg (forsøgsanlæg i Valby). (Simultaneous precipitation and filtration. Subreport 3: Examination of simultaneous precipitation in a normally loaded activated sludge plant (test plant in Valby). The Water Quality Institute, ATV, Hørsholm, Denmark (1981).
  13. *Arvin E.*, Biological-chemical phosphorus removal. Laboratory and pilotscale experiments. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark (1978). (Rep. 78-1.)
  14. *Tofflemire T. J., Arnold R., Chen M.*, Phosphate adsorption capacity and cation exchange capacity of 35 common soil series in New York. In: State of knowledge in land treatment of Wastewater, International Symposium, New Hampshire, vol. 2, pp. 89-96 (1978). U.S. Army Corps of Engineers, Cold Regions Research and Engineering Laboratory, Hannover, NH.



Вторичный отстойник. Это последняя стадия перед постосаждением сульфатом алюминия, флокуляцией и флотацией (Северная станция очистки воды, Бразилия, Бразилия).



Фосфор можно также удалять в прудах с водорослями (или рыбой). Сооружение слева — это свинарник со щелями в полу (АИТ, Таиланд). Альтернативные методы очистки стоков используются преимущественно в развивающихся странах. Однако в последние годы интерес к «корневым процессам», станциям очистки серых стоков и станциям с аквакультурой возрастает и в развитых странах.

## Глава 11

# Особенности моделей, их калибровка и применение

*Поль Армоэс (Poul Harremoës)*

За период жизни одного поколения инженерный подход к строительству станций очистки воды изменился от сугубо прагматичного до научно обоснованного. Прагматичный подход основан на опыте строительства и эксплуатации станций, приобретенном методом проб и ошибок, научный подход — на описании причинно-следственных связей, в основном в математической форме. Преимущество научного подхода заключается в том, что взаимосвязи, положенные в основу проектирования, являются гораздо более универсальными, чем выявленные в ограниченном диапазоне опытов. Из общего инженерного опыта следует, что обобщенное научное описание наилучшим образом соответствует реальной ситуации, а также более успешно может быть применено для описания условий, выходящих за узкие пределы опытных данных.

### 11.1. Прагматизм и теоретические модели

#### 11.1.1. Инженерное мастерство

Прагматизм служил хорошим базисом для развития инженерии на протяжении столетий и даже тысячелетий. Искусство строительства сооружений и создания машин было надежной основой для развития, однако соединение этого искусства с наукой улучшило практику и расширило перспективы во всех инженерных областях. По сути подход к строительству очистных сооружений претерпел трансформацию от абсолютно прагматичного до научно обоснованного. Наиболее вероятная причина этого заключается в сложности биологических процессов, задействованных в очистке сточных вод. Однако известны и исключения. Теория аэрации была разработана в начале 1900-х годов. Эта простая теория пропорциональности стала применяться с введением в строй первой станции очистки воды,

работающей на активном иле. «Нет ничего более практичного, чем хорошая теория».

Практика проектирования очистных сооружений основывалась на рекомендациях по нагрузке и простых эмпирических правилах не более чем поколение назад. Этот простой подход описан в предыдущих главах книги в приложении к самым разным станциям очистки. Он не устареет никогда, поскольку простота всегда будет привлекать практиков.

### 11.1.2. Научно обоснованный детерминистский подход

Сложность современных очистных сооружений трудно ограничить рамками проектирования по простым эмпирическим правилам. Сочетание нескольких различных процессов на одной станции (удаление органических соединений, нитрификация, денитрификация, биологическое удаление фосфора) требует систематизации и структурирования опыта. Математическая формулировка модели вводит такую систематизацию и структурирование. Это создает основу для понимания природы процесса и синтезирования накопленного опыта.

Необходимо понимать, что математическое описание транспорта и процессов является идеалистическим, оно основано на формальной логике и может быть приведено в соответствие с реальностью только посредством опыта. Пользуясь философскими терминами, можно сказать, что математическое описание основывается на дедукции, оперирующей логическими правилами математики на основе некоторых приближений, но применение в инженерной практике может достигаться только путем индукции, т. е. на основе опыта.

Такой подход в его идеалистической форме называют *детерминистским*. Если считать, что принятые предположения обоснованы, а параметры модели верны, то заданная информация на входе в систему приводит нас к единственному решению. Это основополагающее допущение следует иметь в виду при всех обстоятельствах, поскольку от такого идеалистического представления существует множество отклонений. Однако достоинство рассматриваемого подхода в том, что детерминистские структуры универсальны по своей природе, и в той степени, в которой это оправдано, возможно их применение в областях, не охваченных опытом. Практика использования моделей состоит в том, чтобы применить это их качество, но в то же время сознавать идеалистичность подхода, который на самом деле может не совпадать ни с реальностью, ни с тем, что создатель

модели хочет предположить. Использование моделей создает целый новый набор подходов в инженерной практике. В настоящее время чисто эмпирический подход заменяется научно обоснованным, т. е. наблюдается некая переходная стадия.

### 11.1.3. Структура моделей, переменные, параметры и движущие силы

Формулировка модели основывается на перечисленных ниже компонентах.

#### *Структура модели*

Структура детерминистской модели заключается в математической формулировке всех законов природы, которые считаются важными для моделирования работы станции очистки. Детальная детерминистская модель основана на редукционистском подходе, в котором все существенные явления описываются в деталях и встраиваются в общую модель в соответствии с фундаментальными принципами интеграции подобно уравнениям массового баланса для воды и каждого компонента системы. Эти законы и уравнения массового баланса были описаны в предыдущих главах книги.

#### *Переменные модели*

Любая модель содержит переменные, например концентрацию вещества или биомассы, которые являются дескрипторами характеристик модели.

#### *Параметры модели*

Структура модели и связанные с ней законы содержат параметры, которые вместе с формулировкой законов моделируют поведение системы. Хотелось бы использовать настолько универсальные законы, чтобы эти параметры были инвариантны, т. е. были бы постоянными вне зависимости от условий и предыстории системы. Однако в реальности структура модели не всегда обладает такой универсальностью, чтобы параметры были абсолютно универсальными. В действительности, некоторые параметры вовсе не являются постоянными, поскольку они зависят от условий или включают детали, не учитываемые используемыми законами, а следовательно, и структурой модели. Важно, чтобы параметры были хорошо идентифицированы, а их выбор был связан с конкретными условиями.

### *Движущие силы*

С помощью модели можно имитировать причинно-следственные связи, возникающие в результате действия на систему внешней нагрузки, и в итоге проанализировать влияние выбранных нагрузок на систему. Эти внешние нагрузки необходимо определить или предположить. Детерминистская модель позволяет рассчитать данные на выходе строго в соответствии с выбранными данными на входе.

Суть моделирования состоит в выборе модельной структуры, которая отражает ключевые особенности интересующего нас процесса. При этом можно основываться на заведомо известных данных, а также на недорогостоящих исследованиях конкретных условий. Целью является получение надежных результатов, которые могли бы применяться на практике.

## **11.2. Применение моделей**

Модели могут применяться в изложенных ниже целях.

### **11.2.1. Инструмент планирования**

Станции очистки — всего лишь одно звено в значительно большей системе управления водными ресурсами. Эта система очерчена бассейном канализования, в котором работает очистная станция, превращая грязную воду в очищенную перед тем, как ее сбросят из городской канализации в открытые водоемы. Такая система очень сложна, и управлять ею непросто. В последние годы был проведен анализ возможности управления с помощью моделей для всей системы канализования и для локальных городских систем канализования, что требует интеграции моделей очистных сооружений с моделями канализационных систем и принимающих водоемов. В моделях такого масштаба и сложности могут найти отражение только наиболее важные особенности систем.

### **11.2.2. Анализ процессов на действующих станциях**

Проводить исследования уже существующих станций приходится потому, что либо они функционируют не так, как предполагалось, либо их необходимо реконструировать, например, включить процессы удаления азота и фосфора. В процессе такого исследования обра-

батывается очень большое количество экспериментального материала, что представляется чрезвычайно важным. В принципе модель можно подогнать под конкретные данные, а затем использовать при анализе возможности улучшения ситуации. Однако это выполнимо только в том случае, если имеются такие экспериментальные данные, которые можно применить для подгонки модели.

### 11.2.3. Проектирование новых станций

Если мы имеем дело с новыми станциями, информации, которая могла бы понадобиться при различных условиях их функционирования в будущем, явно недостаточно. Прогнозированию в таком случае будет присуща неопределенность, и при проектировании эту неопределенность необходимо учитывать. Поэтому часто на практике используют традиционные правила подхода к проектированию, вполне оправданные из-за неопределенности прогнозирования. Однако в ответственных случаях важно протестировать действие сложных станций при предполагаемых нагрузках и определить чувствительность проекта к изменениям входных данных.

### 11.2.4. Контроль работы станций в реальном времени

Эксплуатация очистных сооружений традиционно основывается на фиксированных параметрах и ручном контроле процесса. Однако развитие данной области демонстрирует полезность динамического контроля. Это дает ряд несомненных преимуществ: лучшее качество очистки, энергосбережение и экономия химических веществ. Контроль работы станций очистки воды в реальном времени пока еще находится в начале своего воплощения, и предложено немало подходов к его внедрению [28].

#### *Контроль, основанный на фиксированных правилах*

Идея такого контроля заключается в следующем: функционирование станции контролируется автоматически на основе фиксированных правил, связанных по принципу «если — то». Таким способом фактически и осуществлялся контроль за работой станций. В отличие от этой традиционной манеры управления сегодня в качестве основы для фиксированных правил служит информация, получаемая с помощью датчиков. Моделирование позволяет протестировать адекватность этих правил и улучшить их путем



опробования модели данной станции на основе экспериментальной информации.

### *Оптимизация контроля в реальном времени*

Оптимизация контроля требует модели, работающей в режиме реального времени. Оптимизация основана на целевой функции, учитывающей важные параметры процесса и результаты, связанные с его выполнением. Это может быть понижение стоимости процесса или улучшение качества обработки стоков, или и то, и другое. Используя модель станции, можно предсказать работу станции, исходя из предполагаемых данных на входе. Операционные параметры анализируются с целью выбора желаемых значений целевой функции (минимальных или максимальных). Модель может приводиться в соответствие с самыми последними данными либо периодически, либо в режиме реального времени, и в результате этого можно наметить пути улучшения эксплуатационных показателей. Такая система довольно сложна. Чтобы она не была такой огромной и чтобы ее можно было использовать в режиме реального времени, необходимо упрощать входящие в нее модели.

#### **11.2.5. Модели как инструменты исследования**

До сих пор в работе очистных сооружений еще не все до конца понятно и не все описано. Модели могут служить инструментом, помогающим анализировать информацию, полученную в соответствующих исследованиях. Выбранная модель должна давать конкретное описание исследуемого процесса, чтобы можно было понять, какое из возможных объяснений более приемлемо в данном случае или даже более того — чтобы показать универсальность того или иного явления.

#### **11.2.6. Уровень агрегации**

Уровень агрегации означает уровень детализации или разрешения в описании результата. Определяется он инженерной задачей. Предельные случаи: для планирования необходим низкий уровень агрегации, а для исследовательской работы — высокий уровень агрегации в данном процессе. В интегральной модели р. Рейн требуется невысокий уровень детализации и разрешения во времени

и пространстве, все неопределенности сглаживаются при интеграции в систему. В то же время конкретное исследование работы существующей станции очистки в период дождей требует высокого разрешения по времени, чтобы можно было учитывать быстрые изменения параметров процесса при кратковременных изменениях нагрузки, вызванных дождем.

Необходимый уровень агрегации определяет уровень сложности выбираемой модели. При выборе структуры модели всегда стремятся найти компромиссное решение. Решать указанную проблему нужно, исходя из тех задач, которые стоят перед вами. Этот выбор мы обсудим подробнее в разд. 11.3.

## 11.3. Калибровка модели и оценка параметров

### 11.3.1. Структура модели

В понятие модели входят структура модели, ее переменные и параметры. Идеальная модель максимально универсальная. Оглядываясь на предыдущие 500 лет развития науки, можно сказать, что воплотить это не так-то просто, накопление информации происходит с затратой соответствующего времени. Идеальная модель — это простая модель, которая, как показывает метод индукции, полностью отвечает масштабам требуемых инженерных приложений.

Никто не будет сомневаться в универсальности концепции массового баланса в качестве надежного инструмента для моделирования. Другой вопрос, с какой точностью мы можем обозначить компоненты, входящие в эти уравнения. Приведем пример. Уравнения, описывающие рост бактерий, хорошо известны, см. выражения (3.1) и (3.2) в разделе 3.2.1. Несмотря на то, что эти уравнения являются общепризнанной формулировкой роста и прироста, также хорошо известно, что они представляют собой всего лишь упрощенное описание гораздо более сложной реальной системы взаимодействий между организмами и окружающей средой, управляемой ферментативными активностями. Безоговорочно принимается, что эти выражения применимы и что три входящие в них параметра — максимальная скорость роста, коэффициент прироста биомассы и константа насыщения — являются постоянными. Приемлемо ли это предположение, целиком зависит от конкретных инженерных проблем. Искусство применения моделей состоит в понимании того, когда подобные предположения являются достаточно хорошей аппроксимацией данной ситуации к действительности. Достичь

этого можно исключительно путем индукции, т. е. опытным путем. Преимущество подобных формулировок состоит в том, что модель представляет собой упрощенную конденсированную форму гораздо более сложного опыта, для которого отсутствует структура, иным образом связанная с опытом. Формулировка может претендовать на универсальность только в пределах накопленного опыта.

Проблема универсальности является решающей. Невозможно провести научное исследование применимости всех компонентов модели для каждого практического случая. Объявляя ту или иную формулировку универсальной, полагаются на априорные знания законов природы и их применимости. Цель данной книги по сути дела состоит в том, чтобы представить в сжатой форме те знания, которые применимы для моделирования очистных сооружений.

Трудно протестировать структуру модели иначе как методом проб и ошибок в сравнении с суммой априорных знаний. Однако в каждом конкретном случае следует внимательно анализировать отклики модели с точки зрения ее применимости. Проиллюстрируем это несколькими примерами.

Нитрифицирующие бактерии чувствительны к присутствию ингибиторов в коммунальных стоках (см. разд. 3.4.4). Ингибирование может привести к необходимости в изменении вида уравнения роста и (или) значений констант. Для описания таких ситуаций существует несколько новых формулировок уравнения роста и введены новые параметры.

