

Oczyszczanie odcieków z wysypisk metodą osadu czynnego w reaktorach SBR

Ewa Klimiuk

Dorota Kulikowska

Katedra Chemii i Technologii Wody i Ścieków

Akademia Rolniczo-Techniczna

Olsztyn-Kortowo

1. Wstęp

Gromadzenie odpadów na wysypiskach komunalnych stwarza wiele zagrożeń dla środowiska. Najgroźniejszym skutkiem jest zanieczyszczenie wód gruntowych, a zwłaszcza podziemnych stanowiących rezerwar wody pitnej. Podstawowym warunkiem ochrony wód głębszych przed zanieczyszczeniami pochodzącymi z odcieków jest uszczelnienie wysypisk. Zabieg ten pozwala na systematyczny odbiór odcieków, które następnie powinny być unieszkodliwione.

Ocieki z wysypisk charakteryzują się złożonym składem chemicznym i w większości przypadków są trudne do oczyszczania (1). Kierowane do oczyszczalni miejskich mogą powodować wzrost stężenia metali ciężkich w osadach ściekowych, a także związków refrakcyjnych i azotu w ściekach oczyszczonych. Zwiększają też ryzyko zagrożeń sanitarnych. Z tego powodu rozważa się również możliwość ich oczyszczania w lokalnych oczyszczalniach wchodzących w skład infrastruktury wysypiska. Oczyszczanie odcieków w wydzielonym układzie umożliwi ponadto wprowadzanie takich metod intensyfikacji procesu, które nie mają uzasadnienia w oczyszczalniach ścieków miejskich (2,3).

Celem pracy były badania technologiczne nad oczyszczaniem odcieków z wysypisk metodą osadu czynnego w warunkach beztlenowo-tlenowych, w reaktorach porcjowych typu SBR (ang. *sequencing batch reactor*).

Przy wyborze metody oczyszczania kierowano się zarówno przesłankami technologicznymi jak i względami eksploatacyjnymi. W przeprowadzonych badaniach na ściekach miejskich i przemysłowych wykazano, że reaktory SBR charakteryzują się małą wrażliwością na obecność substancji toksycznych (4,5). Są proste w obsłudze, a ponadto w czasie ich eksploatacji istnieje możliwość wprowadzania modyfikacji technologicznych.

Zakres badań technologicznych nad oczyszczaniem odcieków w reaktorach SBR obejmował określenie:

- szybkości usuwania związków organicznych, współczynnika wydajności i autolizy mikroorganizmów w osadzie czynnym,
- szybkości usuwania azotu amonowego i nityfikacji,
- wpływu czasu zatrzymania odcieków na sprawność usuwania zanieczyszczeń organicznych oraz związków azotu.

2. Metody badań

2.1. Odcieki

Badania prowadzono na odciekach pochodzących z wysypiska komunalnego w Wysiece koło Bartoszc, woj. olsztyńskie. Wysypisko działa od stycznia 1996 r. Pojemność wysypiska wynosi 61 628 m³. Ilość odpadów stałych składowanych na wysypisku w 1997 r. wyniosła 22 773 m³. Ilość odcieków odprowadzonych w styczniu 1998 r. — ok. 1280 m³.

2.2. Stanowisko badawcze

Do badań wykorzystywano laboratoryjne reaktory SBR o pojemności czynnej 6 dm³. W tego typu reaktorach oczyszczanie następuje w pojedynczym zbiorniku, okresowo