Коэффициент прироста биомассы не является константой, поскольку бактерии способны накапливать питательные вещества и использовать их позднее. Описание этого явления требует новой формулировки уравнения роста, см. гл. 3.

Изменения популяции в реакторах может влиять на свойства бактерий, поэтому уравнения роста и (или) его параметры могут меняться. Простого набора опций для альтернативных формулировок уравнений в этом случае не существует.

### 11.3.2. Калибровка, верификация и оценка параметров

При любом применении модели важно определить параметры, которые описывают интересующую ситуацию. Некоторые параметры достаточно хорошо определены, они являются априорными. Это относится к ускорению силы тяжести, вязкости воды, некоторым стехиометрическим константам и т. д. Никто из тех, кто занимается моделированием очистных сооружений, не определяет указанные

параметры на основе конкретных локальных исследований. Напротив, в ряде ситуаций известно, что параметры зависят от конкретных условий и должны определяться на их основе. Этот очень важный процесс осуществляется в несколько этапов

### *Калибровка параметров*

Наиболее часто для подгонки модели к реальной ситуации используют процедуру, называемую *калибровкой*. Этот подход основан на определении временных серий зависимостей между нагрузкой на очистное сооружение и соответствующими концентрациями обработанных стоков. Такая комбинация данных на входе и выходе отражает превращение вещества, осуществляемое при работе станции, т. е. именно то, что и должна имитировать модель. Теперь задача состоит в том, чтобы, меняя параметры модели, добиться наилучшего совпадения с выходными данными по обработанному стоку. Обычно это делают эмпирически — методом проб и ошибок. Наилучший набор параметров — тот, который приводит к наименьшему стандартному отклонению в разности между реальными и модельными данными.

### *Верификация параметров*

Для оценки результатов работы модели с уже выбранными параметрами необходимо использовать новые серии зависимостей между нагрузкой и концентрацией на выходе. Это необходимо для того, чтобы сверить совпадение модели и реальной системы без подгонки параметров. Такую процедуру часто рассматривают как оценку качества модели. Называют этот этап *верификацией*. На практике половину данных из серий используют для калибровки, а остальные данные — для верификации работы модели.

Причины для беспокойства при интерпретации результатов, безусловно, имеются:

— Не существует никакой гарантии, что другой набор параметров не приведет к такому же совпадению модели и реальности. Другими словами, набор параметров, определяемый в данной процедуре, не является единственным. Действительно, если число параметров, которыми вы можете манипулировать, достаточно велико, то в нахождении хорошего совпадения не будет особых затруднений, как это показано ниже.

— Набор данных может не содержать информации, позволяющей определять параметры на их основе. Некоторые параметры могут быть *неидентифицируемыми* на основе данной серии экспериментальных данных, см. ниже.

— Предположим, что две серии данных идентичны по своим статистическим характеристикам (относятся к одной и той же статистической популяции). В такой ситуации не следует и ожидать расхождений при верификации модели, за исключением вариаций внутри стандартного отклонения. Почему бы тогда не использовать целые серии для определения стандартного отклонения подгонки и рассматривать это отклонение как меру подгонки.

— Предположим, что две серии данных различаются по статистическим характеристикам, тогда весь подход является неверным, а результат может быть справедливо оценен как непригодный. Однако, причина здесь может быть в недостаточном наборе параметров. Может быть более благоразумно использовать для калибровки целые серии данных, поскольку более широкий диапазон информации приведет к лучшей калибровке.

Процедура калибровки/верификации имеет одно несомненное достоинство:

— Эта процедура может выявить *сверхпараметризацию*, т. е. из информации, предоставленной конкретной серией данных, требуется определить слишком много параметров. В таком случае при калибровке может быть получен хороший результат, но он не выдержит верификации. На самом деле большинство моделей *эмпирически недоопределены* сериями данных, поскольку используемые на практике данные содержат недостаточно информации.

При усложнении модели увеличивается число параметров, которые должны быть прокалиброваны. Существуют примеры того, как усложнение и детализация модели приводит к ухудшению ее соответствия и предсказательной способности в результате сверхпараметризации.

Тенденция такова, что в зависимости от качества наборов данных лишь небольшое число строго определенных параметров может быть прокалибровано таким способом. Решение проблемы состоит в том, чтобы выбрать, какие параметры нужно калибровать, а какие рассматривать как определенные априорными знаниями. Искусство состоит в правильном выборе параметров для калибровки, поскольку они должны определяться из доступного набора данных, а априорных знаний должно быть достаточно для приписывания остальным параметрам их значений.

### *Оценка параметров*

Для оценки параметров существуют статистические процедуры. Их ценность в том, что они могут быть применены для определения оптимальных значений параметров, которые удовлетворяют выбранным статистическим критериям. В результате такой процедуры будет выявлена неопределенность, с которой подобраны параметры, а также идентифицируемость их на основе доступных данных. В результате работы будет также установлено стандартное отклонение соответствия модели и информации, использованной для ее калибровки. Это те процедуры, которые следует рекомендовать. Проблема в том, что они очень трудоемки и весьма специализированы в применении.

### *Планирование эксперимента*

Из опыта известно, что на практике применение моделей основано на неадекватных данных. Сам того не осознавая, автор модели применяет ее к неподходящим данным и считает, что калибрует модель для практического использования. Как следствие, модель может быть экстраполирована далеко за пределы того диапазона, который был охвачен экспериментальными данными, и за пределы применимости модели.

Решение проблемы состоит в планировании эксперимента. Основное правило такого подхода требует, чтобы экспериментальные данные содержали сведения, необходимые для идентификации искомого параметра. Проиллюстрируем это примером. Если мы хотим определить значение  $K_S$  в уравнении роста, то довольно очевидно, что из эксперимента должны быть получены значения скоростей роста, соответствующие концентрациям ниже  $2K_S$ . Если такие данные отсутствуют, то определить  $K_S$  не представляется возможным. Однако в обычной процедуре калибровки отсутствует указание не фиксировать значение  $K_S$ , кроме тех случаев, когда метод проб и ошибок покажет, что изменения  $K_S$  не влияют на качество модели. В более сложном случае необходимо провести анализ чувствительности модели к параметру  $K_S$ . Если данные, относящиеся к необходимому диапазону концентраций, отсутствуют, то приходится считать  $K_S$  априорно известной величиной. Реальная альтернатива заключается в таком планировании эксперимента, которое позволило бы найти значения скоростей в том диапазоне концентраций, из которого можно рассчитать величину  $K_S$ , т. е.

сделать  $K_S$  идентифицируемой из конкретных экспериментальных условий. Это рассуждение применимо ко всем параметрам, определяемым на основе данного параметра, например для нахождения  $\mu_{\max}$  через  $K_S$  и  $Y_{\max}$ .

Суть в том, чтобы серии данных отражали возмущения, вызываемые кратковременными изменениями нагрузки, перекрывая максимально возможный диапазон ситуаций. Сказанное выше представляет интерес применительно к проводимым на станции процессам. Для получения адекватной информации необходимо, чтобы станция очистки работала при максимально возможных изменениях условий, но без ухудшения качества обработанных стоков. В стандартной же практике работы на станции очистки пытаются поддерживать максимально возможную стабильность условий. Забавно, но в таких условиях можно получить лишь минимальную информацию о кинетических закономерностях процесса.

В заключение следует сказать, что используя моделирование, необходимо проявлять особое внимание к предъявляемым конкретным требованиям, необходимо выбрать надлежащую структуру модели и соответствующий подход к определению параметров модели. Одни параметры могут быть адекватно определены из априорных данных, и им должны быть приписаны соответствующие значения, другие должны быть определены для конкретной ситуации. Это требует планирования эксперимента, в котором либо определяют связь между данными на входе и выходе при адекватных возмущениях системы, либо проводят соответствующие эксперименты в лаборатории или в режиме реального времени на действующей станции очистки.

### *Неопределенность модели*

Любое предсказание на основе моделирования содержит некоторую неопределенность. Величину этой неопределенности можно установить при оценке параметров или из стандартного отклонения, однако, экстраполировать данные следует достаточно осторожно. Неопределенность экстраполяции можно оценить, если принять, что структура модели является хорошей аппроксимацией реальности и что параметры модели являются постоянными величинами, подверженными только статистическим изменениям. Любое предсказание в действительности должно предсказывать усредненную характеристику процесса и давать оценку неопределенности. На

сегодняшний день информация о неопределенности так же важна, как и предсказание усредненных характеристик процесса.

Важными инструментами для оценки неопределенности модели служат анализ чувствительности и распространение ошибки.

### *Анализ чувствительности*

При анализе чувствительности каждый параметр оценивается с точки зрения его важности для конечного результата. Такой анализ позволяет оценить важность каждого параметра в рассматриваемом диапазоне действия. Это важно для выяснения вопроса, какие параметры можно считать фиксированными на основании априорных знаний, а какие следует определять экспериментально.

### *Распространение ошибки*

Распространение ошибки — это способ оценки неопределенности предсказания. Он состоит в комбинировании неопределенностей всех параметров и всех данных на входе, выбранных из априорных данных, для определения влияния неопределенности на окончательный результат предсказания. Оценить неопределенность предсказания можно, в частности, методом Монте-Карло, основанном на многократном испытании модели со случайно подобранными параметрами в соответствии с их априорно известным статистическим распределением. Таким образом определяется статистическое распределение данных на выходе.

## **11.4. Проектирование станций очистки воды**

### **11.4.1. Идентификация проблемы**

Проектирование в данном контексте понимается как определение конфигурации и размеров каждого компонента линии очистки — от входа до выхода. Это может быть создание оригинального проекта в том случае, если станция очистки ранее не существовала, или же модернизация существующей станции, обычно проводимая с целью расширения ее возможностей от традиционного удаления БПК до удаления азота и фосфора.

Важным элементом проектирования является выбор параметров, характеризующих подлежащий обработке сток. Это касается объема стока и типичных концентраций содержащихся в нем веществ (см. гл. 1), и то, и другое можно измерить. Неопределен-



ность заключается в оценке условий, в которых станции очистки предстоит работать.

Необходимо выбрать уровень проектирования.

— Очень маленькие станции, например предназначенные для обработки стоков, поступающих из дома, в котором живет одна семья, проектировать не нужно, можно использовать уже готовые проекты станций, подходящих по масштабам.

— Небольшие станции, предназначенные для деревень или малых городов, в которых отсутствуют промышленные стоки, можно проектировать на основе хорошо известных правил по нагрузке.

— Для более крупных станций, предназначенных для обслуживания городов среднего размера или для обработки промышленных стоков, проектирование должно основываться на известных правилах. Однако было бы разумно проверить проект, проведя компьютерное моделирование предполагаемых нагрузок.

— Станции очистки в больших городах необходимо проектировать, и проекты эти проверять с помощью моделей. Моделирование должно включать анализ чувствительности процесса к различным нагрузкам и параметрам и учитывать возможное будущее изменение нагрузки. Необходимо провести изучение работы пилотной установки, для того чтобы выявить возможные проблемы, проверить значения параметров и функциональность модели.

Как описано в гл. 1, нагрузка характеризуется стандартными параметрами, например  $Q_{ч,ср}$  или  $Q_{ч,макс}$ . Это удобно для обычного проектирования, но если используется моделирование, гораздо лучше проверить модель на основании экспериментальных (или предполагаемых) значений суточных колебаний и краткосрочных колебаний, например в период дождя. Это же относится к изменению температуры и концентрации.

Два рассматриваемых ниже примера иллюстрируют использование моделей для проектирования систем с активным илом и с биофильтром.

### Пример 11.1. Моделирование системы с активным илом

Для проектирования систем с активным илом существуют компьютерные программы различной степени сложности. Большинство программ основаны на модели IAWQ для активного ила, ASM № 1 и 2 [1, 2]. Важная характеристика программы — это набор параметров процесса, представленный в табл. 11.1.

Чтобы использовать модель, необходимо охарактеризовать входящие данные, т. е. поток и концентрацию сточной воды. Если нельзя провести детальный анализ, то следует оценить эти параметры

из данных табл. 1.7–1.10. Для проектирования станций очистки обычных городских стоков оценочных данных обычно бывает достаточно. Если предполагается очистка промышленных и нетипичных городских стоков, необходим детальный анализ воды в данной или в аналогичной системе.

Необходимо также выбрать параметры модели, как об этом говорилось в предыдущем разд. 11.3. Метод калибровки непригоден для проектирования станции, поскольку станции, на которой можно провести калибровку, пока не существует. Единственная возможность — это оценить значения параметров на основании априорных знаний, накопленных в результате многочисленных исследований. Для оценки городских стоков можно воспользоваться данными табл. 11.2.

Приведенные в ней величины заимствованы из трех источников, в которых использовались три различные программы. Обратите, пожалуйста, внимание на разницу в параметрах, которые в иных обстоятельствах считались бы инвариантными. Причины того, что параметры изменяются, могут быть следующими:

— Исследования проводились в разных условиях (разный климат, разные характеристики стоков, разные методы измерения).

— Статистический разброс наблюдается всегда.

— Используются модели различной структуры, что безусловно влияет на значения параметров. Например, если параметры роста определены на основе экспериментальных данных, то значения  $\mu_{\max}$  зависят от числа членов в уравнении Моно.

— Набор параметров может определяться из доступных данных не единственным способом, и следовательно, параметры могут быть взаимозависимыми. Например, если параметры роста определены из экспериментальных данных, то значения  $\mu_{\max}$  зависят от значений  $K_S$ , использованных в уравнениях Моно.

Хорошим примером, иллюстрирующим последний тезис, является взаимосвязь между коэффициентом прироста биомассы и скоростью роста, комбинация которых используется для описания скорости реакции, см. уравнение (3.2). На практике измеряют именно скорость реакции, которая связана с отношением скорости роста и коэффициента прироста. Каждая из них определяется только в результате предпринятого независимого анализа. Часто считают, что коэффициент прироста является наиболее инвариантным из этих двух величин, см. ниже пример 11.2.

В любом случае, оценки, приведенные в табл. 11.2, в сочетании с выбором модели являются хорошей исходной основой для анализа проекта, например, анализа работы станции очистки при суточной нагрузке или кратковременных изменениях, вызванных дождем.

Таблица 11.1. Классический набор параметров процесса для ( $\mu = \mu_{\max}$ ,  $X_p = X_{i,p} = f_{XB}, Y = Y_{\max}$ ,  $f_{XB} = f_{XB,N}$ ,  $i_{XP} = f_{X,N}$ )

j	Процесс	Компонент, i							
		1	2	3	4	5	6	7	8
1	рост гетеротрофных организмов	$S_i$	$S_s$	$X_1$	$X_s$	$X_{B,N}$	$X_{B,A}$	$X_p$	$S_0$
1			$-\frac{1}{Y_H}$		1	1			$-\frac{1-Y_H}{Y_H}$
2	Аноксический рост гетеротрофных организмов		$-\frac{1}{Y_H}$			1			
3	Аэробный рост автотрофных организмов					1			$-\frac{4.57-Y_A}{Y_A}$
4	Распад гетеротрофных организмов				$1-f_p$	$-1$		$f_d$	
5	Распад автотрофных организмов				$1-f_p$	$-1$		$f_d$	
6	Аммонификация растворимого органического азота								
7	Гидролиз нерастворимых органических частиц		1		$-1$				
8	Гидролиз нерастворимого органического азота								

Наблюдаемые скорости превращения $[M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}]$	$r_i = \sum_{j=1}^8 v_j \beta_j$								
	1	2	3	4	5	6	7	8	
Стехиометрические параметры:									
Коэффициент прироста биомассы гетеротрофных организмов $Y_H$									
Коэффициент прироста биомассы автотрофных организмов $Y_A$									
Фракция образующая нерастворимые продукты, $f_p$									
Масса $N$ /масса ХПК в биомассе, $i_{XB}$									
Масса $N$ /масса ХПК в продуктах распада биомассы, $i_{XP}$									
Легко разлагаемый субстрат									
Вещество (МХПК)·L <sup>-3</sup>									
Вещество (МХПК)·L <sup>-3</sup> вешество (МХПК)·L <sup>-3</sup>									
Медленно разлагаемый субстрат									
Активная гетеротрофная биомасса									
Активная автотрофная биомасса									
Взвешенные вещества, образующиеся при распаде биомассы									
Кислород (отрицательное значение ХПК) (М(-ХПК)·L <sup>-3</sup> )									

компьютерного моделирования станций с активным илом [2]

9	Компонент, i				13	Скорость процесса $\rho_i$ , $(M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1})$
	10	11	12	13		
$S_{NO}$	$S_{NH}$	$S_{ND}$	$X_{ND}$	$S_{NH}$		$\mu_H \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \times \left( \frac{S_0}{K_{O,H} + S_0} \right) X_{B,H}$
$-\frac{1-Y_H}{2.86Y_H}$	$-i_{XB}$			$-\frac{i_{XB}}{14}$		$\mu_H \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \times \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_0} \right) \times \left( \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_B X_{B,H}$
$\frac{1}{Y_A}$	$-i_{XB}$			$\frac{1-Y_H}{14.2} \frac{i_{XB}}{14}$		$\mu_A \left( \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \times \left( \frac{S_0}{K_{O,A} + S_0} \right) X_{B,A}$
	$-i_{XB} - \frac{1}{Y_A}$			$\frac{i_{XB}}{14} - \frac{1}{7Y_A}$		$b_H X_{B,H}$
						$b_A X_{B,A}$
						$k_A S_{ND} X_{B,H}$
	1	-1		$\frac{1}{14}$		$k_h \frac{X_S}{K_X + X_S} \frac{X_{B,H}}{X_{B,H}} \times \left[ \left( \frac{S_0}{K_{O,H} + S_0} \right) + \eta_h \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_0} \right) \times \left( \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] X_{B,H}$
						$\rho_8 (X_{ND}/X_S)$

$r_i = \sum_{j=1}^8 v_j \beta_j$				13	Клинетические параметры:
9	10	11	12		
Нитратный и нитритный азот	Аммонийный и аммиачный азот	Растворимый биологически разлагаемый органический азот (M(N)·L <sup>-3</sup> )	Взвешенный биологически разлагаемый органический азот (M(N)·L <sup>-3</sup> )	Шелочность, моль	Гетеротрофный рост и распад: $\mu_H, K_S, K_{O,H}, K_{NO}$ , $b_H$ Автотрофный рост и распад: $\mu_A, K_{NH}, K_{O,A}, b_A$ Поправочный фактор для аноксического роста гетеротрофных организмов: $\eta_B$ Аммонификация: $k_A$ Гидролиз: $k_h, K_X$ Поправочный фактор для аноксического гидролиза: $\eta_h$

Таблица 11.2. Пример стандартного набора констант, использованных в компьютерных моделях процесса с активным илом (20 °C)

Константа	Размерность	UCTASP [25]	EFOR [24]	ASM1 [1]
<b>Стехиометрические константы</b>				
$Y_A$	г ХПК/г N	0,15	0,24	0,24
$Y_N$	г ХПК/г ХПК	0,67	0,67	0,67
$f_I$	—	0,08	0,08	0,08
$f_{B,N}$	г N/г ХПК	0,068	0,086	0,086
$f_{XI,N}$	г N/г ХПК	0,068	0,02	0,06
<b>Кинетические константы</b>				
$\mu_{\max,H}$	сут <sup>-1</sup>	3,2	6,0	6,0
$\mu_{\max,A}$	сут <sup>-1</sup>	0,45	0,8	0,8
$K_{S,ХПК}$	г ХПК/м <sup>3</sup>	5	2,5	20
$K_{S,O_2}$	г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>	0,002	0,2	0,2
$K_{S,NO_3}$	г NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N/м <sup>3</sup>	0,1	0,5	0,5
$K_{S,NH_4,A}$	г NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N/м <sup>3</sup>	0,002	0,4	0,4
$K_{S,O_2,A}$	г O <sub>2</sub> /м <sup>3</sup>	1,0	1,0	1,0
$b_H$	сут <sup>-1</sup>	0,62	0,62	0,62
$b_A$	сут <sup>-1</sup>	0,04	0,15	
$\eta_g$	—	0,33	0,8	0,8
$\eta_h$	—	0,35		0,4
$k_h^a$	г ХПК/(г ХПК · сут)	1,35	5,0	3,0
$K_X$	г ХПК/г ХПК	0,027	0,03	0,03

<sup>a</sup>Эта константа использовалась в моделях в различных выражениях, определяющих скорость процесса.

## 11.5. Моделирование систем с биопленкой

Модели систем с биопленкой усложняются в связи с необходимостью учета диффузионных ограничений. Попытки применять для биопленок модели, разработанные для активного ила, оказались несостоятельными, поскольку явления, типичные для биопленок, не могут быть смоделированы без учета их зонной структуры. В различных зонах протекают различные процессы, что объясняется различием окислительно-восстановительных условий. Типичный пример — аэробная денитрификация в толще воды, когда из-за диффузионных ограничений для проникания кислорода во внутренних слоях биопленки создаются анаэробные условия (см. разд. 7.1.2). Другим примером могут служить условия процесса нитрифика-

ции, описанные в разд. 6.1.2. Рост нитрифицирующих бактерий в биопленке имеет совершенно другой механизм, критерий которого сравним с критерием выноса биомассы и возраста ила в реакторе с активным илом. Критерий нитрификации в биопленке, описанный в разд. 6.1.2, является упрощенным по сравнению с гораздо более детальной моделью происходящих в биопленке процессов.

Сложность заключается в том, что в структуру модели для биопленки должен быть вписан известный процесс, идущий в активном иле. Структура модели включает диффузию субстрата в биопленку и продуктов реакции из биопленки, рост биопленки и динамику изменения популяции внутри нее, как это описано в разд. 5.12. Многие из параметров модели определены нечетко из-за меньшей совместимости априорных знаний о структуре модели и представлений о ее параметрах.

Приемлемым примером использования моделей биопленок могут послужить условия протекания нитрификации в реакторах с биопленкой.

#### **Пример 11.2.** Модель нитрификации в биопленках

Данный пример основан на применении модели биопленки AQUASIM [3]. Матрица процесса представлена в табл. 11.3. Процесс, происходящий в любой точке биопленки, определяется отвечающими этой точке конкретными условиями (отличающимися от условий в толще воды). Набор параметров данного процесса не отличается от аналогичного набора параметров процесса с активным илом. Это же относится и к соответствующим параметрам процесса, перечисленным в табл. 11.4. Отличие состоит лишь в том, что в рассматриваемом примере коэффициенты диффузии субстратов и продуктов также являются важными параметрами. Они перечислены в табл. 11.5.

Модель применяли к системе из четырех последовательно расположенных реакторов идеального перемешивания, обрабатывающих коммунальные стоки [4, 5]. При этом предполагалось, что биопленка толщиной 3 мм равномерно распределена по всем четырем реакторам. В первом реакторе нитрификации не происходит, поскольку нитрифицирующие бактерии вытесняются гетеротрофными организмами. В последующих реакторах нитрифицирующие бактерии могут конкурировать с гетеротрофными организмами, и в этих реакторах нитрификация происходит с невысокими скоростями, которые можно рассчитать. Расчетное пространственное распределение гетеротрофных и нитрифицирующих бактерий представлено на рис. 11.1. Обозначены пространственные скорости реакции.

Таблица 11.3. Набор параметров процесса денитрификации/

j	Процессы						
	Взвешенные			Растворенные			
	1	2	3	4	1	2	3
	$X_1$	$X_H$	$X_{NS}$	$X_{NB}$	$S_O$	$S_S$	$S_{NH}$
1	Аэробный рост гетеротрофных организмов	1			$\frac{Y_H-1}{Y_H}$	$\frac{-1}{Y_H}$	-i <sub>B</sub>
2	Аноксический рост гетеротрофных организмов	1				$\frac{-1}{Y_H}$	-i <sub>B</sub>
3	Распад гетеротрофных организмов	f <sub>1</sub>	-1			1-f <sub>1</sub>	i <sub>B</sub> -f <sub>1</sub> ·i <sub>P</sub>

Автотрофные организмы (нитрификация)

4	Рост Nitrosomonas		1		$\frac{Y_{NS}-3.43}{Y_{NS}}$		-i <sub>B</sub> - $\frac{1}{Y_{NS}}$
5	Распад Nitrosomonas	f <sub>2</sub>	-1			1-f <sub>2</sub>	i <sub>B</sub> -f <sub>2</sub> ·i <sub>P</sub>
6	Рост Nitrobacter		1		$\frac{Y_{NS}-1.14}{Y_{NS}}$		-i <sub>B</sub>
7	Распад Nitrobacter	f <sub>2</sub>	-1			1-f <sub>2</sub>	i <sub>B</sub> -f <sub>2</sub> ·i <sub>P</sub>

Наблюдаемая скорость реакции (M<sub>j</sub>·L<sup>-3</sup>·T<sup>-1</sup>)

$$r_i = \sum_j \nu_{ji} \cdot P_j$$

Стехиометрические параметры	Инертное взвешенное вещество, ХПК	Гетеротрофная биомасса, ХПК	Биомасса Nitrosomonas, ХПК	Биомасса Nitrobacter, ХПК	О <sub>2</sub>	Растворенный кислород, ХПК	Растворимый субстрат, ХПК	Аммоний NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> , ХПК
Y <sub>1</sub> = Коэффициент прироста биомассы (M <sub>1</sub> ·M <sub>1</sub> <sup>-1</sup> )								
f <sub>1</sub> = Фракция взвешенного вещества в продуктах распада (M <sub>1</sub> ·M <sub>X</sub> <sup>-1</sup> )								
i <sub>B</sub> , i <sub>P</sub> = Содержание азота в биомассе и во взвешенных продуктах распада (M <sub>N</sub> ·M <sup>-1</sup> )								
Индексы: Организмы H, NS, NB								

нитрификации на вращающихся дисках [4]

Компоненты		Уравнения скорости реакции P <sub>j</sub> (M·L <sup>-3</sup> ·T <sup>-1</sup> )
Растворенные		
4	5	$\mu_m \cdot H \cdot \frac{S_S}{K_S + S_S} \cdot \frac{S_O}{K_{HO} + S_O} \cdot \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \cdot \frac{S_A}{K_{NSA} + S_A} \cdot X_H$
S <sub>NI</sub>	S <sub>NO</sub>	
		$P_j \cdot \frac{K_{HO}}{S_O} \cdot \frac{S_{NO}}{K_{HNO} + S_{NO}} \cdot \eta_{ден}$
		b <sub>H</sub> ·X <sub>H</sub>
$\frac{1}{Y_{NS}}$	$-\frac{i_B}{14} - \frac{1}{7 \cdot Y_{NS}}$	$\mu_m \cdot NS \cdot \frac{S_{NH}}{K_{NSNH} + S_{NH}} \cdot \frac{S_O}{K_{HO} + S_O} \cdot \frac{S_A}{K_{NSA} + S_A} \cdot X_{NS}$
$-\frac{1}{Y_{NB}}$	$\frac{i_B - 1}{40 \cdot Y_H} - \frac{i_B}{14}$	$\mu_m \cdot NB \cdot \frac{S_{NI}}{K_{NINI} + S_{NI}} \cdot \frac{S_O}{K_{NBO} + S_O} \cdot \frac{S_{NH}}{K_{NBNI} + S_{NH}} \cdot X_{NB}$
	$i_{NH}/14$	b <sub>NS</sub> ·X <sub>NS</sub>
	$i_{NH}/14$	b <sub>NB</sub> ·X <sub>NB</sub>

Кинетические параметры:

μ<sub>mi</sub> = Максимальная удельная скорость роста организма i (T<sup>-1</sup>)

b<sub>i</sub> = Константа скорости распада организма i (T<sup>-1</sup>)

K<sub>i,j</sub> = Насыщающая концентрация по веществу j для организма i (M<sub>j</sub>·L<sup>-3</sup>)

η<sub>ден</sub> = Фактор денитрификации (безразмерная величина)

Индекс i (организм)  
H, NS, NB: гетеротрофный, Nitrosomonas, Nitrobacter

Индекс j (растворенное вещество)  
O, S, NH, NO, A: кислород, субстрат, NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>

Нитрит NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	Нитрат NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Щелочность HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>
2	2	Моляр
$r_i = \sum_j \nu_{ji} \cdot P_j$		

Нитрифицирующие бактерии являются доминирующими в третьем реакторе, поскольку в воде осталось мало органического вещества.

Понятно, что активные бактерии составляют внешний слой (0,5–1,0 мм) биопленки, остальная ее часть является неактивной из-за исчерпания субстрата. Это пример того, как параметр может оказаться не идентифицируемым из экспериментальных данных. Толщина биопленки не влияет на результаты в том диапазоне концентраций, который здесь рассматривается. Кроме того, не существует способа определения толщины биопленки из данных о работе реактора с биопленкой. Толщину биопленки можно найти экспериментально только при использовании избыточной нагрузки на биофильтр, см. разд. 5.2.

На рис. 11.2 представлены величины скоростей реакции, установленные экспериментально и рассчитанные с помощью откалиброванной модели. Эти данные характеризуют два типа обработанных стоков, поступающих со станции очистки без нитрификации. Первый поступает непосредственно из последнего отстойника, а второй проходит дополнительную обработку на обычном фильтре для удаления взвешенных веществ, который используется перед стадией нитрификации на биофильтре. Приведенные на рисунке кривые демонстрируют двухкомпонентный переход от реакции с порядком  $1/2$ , лимитированной диффузией аммония, к реакции нулевого порядка по амонию, лимитированной диффузией кислорода в биопленке. Форма кривых может ввести в заблуждение, поскольку кажется, что она описывается простой кинетикой Моно. Однако такое истолкование было бы ошибочным, поскольку кинетика Моно не учитывает ни изменений толщины биопленки, что может быть важным, ни зонного деления биопленки, например одновременного протекания денитрификации.

Скорости реакций в фильтрованной воде выше, поскольку нагрузка по органическому веществу снижается, что благоприятствует развитию нитрифицирующих бактерий по сравнению с гетеротрофными бактериями.

Испытания пилотных установок стоят гораздо больше, чем проведение компьютерного моделирования, но они дают более реальную информацию о работе будущей полномасштабной установки. Пилотные установки используют в основном по двум различным причинам.

Основная цель создания и испытания пилотной установки — продемонстрировать, что выбранная конструкция позволяет выполнять необходимую работу. Это наиболее распространенная мотивация. В соответствии с этой задачей пилотная установка работает на протяжении всего периода проведения исследований

Таблица 11.4. Кинетические, стехиометрические и физические параметры процессов на вращающихся дисках [4]

<b>Гетеротрофные организмы</b>			
Максимальная скорость роста		$\mu_{\text{макс,Н}}$	$2,00 \text{ сут}^{-1}$
Константа насыщения	ХПК $\text{NH}_4^+$ $\text{O}_2$ $\text{HCO}_3^-$ $\text{NO}_3^-$	$K_{S,\text{ХПК}}$	$10,0 \text{ г ХПК/м}^3$
		$K_{S,\text{NH}_4}$	$0,10 \text{ г N/м}^3$
		$K_{S,\text{O}_2}$	$0,10 \text{ г O}_2/\text{м}^3$
		$K_{S,\text{щел}}$	$0,10 \text{ экв/м}^3$
		$K_{S,\text{NO}_3}$	$0,50 \text{ г N/м}^3$
Фракция денитрифицирующих бактерий		$\eta_{\text{г}}$	$0,70$
Константа распада		$b_{\text{Н}}$	$0,35 \text{ сут}^{-1}$
Коэффициент прироста биомассы		$Y_{\text{Н}}$	$0,57 \text{ г ХПК/г ХПК}$
Инертная фракция		$f_{\text{Х,ХI}}$	$0,08$
Содержание азота в биомассе		$f_{\text{ХВ,Н}}$	$0,06 \text{ г N/г ХПК}$
Инертная фракция, образующаяся при распаде		$f_{\text{I,Н}}$	$0,05 \text{ г N/г ХПК}$
<b>Nitrosomonas</b>			
Максимальная скорость роста		$\mu_{\text{макс,NS}}$	$0,35 \text{ сут}^{-1}$
Константа насыщения	$\text{NH}_4^+$ $\text{HCO}_3^-$ $\text{O}_2$	$K_{S,\text{NH}_4,\text{NS}}$	$0,70 \text{ г N/м}^3$
		$K_{S,\text{щел,NS}}$	$0,20 \text{ экв/м}^3$
		$K_{S,\text{O}_2,\text{NS}}$	$0,20 \text{ г O}_2/\text{м}^3$
Константа распада		$b_{\text{A,NS}}$	$0,05 \text{ сут}^{-1}$
Коэффициент прироста биомассы		$Y_{\text{A,NS}}$	$0,18 \text{ г ХПК/г NO}_3^- - \text{N}$
<b>Nitrobacter</b>			
Максимальная скорость роста		$\mu_{\text{макс,NB}}$	$0,60 \text{ сут}^{-1}$
Константа насыщения	$\text{NH}_4^+$ $\text{NO}_2^-$ $\text{O}_2$	$K_{S,\text{NH}_4,\text{NB}}$	$0,05 \text{ г N/м}^3$
		$K_{S,\text{NO}_2,\text{NB}}$	$0,50 \text{ г N/м}^3$
		$K_{S,\text{O}_2,\text{NB}}$	$0,10 \text{ г O}_2/\text{м}^3$
Константа распада		$b_{\text{A,NB}}$	$0,09 \text{ сут}^{-1}$
Коэффициент прироста биомассы		$Y_{\text{A,NB}}$	$0,06 \text{ г ХПК/г NO}_3^- - \text{N}$



**Таблица 11.5.** Коэффициенты диффузии в нитрифицирующей биопленке при 25 °С [4, 26, 27]

	$10^{-6} \text{ м}^2 \cdot \text{сут}^{-1}$
Кислород $\text{O}_2$	1,0–2,1
ХПК (глюкоза) $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	0,1–0,7
Аммоний $\text{NH}_4^+$	0,8–1,0
Нитрит $\text{NO}_2^-$	0,8–1,0
Нитрат $\text{NO}_3^-$	0,8–1,0
Гидрокарбонат $\text{HCO}_3^-$	0,4–0,8

в режиме аналогичному тому, в котором будет работать полномасштабная станция.

Пилотная установка создается и используется исключительно с целью идентифицировать/верифицировать параметры проектирования. Необходимо идентифицировать, какие параметры действительно важны. Это нелегкая задача, поскольку часто период работы пилотной установки невелик, а стоимость эксперимента высока. При одном подходе верифицируют стандартные значения нагрузки, при другом — параметры, использованные для моделирования. Наиболее перспективным является второй подход, он обеспечивает большее количество информации на единицу стоимости, вложенной в пилотную установку. Основная задача состоит в том, чтобы в результате работы пилотной установки искомые параметры могли стать идентифицируемыми. Это может потребовать таких изменений нагрузки на реактор, которые не совпадают с предполагаемыми нагрузками на полномасштабную станцию. В своем экстремальном выражении идея заключается в том, чтобы довести работу пилотной установки до грани срыва и даже далее и таким образом определить границы безопасного функционирования полномасштабной станции.

Эти принципы мы проиллюстрируем в примерах 11.3 и 11.4, связанных с одним из сложных моментов в проектировании: обеспечении надежной нитрификации в процессе нитрификации/денитрификации при удалении азота.

### Пример 11.3. Проектирование температурного режима нитрификации

Нитрификация чувствительна к температуре (рис. 3.7 и 6.2), поэтому температура является важным параметром при проектировании станций в зонах умеренного климата. Различие в температуре проведения процесса всего лишь в один градус сильно сказывается

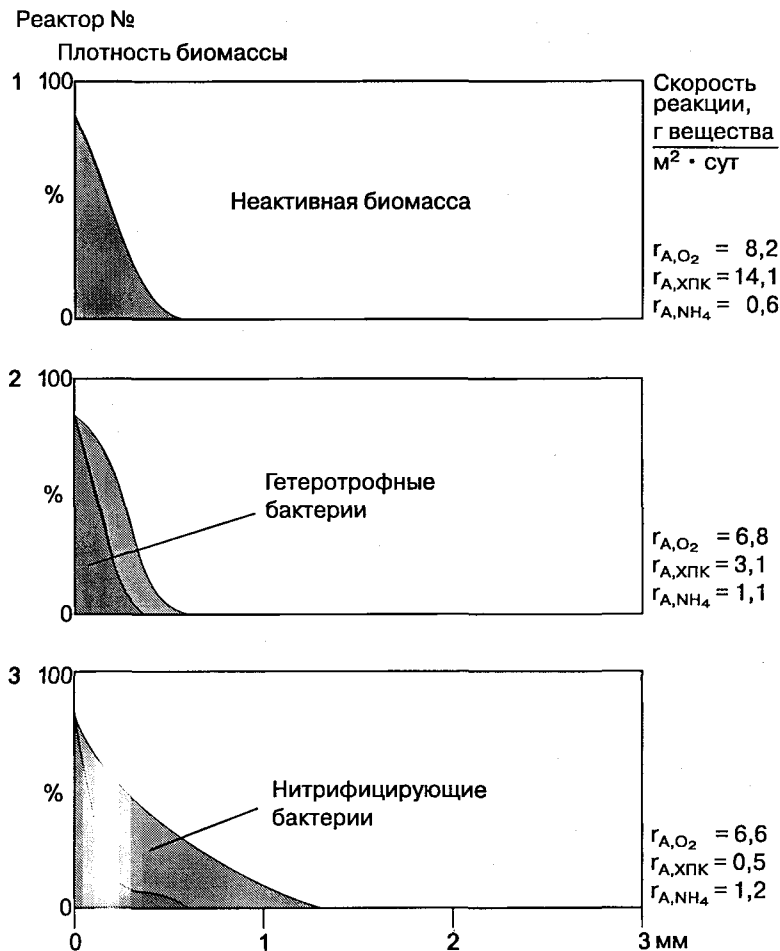


Рис. 11.1. Расчет распределения активных гетеротрофных и автотрофных бактерий в биопленке, проведенный с использованием модели [4].

на стоимости проекта, поскольку скорость роста нитрифицирующих бактерий непосредственно влияет на необходимый возраст ила, его количество и объем активного ила.

При модернизации станции очистки в Копенгагене (Дания) проектирование температурного режима осуществлялось следующим образом.

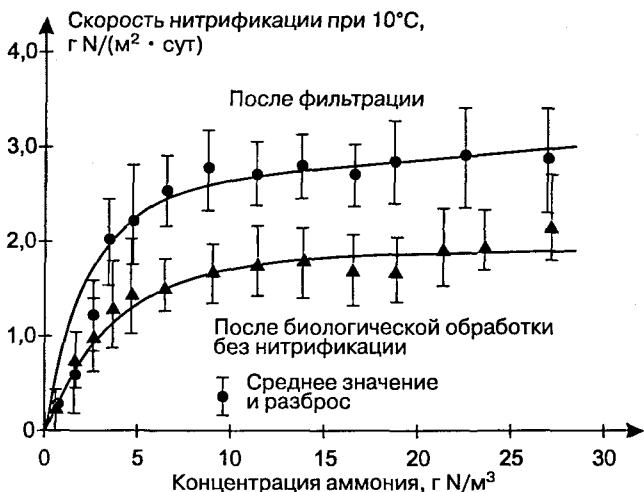


Рис. 11.2. Экспериментально определенные скорости нитрификации в биопленке при различных концентрациях аммония в толще воды [4].

Использовали данные о температуре подаваемых на очистку стоков за последние пять лет, предшествовавших модернизации станции. На температуру в реакторе влияют следующие факторы. Положительное влияние оказывают температура подаваемого стока, солнечное излучение, механическая энергия и энергия, выделяющаяся в биологическом процессе. Температурные потери связаны с испарением и конвекцией, вызванной ветрами, длинноволновым излучением, таянием выпавшего снега и поглощением в почве. Эти явления были промоделированы с тем, чтобы предсказать температуру в азротенке в зимний период времени.

Изменения температуры могут быть кратковременными и длительными.

При кратковременном понижении температуры процесс нитрификации может нарушиться, и станция будет работать хуже до тех пор, пока температура будет оставаться низкой.

При длительном понижении температуры скорость роста нитрифицирующих бактерий будет ниже скорости их выноса из реактора. Через какое-то время нитрифицирующие организмы будут вытеснены из реактора, и для восстановления их численности потребуются недели.

Последняя ситуация гораздо более серьезна, чем первая.

На рис. 11.3 проведен статистический анализ работы азротенка при низких температурах [6]. Каждая кривая отражает наименьшие значения средних текущих температур за соответствующее число

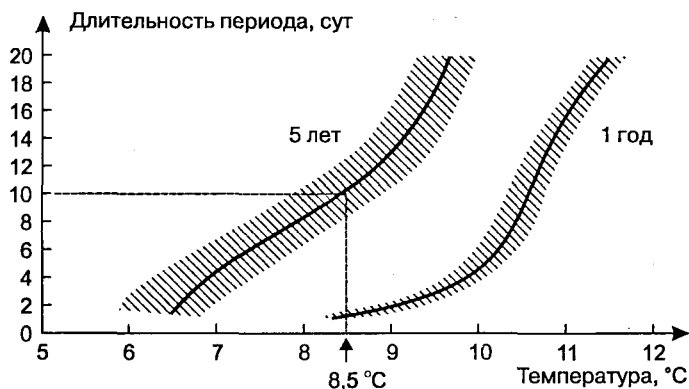


Рис. 11.3. Результаты статистического анализа процесса при низких температурах на очистной станции; показано число дней с температурой ниже указанной температуры за 1 г. и за 5 лет (заштрихованные области отражают неопределенность оценки результатов, связанную с оценкой эффекта теплопереноса) [6].

дней за прошедший период (за год и за пять лет). Понижение температуры воды в реакторе по сравнению с температурой поступающего стока составляло 2–3°C в зависимости от степени шероховатости поверхности реактора. Заштрихованная область отражает неопределенность оценки. Самая низкая температура за пятилетний период составляет 6,5°C. Средняя низких температур за 10 сут равна 8,5°C за каждые 5 лет и 10,5°C за каждый год.

Было решено основывать проектирование на наименьших значениях средних температур за 10-дневный период (что соответствует половине возраста ила) за пять лет. Из рисунка видно, что эта температура составляет 8,5°C, тогда как предполагавшееся ранее проектное значение составляет 7°C, что соответствует самой низкой зафиксированной температуре поступающего на очистку стока. Такое различие в температурах обеспечивает значительную экономию.

Если процесс денитрификации нарушается всего один раз в 5 лет, то в качестве выхода из критического положения можно использовать переход к полной аэрации, в том числе и в реакторах с аноксическими условиями. Смысл такого перехода заключается в следующем: нарушение нитрификации, вызываемое кратковременным изменением, может приводить к весьма серьезным последствиям, поскольку наличие аммония сразу же сказывается на состоянии принимающих водоемов (потребление кислорода и токсичность), а спустя какое-то время проявляется и влияние накапливающегося общего азота (эвтрофикация).

**Пример 11.4.** Прогнозирование скорости нитрификации

Нитрифицирующие организмы весьма чувствительны к присутствию ингибиторов, см. разд. 3.4.4. Этот эффект в течение 8 лет изучался на пилотной установке до того, как была предпринята модернизация очистной станции в Копенгагене [6–9].

Для проверки хода процесса нитрификации пилотная установка работала при самой низкой из зафиксированных температур, т. е. при  $7^{\circ}\text{C}$ . Как было показано в примере 11.3, в проект станции была заложена температура  $8,5^{\circ}\text{C}$ , однако, чтобы работа пилотной установки была непрерывной, поддерживалась температура  $7^{\circ}\text{C}$ . Пилотная установка была спроектирована, исходя из следующих данных: возраст ила 17 сут, температура  $7^{\circ}\text{C}$  (см. рис. 6.2). Несмотря на то, что фактор скачков температуры был исключен, процесс нитрификации был нарушен из-за ингибирования. В результате было предпринято детальное многолетнее исследование работы пилотной установки. В первые годы, когда наблюдалось наиболее сильное торможение процесса, скорость нитрификации составляла около 80% обычной величины, кроме того, возникали ситуации, приводящие к полной гибели нитрифицирующих организмов, что требовало перезапуска процесса, длившегося в течение недель.

Построить работу пилотной установки (не говоря уже о полномасштабной системе) так, чтобы можно было определить значение конкретного параметра, достаточно сложно. Однако в данном случае необходимо было идентифицировать факторы, приводящие к срыву процесса.

Пилотная станция сконструирована типичным для Дании образом: режим работы реакторов меняется от аэробного до анаэробного, как это показано на рис. 7.13. Преимущество такого режима работы в том, что условия все время изменяются, а это обеспечивает получение максимальной информации при мониторинге. Система все время приводится в возбужденное состояние, таким образом обеспечивается необходимое количество данных для анализа.

Решено было определять скорость нитрификации, чтобы не оставалось сомнений относительно причин останковки процесса. На выработку надежного режима работы и определение соответствующих данных потребовался год. Скорость реакции определялась тремя способами:

- путем отбора проб для периодического определения скорости нитрификации;
- путем измерения снижающейся концентрации аммония и повышающейся концентрации нитрата в процессе нитрификации;

– путем моделирования нагрузки на пилотную установку, ее режима работы и эффективности.

Все это будет описано в разд. 11.4.

#### *Эксперименты, проводимые в периодическом режиме*

Периодические эксперименты выполнялись стандартным способом с использованием ила из пилотного реактора [10]. Скорость нитрификации рассчитывалась по уменьшению концентрации аммония и увеличению концентрации нитрата.

#### *Мониторинг работы пилотной установки*

Измерения скорости реакции нитрификации по понижению концентрации аммония в процессе работы установки затруднены тем, что вклад в содержание аммония вносит как входящий поток, так и скорость аммонификации в аэротенке. Целесообразнее пользоваться информацией о возрастании концентрации нитрата, если можно пренебречь одновременно протекающей денитрификацией. Поскольку концентрации веществ изменяются в том диапазоне, где имеет значение величина  $K_S$ , то следует учитывать эту нелинейность.

Экспериментальные методики совершенствовались до тех пор, пока результаты определения скорости всеми тремя методами не оказались вполне сравнимыми. В такой ситуации вполне можно полагать, что определяемые изменения скорости действительно объясняются ингибирующими эффектами.

Скорость была нормализована к концентрации нитрифицирующих бактерий, которая определялась из уравнения массового баланса в реакторе за период, соответствующий возрасту ила:

$$f_{\text{нитриф}} = \frac{x_A}{X_{\text{общ}}} = Y_{\text{нитриф}} \frac{\theta_{\text{общ}}}{1 + b_A \theta_{\text{общ}}} \frac{M_A}{V X_{\text{общ}}},$$

где  $f_{\text{нитриф}}$  — фракция нитрифицирующих бактерий в активном иле, г БВБ<sub>нитриф</sub>/г БВБ<sub>общ</sub>,  $X$  — концентрация биомассы, г БВБ,  $\theta$  — возраст ила, сут,  $b$  — скорость распада, сут<sup>-1</sup>,  $M_A$  — нагрузка по азоту, г N/сут,  $V$  — общий объем ила, м<sup>3</sup>.

Индекс «А» относится к нитрифицирующим бактериям, индекс «общ» — к общей биомассе.

Это нормализованное значение скорости сравнивалось с предполагаемым нормализованным значением скорости, полученным из выражения:

$$r_{A,\text{норм}} = \mu_{A,\text{макс}}/Y_A,$$

где  $\gamma_{A, \text{норм}}$  — сравнительная скорость нитрификации в расчете на единицу массы нитрифицирующих бактерий, г N/(г БВБ<sub>A</sub> · ч),

$$\gamma_{A, T} / \gamma_{A, 20} = \exp[(T - 20) \kappa_{\mu, A}],$$

где  $\mu_{A, \text{макс}}$  — максимальная скорость нитрификации при 20 °С, сут<sup>-1</sup>;  $Y_A$  — коэффициент прироста нитрифицирующих бактерий, г БВБ/г N.

Под экспонентой стоит корректирующий температурный фактор, в котором  $T$  — температура, отличающаяся от 20 °С,  $\kappa$  — корректирующий температурный фактор для скорости роста нитрифицирующих бактерий.

При проведении расчетов использовались следующие значения:

$$\begin{aligned} \mu_{A, \text{макс}} &= 0,86 \text{ сут}^{-1}, \\ Y_A &= 0,16 \text{ г БВБ/г N}, \\ \kappa &= 0,088 \text{ град}^{-1}. \end{aligned}$$

Из этих данных получено следующее значение сравнительной нормализованной скорости нитрификации для 7 °С:

$$\gamma_{A, \text{норм}} = 58 \text{ г N/(г БВБ}_A \cdot \text{ч)},$$

которое было использовано в качестве стандарта при изучении работы пилотной установки.

На рис. 11.4 показаны изменения фракции нитрифицирующих бактерий в двух пилотных установках за год. Эти изменения в основном являются результатом изменения состава подаваемых на обработку стоков и ингибирования нитрифицирующих бактерий.

Исследования нитрификации на станции очистки были дополнены детальными экспериментами по изучению ингибирующего влияния подаваемых на очистку стоков и стоков в бассейнах канализования [11]. Как выяснилось, ингибирование вызывается стоками промышленных зон. Это обстоятельство послужило началом кампании мониторинга и оповещения населения.

Рис. 11.5 показывает влияние принятых мер на скорость нитрификации в период с момента идентификации проблемы до момента пуска полномасштабного реактора, по завершении которого ингибирование уже не поддавалось определению. Как показывают приведенные ниже данные, скорость нитрификации на обеих установках превысила сравнительную нормализованную скорость. Несмотря на большой разброс данных, эта тенденция, наблюдаемая за период в 6 лет, достаточно заметна.

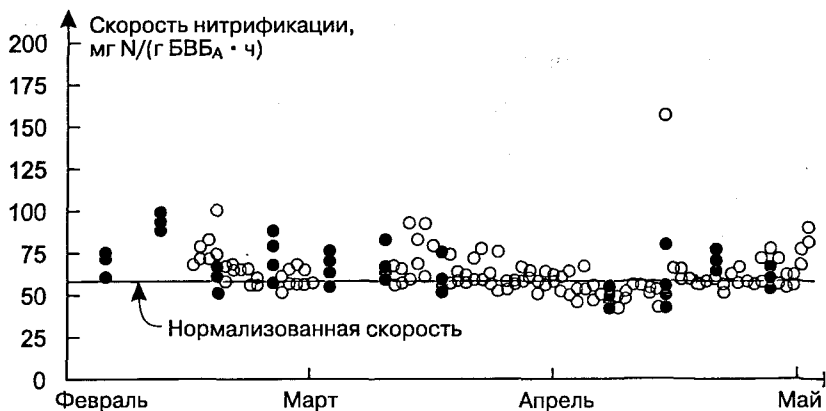


Рис. 11.4. Скорость нитрификации при 7°С. Приведены прогнозируемые значения и результаты измерений в периодическом режиме (•) и в режиме работающей полномасштабной станции (○).



Рис. 11.5. Нормализация процесса нитрификации на пилотной установке. Благодаря усилиям, направленным на снижение ингибирующего влияния промышленных стоков, скорость нитрификации достигла и превзошла нормализованное проектное значение [6].



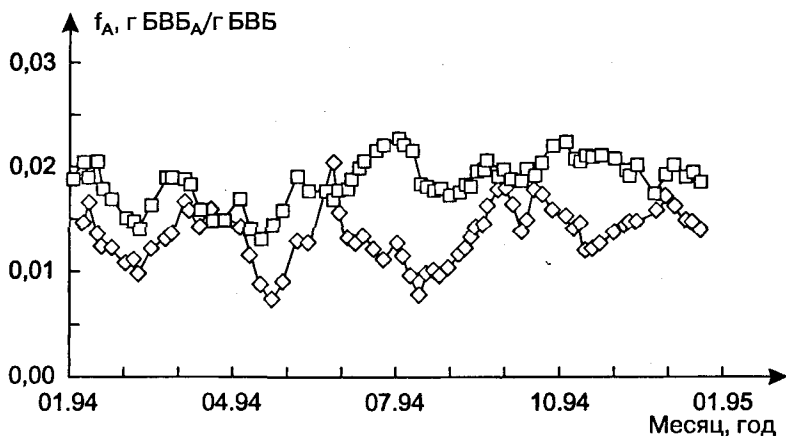


Рис. 11.6. Отношение количества нитрифицирующих бактерий к общему количеству биомассы в двух пилотных установках [6].

В ходе выполнения процесса было решено не снижать проектную скорость нитрификации, а бороться с источником ингибирования. Экономия, явившаяся результатом такого решения, была весьма значительной и безусловно компенсировала затраты на пилотные исследования. Возможно, что на многих станциях очистки в Европе также придется решать проблему чувствительности нитрифицирующих бактерий к ингибированию при низких температурах. Эти проблемы ранее не возникали, поскольку станции служили только для удаления БПК.

На рис. 11.6 показана нормализованная скорость реакции нитрификации, определенная в периодическом режиме по выделению нитрата. Для сравнения представлены результаты измерения концентрации нитрата в режиме работающего реактора в полномасштабной установке за первый год ее работы. Конечные результаты колеблются вблизи значения сравнительной скорости, которая поддерживалась как проектная скорость.

Этот пример показывает, сколько усилий необходимо приложить для того, чтобы определить в модельной системе всего лишь один параметр — скорость нитрификации. В процессе исследования были также определены и другие параметры, например  $K_S$  (см. следующий пример). Остальным параметрам, включая прирост биомассы, значения были присвоены по умолчанию.

## 11.6. Анализ действующих станций/пилотных установок

Компьютерное моделирование является мощным инструментом для анализа эксплуатационных характеристик станций очистки воды, понимания причин сбоев в их работе и способов ее улучшения.

### 11.6.1. Идентификация проблемы

Следует понимать, что существующие модели содержат много функциональных зависимостей и много параметров, одни из которых универсальны, тогда как другие определяются местным климатом, характеристиками поступающих на обработку стоков, популяцией бактерий и принципом действия станции. Как уже отмечалось в разд. 11.3, контролировать все функции и параметры работающей станции не представляется возможным. Некоторые параметры должны быть приняты как универсальные, а некоторые должны быть подобраны путем подгонки модели или определены из эксперимента. Между двумя группами параметров не существует четкой границы, поскольку станция должна работать при хорошо продуманных изменениях режима с тем, чтобы выбранные для анализа параметры были идентифицируемыми. Чем больше изменений, тем лучше.

Ключевой момент состоит в определении цели анализа, на достижение которой должен быть направлен мониторинг, режим управления станцией и дополнительные эксперименты. Простая подгонка модели может не выявить информации, оправдывающей стоимость проекта.

### 11.6.2. Создание экспериментальной программы

Многие параметры можно определить только посредством экспериментальных методов. Программа ASM1 [1] содержит описание различных экспериментов, которые необходимы для идентификации ряда важных параметров. Другой подход к эксперименту состоит в контроле за работой станции посредством либо частого отбора проб для химического анализа, либо использования датчиков, установленных непосредственно в работающей системе.

Первоначально для решения проблемы был выбран частый отбор проб, однако, его стоимость и затрачиваемые усилия делают такой подход малопривлекательным. В последние годы благодаря

установке датчиков непосредственно на работающих системах, более подходящим методом становится мониторинг. К измерениям, осуществляемым непосредственно в процесс работы реакторов (систем), существуют два различных подхода.

Эксплуатационные датчики, установленные в системе, фиксируют изменения концентраций веществ в процессе работы станции. Спектр возможных устройств демонстрируется на конференциях по измерительным технологиям [12].

Эксплуатационные датчики обеспечивают автоматический анализ концентрации веществ в периодических экспериментах с пробамми, отбираемыми из системы с определенной частотой. Например, можно экстрагировать образцы для анализа скорости потребления кислорода в режиме работающей системы или измерять скорость дыхания активного ила в периодических экспериментах. Спектр возможностей описан в отчете [13].

Измерения в режиме работающей системы дают несметное количество информации, с которой невозможно справиться без интерпретации в рамках модели и автоматической оценки параметров. Существуют новые методы, пригодные для оценки полученных таким методом параметров, однако, следует понимать, что они позволяют оценить немногие параметры, причем лишь те, которые поддаются идентификации на основе собранных данных. В данном случае также важно правильно поставить задачу и определить пути ее решения [14].

### 11.6.3. Интерпретация результатов

Различные подходы к интерпретации результатов продемонстрированы в приведенном ниже примере.

#### Пример 11.5. Модель фазовых вариаций

Компьютерные модели использовались для интерпретации результатов частых измерений концентраций, проводимых на различных фазах процесса в пилотной установке, описанной в примере 11.4. На рис. 11.7 показаны изменения концентраций, определенные в этом эксперименте [15]. На рис. 11.8 продемонстрировано, как можно определить скорость нитрификации, исходя из средней концентрации аммония в толще воды [8]. Результат может быть получен благодаря тому, что выбранный режим работы системы позволяет создать в реакторе необходимый набор концентраций — постоянное изменение концентрации в различных фазах процесса. Из этих данных можно определить значения  $K_S$  (табл. 11.6). Поразительно, что одним из

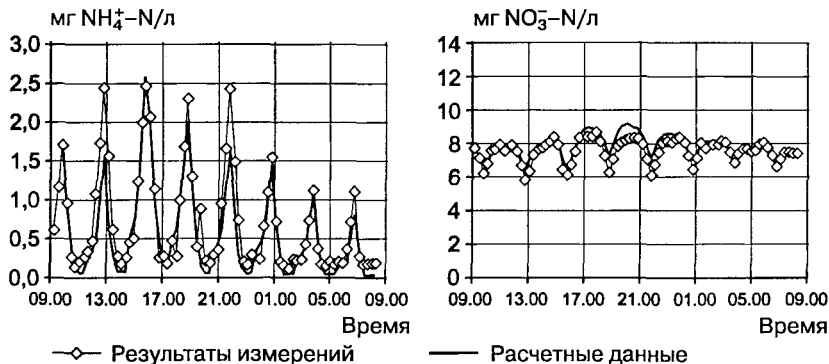


Рис. 11.7. Моделирование концентрации аммония и нитрата в аэротенке [15].

Таблица 11.6. Константы полунасыщения, определенные из динамического анализа работы пилотной станции (почему данные, полученные для двух станций, различаются, не выяснено) [8]

Константа полунасыщения	Пилотная установка	
	LYN	DAM
$K_{S,O_2}$ , мг $O_2$ /л	0,4	0,1
$K_{S,NH_4}$ , мг $NH_4$ /л	0,1	0,4

параметров, который можно определить с большой долей уверенности, является  $K_S$ . Объясняется это тем, что диапазон изменения концентраций соответствует именно тому, в котором сказывается влияние  $K_S$ . Значения, полученные для двух реакторов, различаются. Причина этого непонятна [8].

В литературе содержатся порой довольно странные результаты, поскольку детальный анализ показывает, что сам по себе набор вариаций не дает необходимой информации для определения параметра. Это не может быть выявлено в результате простой калибровки путем аппроксимации кривых, но требует статистической оценки параметров.

Альтернативой калибровке путем аппроксимации является оценка параметров, основанная на детерминистском подходе, стохастическом моделировании, в результате которого выбранные параметры отключаются и выражаются как средние значения со стандартным отклонением [16]. Такой подход можно использовать при мониторинге работающей станции для непрерывного представления ключевых параметров, например скоростей нитрификации и денитрификации. Это очень ценная информация, поскольку она непосредственно отра-

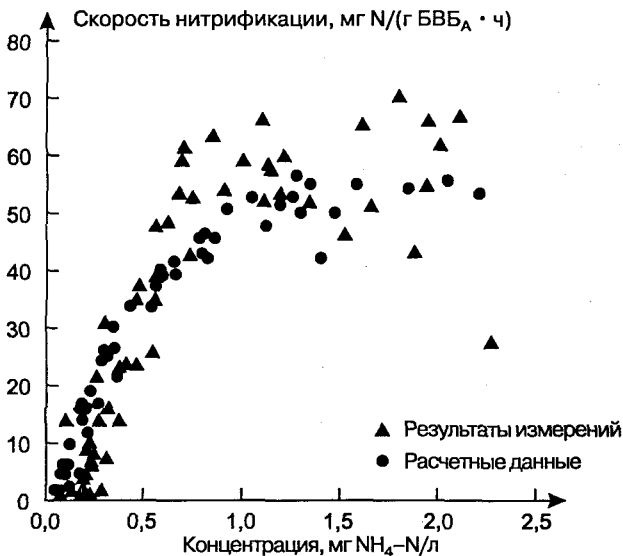


Рис. 11.8. Скорость нитрификации, оцененная из данных, аналогичным показанным на рис. 11.7 (треугольники), а также результаты моделирования (кружки) [8].

жает искомые ключевые результаты, а именно показывает, протекает ли данный процесс так, как предполагалось. Указанную информацию можно сделать доступной до того, как станут замечены ухудшения параметров, фиксируемых на выходе. Моделирование может помочь выявить причины возникающей проблемы, а также подсказать, как исправить ситуацию.

## 11.7. Контроль в реальном времени

Одним из конкретных примеров применения мониторинга работы станции является возможность улучшения ситуации динамическим изменением операционных параметров в соответствии с данными, собираемыми в процессе ее работы.

### *Фиксированные значения выбранных параметров*

Подход состоит в том, чтобы выбрать некоторые операционные переменные и установить контроль с тем, чтобы поддерживать их на необходимом уровне.

Классическим примером является контроль за содержанием кислорода в азотенке, осуществляемый с помощью датчиков, которые следят за концентрацией кислорода в реакторе. Выбирается необходимая концентрация кислорода, и поступление воздуха регулируется так, чтобы этот уровень постоянно поддерживался. Чаще всего используется классический ПИД-контроль. Для получения более детальной информации ознакомьтесь с классической литературой по этому вопросу, например, с работой [17].

Цель моделирования в данном случае состоит в определении оптимального значения концентрации кислорода в азотенке.

### *Контроль на основе фиксированных правил*

Динамическое управление осуществляется автоматически в соответствии с фиксированными правилами «если — то» для выбранных операционных переменных.

Если расширить рамки приведенного выше классического примера, то эти фиксированные правила могут использоваться для контроля за той же концентрацией кислорода в реакторе в зависимости от периода суток или в зависимости от нагрузки с тем, чтобы снизить стоимость аэрации, отключая ее, если в ней нет необходимости.

Другой пример связан с кратковременными изменениями нагрузки в период дождя. Критический момент в данном случае — это гидравлическая нагрузка на последний отстойник. Если она слишком велика, то активный ил переполнит отстойник и уйдет из системы. Такая ситуация совершенно недопустима, так как повлечет за собой крайне нежелательные последствия, исправлять которые придется не одну неделю. Одно из возможных решений состоит в снижении нагрузки ила на отстойник. Этого можно достичь, задерживая ил в азотенке путем переключения действия реактора, состоящего из нескольких отсеков, с режима полного вытеснения на режим рассредоточенной подачи. В таком случае ил будет концентрироваться в верхних частях реактора, а нагрузка ила на отстойники будет в конечном итоге понижаться. Альтернативный путь состоит в том, чтобы прекратить аэрацию и добиться увеличения количества ила путем временного осаждения в азотенке. Если эта операция будет проведена в последних реакторах системы, то можно достичь быстрого понижения нагрузки на отстойники.

И вновь моделирование может быть использовано для оптимизации правил, в соответствии с которыми можно управлять станцией до наступления благоприятных условий.

### *Контроль в реальном времени на основании предсказаний модели*

Этот контроль требует, чтобы модель работала в режиме реального времени. Идея состоит в том, чтобы предсказать характеристики процесса на предстоящий отрезок времени и выбрать оптимальный набор значений контролируемых параметров, необходимых для достижения наилучшего результата.

Данные, *накопленные в прошлом*, могут быть важными в том случае, когда модель включает вероятностные элементы и адаптируется к измерениям, проведенным вплоть до сегодняшнего дня. Сказанное выше применимо к вероятностным моделям, в которых параметры модели адаптируются к прошлым данным, например, к так называемым ARMA-моделям. Эти модели являются чисто эмпирическими, поскольку их параметры не имеют ни физического, ни химического, ни биологического смысла. Используя такие модели, можно предсказывать, как будет работать станция, основываясь на входных данных, которые в свою очередь прогнозируются исходя из прошлого опыта.

В моделях пространства состояний в качестве отправной точки для предсказаний используются только данные *на настоящий момент* времени. Однако в них содержатся параметры, которые адаптированы на каждой конкретной временной стадии.

Основным элементом времени является *время расчетов*. Время расчетов — это время, необходимое для проведения всех расчетов. Оно включает регистрацию сигналов всех датчиков, адаптацию к ним системы, предсказание и оптимизацию, плюс передачу операторам информации о фиксированных параметрах. Все это должно быть сделано за короткий интервал времени, но, тем не менее, достаточный для аккуратного осуществления всех необходимых процедур. Для того чтобы быть стабильными, многие сложные расчеты могут быть разбиты на очень короткие временные этапы. Простые модели позволяют получать информацию достаточно быстро. Сбор информации с датчиков и общение с операторами может занимать большую часть времени (минуты), тогда как собственно расчеты требуют всего от нескольких секунд до нескольких минут.

*Время отклика* — это время, необходимое системе для того, чтобы среагировать на новые фиксированные параметры. Оно может составлять от нескольких секунд до нескольких часов.

*Контрольное время* — это время между циклами расчетов, обычно 5–15 мин. Контрольное время должно быть невелико, чтобы система могла реагировать на самые кратковременные изменения нагрузки. Время расчетов должно быть меньше контрольного времени.

*Время предсказания* представляет собой отрезок времени в будущем, на который распространяется предсказательная сила модели, направленная на оптимизацию фиксированных параметров в данный момент времени. Время предсказания может быть различным в зависимости от конкретной проблемы. Если осуществляется регулирование концентрации кислорода, оно связано с временем пребывания сточной воды в аэротенке, если проводится накопление надосадочной жидкости из метантенка для поддержания оптимальных нагрузок внутри станции, время предсказания составляет сутки. Для предсказания исчерпания кислорода в принимающем водоеме необходимы дни, а для предсказания динамики популяции — недели.

Оптимизация основана на целевой функции. Данная функция включает в себя важные переменные процесса и результаты, связанные с выполнением процесса. Это может быть низкая стоимость процесса или хорошее качество очистки, или и то, и другое вместе. Операционные параметры анализируются с целью выбора наилучших (минимальных или максимальных) значений целевой функции.

Такая система довольно сложна. Для того чтобы сделать ее менее громоздкой и заставить работать в реальном времени, необходимо упрощать модели.

## 11.8. Интегральное моделирование

Станции очистки — это инженерные сооружения, которые обеспечивают превращение загрязненной воды в чистую. Они представляют собой лишь часть гораздо более широкой системы водообеспечения городов, которая в свою очередь входит в общую систему циркуляции воды и веществ в бассейне канализования [18].

Первый уровень интеграции состоит в моделировании общей системы, в которую включены канализационная система, станции очистки и принимающие водоемы в данном бассейне канализования [19–23]. Здесь могут быть задействованы модели для планирования, анализа работы системы и контроля в реальном времени. Модели



для планирования важны при выборе места строительства станций, проектировании канализационных путей и учета залповых выбросов в период дождей в зоне канализования. Модели для анализа могут пригодиться для моделирования действия канализационной системы и станции очистки как единого целого. Теперь мы начинаем понимать, что канализационная система не только обеспечивает транспорт стоков, но и сама служит реактором, в котором протекает ряд процессов, в результате которых изменяются характеристики стоков, поступающих на станцию. Если такие изменения вариантны во времени, то было бы полезно включить канализационные системы в модели. То же относится и к случаю, когда загрязнение принимающих водоемов динамически связано с характеристиками обработанных стоков. Моделирование является альтернативой традиционному подходу, при котором граничные условия между компонентами системы фиксированы раз и навсегда. Что же касается залповых выбросов, то в этом случае необходимость учета всех трех элементов представляется очевидной, хотя обычно это не делалось. В связи с возможностью залповых выбросов при проектировании и эксплуатации станций необходимо учитывать ряд параметров. Гидравлическая нагрузка на станцию может быть снижена или отсрочена путем использования усреднителей для канализационных стоков, илоотстойников или локальной инфильтрации. Кроме того, способность станции переносить повышенные гидравлические нагрузки может быть достигнута в результате применения больших вторичных отстойников, а также поддержания концентрации ила в аэротенках в период дождей. Комбинация этих возможностей осуществляется при проведении контроля в реальном времени. Например, поток воды направляется в усреднитель в том случае, если станция не справляется с поступающим потоком. Элемент времени указывает на потенциал контроля в реальном времени.

Разнообразие проблем, равно как и разнообразие подходов к их решению требуют различных уровней агрегации и различных структур моделей, чтобы можно было избежать излишних усложнений.

## Литература

1. Henze M., Grady C. P. L., Gujer W., Marais G. v. R., Matsuo T., Activated sludge model No. 1. IAWPRC, London (1986). (IAWPRC Scientific and Technical Reports No. 1).
2. Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C., Marais G. v. R., Activated sludge model No. 2. IAWQ, London (1995). (IAWQ Scientific and Technical Reports No. 3).
3. Reichert P., Ruchti J., AQUASIM—Computer programme for simulation and data analysis of aquatic systems: User manual. EAAG, Dübendorf, Switzerland (1994).
4. Gujer W., Boller M., A mathematical model for rotating contactors. *Water Sci. Technol.*, **22**, (1/2), 53–73 (1990).
5. Boller M., Gujer W., Nitrification of tertiary trickling filters following deep-bed filters. *Water Res.* **20**, 1363–1373 (1986).
6. Harremoës P., Haarbo A., Windier-Nielsen M., Thirsing C., Six years of pilot plant studies for design of treatment plants for nutrient removal. *Water Sci. Technol.*, **38**, (1), 219–226 (1998).
7. Sinkjær O., Yndgaard L., Harremoës P., Hansen J. L., Characterization of the nitrification process for design purposes. *Water Sci. Technol.*, **30**, (4), 47–56 (1994).
8. Harremoës P., Sinkjær O., Kinetic interpretation of nitrogen removal in pilot scale experiments. *Water Res.*, **29**, 899–905 (1995).
9. Sinkjær O., Thirsing C., Harremoës P., Jensen K. F., Running-in of the nitrification process with and without inoculation of adapted sludge. *Water Sci. Technol.*, **34**, (1–2), 261–268 (1996).
10. Arvin E., Dyreborg S., Menck C., Olsen J., A mini-nitrification test for toxicity screening, Minntox, *Water Res.*, **9**, 2029–2031 (1994).
11. Sinkjær O., Bøgebjerg P., Grüttner H., Harremoës P., Jensen K.F., Winther-Nielsen M., External and internal sources which inhibit the nitrification process in wastewater treatment plants. *Water Sci. Technol.*, **33**, (6), 57–66 (1996).
12. Lynggaard-Jensen A., Harremoës P. (eds.), Sensors in Wastewater Technology. *Water Sci. Technol.*, **33**, (1) (1996).
13. Spanjers H., Vanrolleghem P. A., Olsson G., Dold P. L., Respirometry in control of the activated sludge process: Principles. IAWQ, London (1998). (IAWQ Scientific and Technical Report No. 7).
14. Harremoës P., Transient experimentation for process understanding and control. In: Environmental Biotechnology, International Symposium, Oostende, April 21–23, pp. 1–8. Technological Institute, Oostende (1997).
15. Dupont R., Sinkjær O., Optimisation of wastewater treatment plants by means of computer models. *Water Sci. Technol.*, **30**, (4), 181–190 (1994).

16. Carstensen J., Harremoës P., Madsen H., Statistical identification of monod-kinetic parameters from on-line measurements. *Water Sci. Technol.*, **31**, (2), 125–133 (1995).
17. Olsson G., Piani G., Computer systems for automation and control. Prentice Hall, London (1992).
18. Harremoës P., Integrated water and waste management. *Water Sci. Technol.*, **35**, (9), 11–20 (1997).
19. Harremoës P., Rauch W., Optimal design and real time control of the integrated urban run-off system. *Hydrobiologia*, **410**, 177–184 (1998).
20. Harremoës P., Rauch W., Integrated design and analysis of drainage systems, including sewers, treatment plant and receiving waters. *J. Hydraul. Res.*, **34**, 815–826 (1996).
21. Rauch W., Harremoës P., The importance of the treatment plant performance during rain to acute water pollution. *Water Sci. Technol.*, **34**, (3), 1–8 (1996).
22. Harremoës P., Hvitved-Jacobsen T., Lynggaard-Jensen A., Nielsen B., Municipal wastewater systems, integrated approach to design, monitoring and control. *Water Sci. Technol.*, **29**, (1–2), 419–426 (1994).
23. Lijklema L., Tyson J. M., Le Souef A. (eds.), INTERURBA '92. *Water Sci. Technol.*, **27**, (12), 1–236 (1993).
24. EFOR, Computer model for treatment plants, version 2.0. EFORaps., Søborg, Denmark (1991).
25. Dold P. L. et al. (eds.), Activated Sludge System Simulation Programme. Water Research Commission, Pretoria, South Africa (1991).
26. Perry J., Chemical Engineers Handbook. McGraw-Hill, New York, N.Y. (1963).
27. Siegrist H., Gujer W., Mass transfer Mechanisms in a Heterotrophic Biofilm. *Water Res.*, **19**, 1369–1378 (1985).
28. Olsson G., Newell B., Wastewater Treatment Systems. IWA Publishing, London (1999).

# Предметный указатель

- Адгезия 231  
Абсорбция 235  
Азот  
    в сточной воде 311  
    содержание 77, 78  
    фракции 75  
    газообразный 311  
    концентрационный профиль 313  
    методы удаления 281  
Алюминий как осадитель 387  
Анализ  
    БПК 60 и сл.  
    ОПК 60 и сл., 74  
    ХПК 62 и сл.  
        фракции 68 и сл., 71  
Анализы сточных вод 39, 63  
Анаэробная  
    деградация 145  
    очистка  
    проектирование 352, 362  
        ингибирование 379  
        системы фильтрации 360  
        способы отделения ила 357  
        схема 351, 356  
        типы систем 355  
Анаэробные процессы 144  
    на фильтрах 361  
    кислотогенная стадия 152  
    операционные параметры 375  
Анаэробные реакторы 337, 342,  
    343  
    запуск 374  
    характеристика 365  
Аноксическая стабилизация ила  
    346  
Аэрация 160  
    в биофильтрах 230  
Аэротенк 160, 166, 167  
    идеального перемешивания 175  
    полного вытеснения 175  
    совмещенный с отстойником 175  
Бактерии 86–88  
    денитрифицирующие 132  
    кислотогенные 145  
        метаногенные 145  
        нитрофицирующие 113, 114  
Биогаз 349, 350  
Биологическая очистка 85 и сл.  
    организмы, участвующие в 88  
    реакторы для 86  
Биологические превращения 92  
    и сл.  
    модели 93  
    типы 92  
Биологический рост 93  
Биологическое потребление кислорода  
    63 и сл.  
    определение 65  
    модифицированный метод 67  
Биомасса  
    вынос 376  
    ингибирование 377  
    коэффициент прироста 247  
    распад 96  
    рост 231  
    удаление из биопленки 232, 233  
Биопленка  
    идеальная 188  
    проницаемая  
        полностью 192  
        частично 192  
    эффективная толщина 193  
Биопленки 181, 187, 258, 291, 292  
    денитрификация в 231, 292  
    кинетика процессов в 207  
    плотность 199  
    площадь поверхности 214  
    проницаемость 192, 253  
        частичная 205  
    типы 231, 232  
    толщина 194, 195  
    эффективная 193  
Биофильтры 181  
    без рециркуляции 212, 213  
    для денитрификации 302 и сл.  
        нитрификации 324 и сл.  
    массовые балансы для 302  
    проектирование 222, 223, 226, 276,  
        324

- скорость нитрификации на 259  
с рециркуляцией 212, 213
- Брожение анаэробное 145, 148, 149  
влияние на  
среды 153  
токсичных веществ 155  
ингибирование 154  
кинетика 151  
макроэлементы для 149
- Взвешенные вещества  
в стоках 60  
органические 61  
удаление 233
- Водоросли 86, 87
- Возраст ила 172, 183, 184, 354, 366  
контроль за 171  
аэробного 173, 250  
активного 183
- Время  
гидравлического удерживания 72,  
153, 165, 172, 181, 209, 284, 285,  
401, 403  
отклика 466  
предсказания 467
- Гетеротрофные микроорганизмы  
108
- Гидролиз 95  
внешний 235  
константы 95, 96  
ферментация 348  
в анаэробных процессах 151
- Гиперфльтрация 289
- Гидравлическая нагрузка 223
- Гидравлическая пленка 200, 202,  
207  
диффузия в 201, 202
- Гликоген-аккумулирующие организмы  
139
- Грибы 86, 87
- Денитрификация 123 и сл.  
рН-зависимость 135  
в избытке органического вещества  
195  
источник энергии для 132  
щелочность 129  
кинетика 130  
определение 281  
параметры 283  
системы 282  
температурная зависимость 134
- Дзета-потенциал 393–395
- Диффузия  
двухкомпонентная 204  
коэффициент 314  
скорость 188
- Доочистки методы 412
- Дыхание ила  
кислородное 80, 81, 309  
нитратное 80, 81, 309  
скорость 80, 81
- Железо как осадитель 406
- Загрузка фильтра 209, 215, 218, 219,  
223
- Запасные вещества 97–99  
в биомассе 98  
накопление 97
- Запуск анаэробного реактора 374
- Изотерма  
Ленгмюра 405  
Фрейндлиха 405
- Изозлектрическая точка 392, 395
- Ил  
активный 86, 87  
возраст 183  
контроль за 171  
избыточный 160, 171, 215  
анаэробная обработка 350  
биологический гидролиз 321  
денитрифицирующий 297  
избыточный 171  
нитрифицирующий 259
- Иловый индекс 79, 80, 88, 139
- Илы септиктеков 46  
характеристики 51
- Ингибирование  
денитрификации 310  
конкурентное 109  
неконкурентное 109  
нитрификации 123, 125  
металлами 121  
окисления аммония 120
- Индекс  
плотности ила 80  
растворимости 61
- Инфильтрация 25, 39, 43, 46  
расчет объема 40
- Кальций как осадитель 390
- Капельные фильтры 193, 199, 216, 217,  
267  
кольматация 216  
проектирование 223
- Кинетика процессов 196  
методика изучения 207
- Кинетические константы  
биологического удаления фосфора  
144  
брожения 154  
денитрификации 136, 237  
нитрификации 122, 124, 126

- Коагуляция 391  
 Кольматация фильтров 225  
 Комбинированный процесс 290  
 массовый баланс в 294  
 Коммунальные стоки 46 и сл.  
 расчет объемов 31, 32  
 содержание  
 макроэлементов в 48  
 металлов в 48  
 состав загрязнений 47, 48  
 характеристики 49, 50  
 Компоненты  
 ила 170  
 сточных вод 45  
 Компьютерное моделирование 182, 273,  
 278, 320 и сл., 324  
 станции с активным илом 444  
 Конверсия аэробная  
 гетеротрофная  
 кинетические аспекты 107 и сл.  
 влияние среды на 107  
 макроэлементы для 105  
 Константа полунасыщения 463  
 гидролиза 235  
 Контроль работы 463, 466  
 в реальном времени 433  
 оптимизация 434  
 Контактная  
 стабилизация  
 принцип 179  
 системы 179  
 уравнение массового баланса для  
 179  
 фильтрация 410  
 Контрольное время 467  
 Концентрационные профили 312,  
 313  
 Концентрация ила 108, 168  
 Коэффициенты  
 диффузии 187, 194, 199  
 переноса 200, 201  
 прироста ила (биомассы) 72,  
 101–106, 114, 128, 141, 163, 168,  
 175, 183,  
 максимальный 102, 122  
 при анаэробном брожении 148  
 - денитрификации 187  
 Кумулятивная кривая 25  
 Кратность рециркуляции 168  
 Лечаты 46, 272  
 характеристики 51  
 Лизис 96  
 Лимитирующий фактор  
 денитрификации 286  
 Макроэлементы  
 для анаэробного брожения 149  
 - нитрификации 129  
 Масса ила 169  
 Массовый баланс  
 для биофильтров 212  
 - погружного фильтра 209  
 при нитрификации 247  
 расчет 242  
 уравнение 161, 162, 165, 333  
 Методы доочистки 412  
 Микроорганизмы в сточных водах  
 50  
 Методы доочистки 412  
 Многоклеточные организмы 86, 87  
 Моделирование 240  
 детальное детерминистское 240  
 концентрации 463  
 интегральное 467  
 Модель  
 денитрификации 314  
 нитрификации 311, 447  
 Модели  
 применение 432  
 структура 431, 435  
 верификация 437  
 калибровка 437  
 оценка 438  
 Модуль Тиле 198  
 Нагрузка  
 на ил 169, 181, 184  
 - фильтр 211  
 объемная 168, 182, 183, 362  
 по органическому веществу 214  
 при аэробной очистке 366  
 создаваемая одним  
 условным жителем 41–43  
 Насадочные жидкости 46  
 характеристика 53, 53  
 Нитрификация 112 и сл., 116  
 зависимость от pH 119, 255  
 ингибирование 121, 123  
 кинетические константы 122  
 нормализация процесса 459  
 определение 112  
 в биопленке 454  
 температурный режим  
 проектирование 452  
 Объемная нагрузка 214, 223, 363  
 Обезвоживание ила 170  
 Обработка стоков  
 биологическая 86, 87  
 предварительная 356  
 Общее потребление кислорода 74  
 Общий органический углерод 74  
 Одновременное осаждение 410  
 Окислительный канал 177, 178  
 Оптимизация  
 анаэробной очистки 373

- биологического удаления фосфора 345
- нитрификации 274
- Органические вещества в сточной воде 101
- конверсия 99
- аэробная 99
- Осаждение фосфора 304
- Отношение C/N 304
- Отстойники 160, 178, 225, 245
  
- Параметры модели 436
- верификация 437
- калибровка 437
- оценка 439
- Патогенные организмы 86, 87
- Пилотная установка 463
- мониторинг 457
- Планирование эксперимента 439
- Поверхностная гидравлическая нагрузка 214
- Погружной фильтр 208–211, 218, 219
- массовый баланс 209
- Популяционный коэффициент 41, 43, 184
- Постденитрификация 299
- Постосаждение 420
- Преденитрификация 299
- pH-Профили 318
- Прирост ила 169, 170, 214
- единицы измерения 170
- Проектирование систем биологического удаления фосфора 340, 414
- Простейшие организмы 86, 87
- Пруды 412, 428
- инфильтрационные 413
  
- Распад биомассы 96
- Реактор для биологического удаления фосфора 338
- идеального перемешивания 207
- контактный 363
- с вращающимися дисками 201, 222, 224, 225
- контактной стабилизацией 130
- со взвешенной биопленкой 221, 251
- UASB 358, 360, 353
- Реакторы анаэробные
- технические характеристики 365, 366
- нитрификации 248, 249
- с активным илом 161, 169, 171
- контактной стабилизацией 180
- рециркуляцией 165, 174
  
- Реакции биологического удаления фосфора 139
- денитрификации 127
- нитрификации 124
- Редокс-зоны 327, 328
- в биопленке 328
- Редокс-потенциал 327
- Рециркуляция 165, 212, 213
- кратность 214
  
- Сверхпараметризация 438
- Селекция микроорганизмов 89–92
- в реакторах 90–91
- на биофильтрах 90
- Системы биологического удаления фосфора 337
- денитрификации 295 и сл.
- проектирование 304
- нитрификации
- двухстадийные 205, 269
- обособленные 247
- оптимизация 247, 259
- типы 259
- одноиловые 297
- с активным илом 160, 174 и сл., 248
- проектирование 182
- уравнение массового баланса 176
- эффективность 168
- биосорбцией взвешенного вещества 181
- со взвешенной биомассой 362
- Скорость нитрификации 118, 119, 454
- прогнозирование 455
- Соединения азота
- микробная конверсия 123
- Стабилизация ила
- контактная 179, 180
- Станции денитрификации 308
- проектирование 441
- Статистическая обработка данных 26
- Степень флокуляции 401–404
- Стоки
- внешние 53
- внутренние 53
- городские 183
- концентрация органических веществ в 73
- прогнозирование объемов 43
- серые 54
- состав 46

- промышленные 36  
 расчет объемов 35  
 черные 54
- Сточные воды 23 и сл.  
 анаэробная очистка 350  
 компоненты 45  
 объемов  
 измерение 25  
 расчет 31, 32, 35, 44  
 органические вещества в 100,  
 101  
 анализы 63  
 аэробная конверсия 99  
 фосфорсодержащие вещества в  
 383  
 характеристика 60 и сл.  
 Структура модели 435
- Температурный режим  
 нитрификации  
 проектирование 453
- Теоретические модели 429, 431
- Типы реакторов 215
- Удаление фосфора  
 биологическое 136, 142, 333, 334, 338,  
 339  
 реакции 139  
 на контактном фильтре 417  
 небактериальное 406  
 установки для 386  
 химическое 386  
 схема 384
- Уравнение  
 Вант-Гоффа 108  
 Моно 94, 107, 108, 117, 119, 130, 142,  
 152  
 двойное 109, 110  
 массового баланса  
 в системе с активным илом  
 161  
 при анаэробной обработке 351  
 - денитрификации 247  
 по фосфору 335  
 процессов удаления фосфора  
 382
- Фактор  
 разведения 79  
 эффективности 190, 307-309
- Фильтры  
 анаэробные  
 проектирование 369  
 денитрифицирующие 303  
 для нитрификации 296
- капельные 216  
 погружные 218, 302, 308  
 с постоянным отделением ила  
 303  
 - промывкой обратным током  
 308  
 - псевдооживленным слоем 220,  
 221, 303, 308, 361  
 - расширенным слоем 219, 220,  
 361
- Флокулы 311, 398  
 в активном иле 165, 166  
 структура 165
- Флокуляционная камера 398, 399
- Флокуляция 398, 399, 401-403  
 как стадия удаления фосфатов  
 386
- Фосфат-аккумулирующие организмы  
 70, 88, 137, 143, 334  
 денитрифицирующие 137, 138  
 метаболизм 97, 137, 138  
 неденитрифицирующие 137
- Фосфор  
 аккумуляция микроорганизмами в  
 сточных водах 137  
 фракции 78  
 осаждение 387  
 расчет содержания в иле 344  
 связывание в почве 404, 405, 421,  
 422
- Фосфорсодержащие вещества 383
- Фрактальные диаграммы 26, 28, 54,  
 56
- Фракционирование ХПК 68 и сл.,  
 71
- Химическое потребление кислорода 67  
 и сл.
- Число Пекле 294
- Щелочность и биологическое удаление  
 фосфора 142  
 изменение  
 на кислотогенной стадии 150  
 при денитрификации 129, 315,  
 316  
 - нитрификации 116, 315, 316  
 общая 79
- Эвтрофикация 333
- Экссфильтрация 25, 39, 46
- Эндогенное дыхание 96, 99, 102
- Эффективность обработки 213



# Оглавление

Предисловие научного редактора .....	5
Предисловие .....	8
Предисловие к третьему изданию .....	9
Список используемых обозначений .....	10
Греческий алфавит .....	24
<b>Глава 1. Сточные воды, их объем и состав. Могенс Хенце (Mogens Henze)</b> ..	25
1.1. Объемы сточных вод .....	25
1.1.1. Измерения .....	25
1.1.2. Статистическая обработка .....	26
1.1.3. Оценочные данные .....	31
1.1.4. Популяционный эквивалент и нагрузка, создаваемая условным жителем .....	41
1.1.5. Прогнозирование .....	43
1.2. Компоненты сточных вод .....	45
1.2.1. Коммунальные и городские стоки .....	46
1.2.2. Разброс данных .....	54
Литература .....	57
<b>Глава 2. Характеристика сточных вод и биомассы. Могенс Хенце (Mogens Henze)</b> .....	60
2.1. Взвешенные вещества .....	60
2.1.1. Осаждаемые вещества .....	61
2.2. Органические вещества .....	61
2.3. Азот .....	75
2.4. Фосфор .....	78
2.5. Общая щелочность .....	79
2.6. Иловый индекс (объемный) .....	79
2.7. Скорость дыхания ила .....	80
Литература .....	82
<b>Глава 3. Основные биологические процессы. Могенс Хенце (Mogens Henze)</b> ..	85
3.1. Биология в биологической очистке сточных вод .....	85
3.1.1. Организмы .....	85
3.1.2. Селекция организмов .....	89
3.2. Процессы конверсии на станциях биологической очистки стоков ..	92
3.2.1. Биологический рост .....	93
3.2.2. Гидролиз .....	95
3.2.3. Распад биомассы .....	96
3.2.4. Накопление запасных веществ .....	97
3.3. Аэробная гетеротрофная конверсия органических веществ .....	99
3.3.1. Реакции аэробной конверсии .....	99
3.3.2. Коэффициент прироста ила при аэробной гетеротрофной конверсии .....	101
3.3.3. Макроэлементы для аэробной гетеротрофной конверсии ..	105
3.3.4. Кинетические аспекты аэробной гетеротрофной конверсии ..	107
3.3.5. Гетеротрофные микроорганизмы в аэробной конверсии ..	108

3.3.6.	Влияние окружающей среды на аэробную гетеротрофную конверсию .....	108
3.4.	Нитрификация .....	112
3.4.1.	Реакции нитрификации .....	113
3.4.2.	Щелочность .....	116
3.4.3.	Кинетические аспекты нитрификации .....	117
3.4.4.	Влияние окружающей среды на нитрификацию .....	117
3.5.	Денитрификация .....	123
3.5.1.	Реакции денитрификации .....	127
3.5.2.	Коэффициент прироста ила при денитрификации .....	127
3.5.3.	Макроэлементы, необходимые для денитрификации .....	129
3.5.4.	Щелочность .....	129
3.5.5.	Кинетика денитрификации .....	130
3.5.6.	Влияние окружающей среды на денитрификацию .....	132
3.6.	Биологическое удаление фосфора .....	136
3.6.1.	Микроорганизмы .....	137
3.6.2.	Реакции биологического удаления фосфора .....	139
3.6.3.	Коэффициент прироста биомассы в процессе биологического удаления фосфора .....	141
3.6.4.	Щелочность .....	142
3.6.5.	Кинетика биологического удаления фосфора .....	142
3.6.6.	Влияние окружающей среды на биологическое удаление фосфора .....	143
3.7.	Анаэробные процессы .....	144
3.7.1.	Реакции при анаэробном брожении .....	145
3.7.2.	Рост биомассы и коэффициенты ее прироста при анаэробном брожении .....	148
3.7.3.	Макроэлементы, необходимые для анаэробного брожения .....	149
3.7.4.	Щелочность при анаэробном брожении .....	150
3.7.5.	Кинетика анаэробного брожения .....	151
3.7.6.	Образование газообразных продуктов .....	152
3.7.7.	Влияние окружающей среды на анаэробное брожение .....	153
	Литература .....	156
<b>Глава 4. Системы очистки стоков с активным илом. Могенс Хенце (Mogens Henze)</b> .....		
4.1.	Массовый баланс в системе с активным илом .....	160
4.2.	Понятия и определения, используемые для описания процессов, происходящих в системах с активным илом .....	168
4.3.	Типы систем с активным илом .....	173
4.3.1.	Системы с рециркуляцией активного ила .....	174
4.3.2.	Системы с совмещенным аэротенком и отстойником .....	176
4.3.3.	Системы с контактной стабилизацией ила .....	179
4.3.4.	Системы с биосорбцией взвешенного вещества .....	181
4.3.5.	Проектирование систем очистки с использованием активного ила .....	182
4.3.6.	Проектирование на основе объемной нагрузки .....	182
4.3.7.	Проектирование на основе нагрузки на ил или возраста ила .....	184
	Литература .....	186
<b>Глава 5. Биофильтры. Поль Армоэс, Могенс Хенце (Paul Harremoës, Mogens Henze)</b> .....		
5.1.	Кинетика процессов, происходящих в биопленках .....	187
5.2.	Кинетические параметры процессов, происходящих в биопленках .....	198
5.3.	Диффузия в гидравлической пленке .....	200
5.4.	Двухкомпонентная диффузия .....	204
5.5.	Кинетика процессов, происходящих на фильтрах .....	206

5.6.	Массовые балансы для биофильтров	212
5.6.1.	Биофильтры без рециркуляции	212
5.6.2.	Биофильтры с рециркуляцией	212
5.7.	Понятия и определения	213
5.8.	Типы реакторов	215
5.8.1.	Капельные фильтры	216
5.8.2.	Погружные фильтры	218
5.8.3.	Реакторы с вращающимися дисками	221
5.9.	Проектирование биофильтров	222
5.9.1.	Проектирование капельных фильтров	223
5.9.2.	Проектирование реакторов с вращающимися дисками	224
5.9.3.	Проектирование фильтров других типов	226
5.9.4.	Проектирование биофильтров, предназначенных для удаления растворенных органических веществ	226
5.10.	Технические условия работы биофильтров	230
5.10.1.	Аэрация в биофильтрах	230
5.10.2.	Рост и удаление биомассы	231
5.11.	Удаление взвешенных органических веществ	233
5.12.	Детальное моделирование	240
	Литература	243
	Дополнительная литература (публикации, в которых содержится общая информация о биопленках)	245
<b>Глава 6.</b>	<b>Системы очистки с нитрификацией. Йес Ля-Кур-Янсен, Поль Армоэс, Могенс Хенце (<i>Jes la Cour Jansen, Poul Hartemoës, Mogens Henze</i>)</b>	246
6.1.	Массовый баланс при нитрификации	247
6.1.1.	Обособленные системы нитрификации	247
6.1.2.	Совместное удаление органического вещества и аммония	258
6.2.	Типы систем нитрификации	259
6.2.1.	Системы, содержащие только нитрифицирующий ил	260
6.2.2.	Одноиловые системы нитрификации	261
6.2.3.	Нитрификация в двухстадийной системе	265
6.2.4.	Фильтры, содержащие только нитрифицирующий ил	266
6.2.5.	Двухстадийные системы нитрификации на фильтрах	266
6.2.6.	Двухстадийные системы нитрификации, состоящие из биофильтра и реактора с активным илом	269
6.3.	Проектирование систем нитрификации	270
6.3.1.	Системы нитрификации с активным илом	270
6.3.2.	Оптимизация работы систем нитрификации	274
6.3.3.	Проектирование биофильтров для нитрификации	276
	Литература	279
<b>Глава 7.</b>	<b>Системы денитрификации. Йес Ля-Кур-Янсен, Поль Армоэс, Могенс Хенце (<i>Jes la Cour Jansen, Poul Hartemoës, Mogens Henze</i>)</b>	281
7.1.	Уравнения массового баланса при денитрификации	282
7.1.1.	Обособленные системы денитрификации	282
7.1.2.	Комбинированный процесс нитрификации/денитрификации	290
7.2.	Типы систем денитрификации	295
7.2.1.	Системы денитрификации с денитрифицирующим илом	297
7.2.2.	Денитрификация в одноиловой системе	297
7.2.3.	Биофильтры для денитрификации	302
7.3.	Проектирование систем денитрификации	304
7.3.1.	Отношение C/N	304
7.3.2.	Кислород/перемешивание	309
7.3.3.	Одновременная нитрификация/денитрификация	310
7.3.4.	Газообразный азот в отстойниках и на биофильтрах	311

7.3.5. Потребление кислорода .....	315
7.3.6. Щелочность .....	316
7.3.7. Проектирование систем денитрификации с активным илом	316
7.3.8. Проектирование на основе моделирования .....	319
7.3.9. Проектирование биофильтров для денитрификации .....	324
7.4. Редокс-зоны в биомассе .....	327
Литература .....	331
<b>Глава 8. Системы биологического удаления фосфора. Могенс Хенце (Mogens Henze)</b> .....	<b>333</b>
8.1. Уравнения массового баланса при биологическом удалении фосфора в системах с активным илом .....	333
8.2. Типы систем для биологического удаления фосфора .....	337
8.2.1. Биологическое удаление фосфора в сочетании с нитрификацией/денитрификацией при использовании внутреннего источника углерода .....	337
8.2.2. Биологическое удаление фосфора в сочетании с нитрификацией/денитрификацией с дополнительным источником углерода .....	339
8.2.3. Биологическое удаление фосфора с использованием легко разлагаемого органического вещества, образующегося внутри системы .....	340
8.2.4. Биологическое удаление фосфора без нитрификации/денитрификации .....	340
8.3. Проектирование систем биологического удаления фосфора .....	340
8.3.1. Легко разлагаемое органическое вещество .....	340
8.3.2. Проектирование реакторов для биологического удаления фосфора .....	342
8.3.3. Оптимизация процесса биологического удаления фосфора .....	345
Литература .....	347
<b>Глава 9. Гидролиз/ферментация и анаэробная очистка сточных вод. Могенс Хенце (Mogens Henze)</b> .....	<b>348</b>
9.1. Гидролиз/ферментация .....	348
9.2. Анаэробная обработка сточных вод .....	350
9.2.1. Введение .....	350
9.2.2. Уравнения массового баланса при анаэробной обработке .....	351
9.3. Типы систем анаэробной очистки .....	355
9.3.1. Предварительная обработка стоков при анаэробной очистке .....	356
9.3.2. Системы со взвешенным илом .....	357
9.3.3. Анаэробная очистка на фильтрах .....	359
9.4. Проектирование систем анаэробной очистки .....	362
9.4.1. Проектирование систем со взвешенной биомассой .....	362
9.4.2. Проектирование анаэробных фильтров .....	369
9.4.3. Образование газообразных соединений в анаэробном процессе .....	371
9.4.4. Оптимизация анаэробной очистки .....	373
9.4.5. Запуск анаэробных реакторов .....	373
9.4.6. Нарушения в работе анаэробных реакторов .....	374
Литература .....	380
<b>Глава 10. Небиологические системы для удаления фосфора из сточных вод. Эрик Арван, Могенс Хенце (Erik Arvin, Mogens Henze)</b> .....	<b>382</b>
10.1. Уравнения массового баланса для процессов удаления фосфора .....	382
10.2. Механизмы физико-химического удаления фосфора .....	385
10.2.1. Осаждение .....	387
10.2.2. Коагуляция .....	391
10.2.3. Флокуляция .....	398

10.2.4. Связывание фосфора в почве .....	404
10.3. Небиологические системы удаления фосфора .....	406
10.3.1. Осаждающие вещества .....	406
10.3.2. Процесс очистки воды .....	408
10.4. Проектирование установок для удаления фосфора .....	414
10.4.1. Химическое осаждение .....	414
10.4.2. Связывание фосфора в почве .....	421
10.5. Работа установок для удаления фосфора .....	423
Литература .....	426
<b>Глава 11. Особенности моделей, их калибровка и применение. Полю Армозэ</b> <b>(Poul Harremoës)</b> .....	429
11.1. Прагматизм и теоретические модели .....	429
11.1.1. Инженерное мастерство .....	429
11.1.2. Научно обоснованный детерминистский подход .....	430
11.1.3. Структура моделей, переменные, параметры и движущие силы .....	431
11.2. Применение моделей .....	432
11.2.1. Инструмент планирования .....	432
11.2.2. Анализ процессов на действующих станциях .....	432
11.2.3. Проектирование новых станций .....	433
11.2.4. Контроль работы станций в реальном времени .....	433
11.2.5. Модели как инструменты исследования .....	434
11.2.6. Уровень агрегации .....	434
11.3. Калибровка модели и оценка параметров .....	435
11.3.1. Структура модели .....	435
11.3.2. Калибровка, верификация и оценка параметров .....	436
11.4. Проектирование станций очистки воды .....	441
11.4.1. Идентификация проблемы .....	441
11.5. Моделирование систем с биопленкой .....	446
11.6. Анализ действующих станций/пилотных установок .....	461
11.6.1. Идентификация проблемы .....	461
11.6.2. Создание экспериментальной программы .....	461
11.6.3. Интерпретация результатов .....	462
11.7. Контроль в реальном времени .....	464
11.8. Интегральное моделирование .....	467
Литература .....	469
<b>Предметный указатель</b> .....	471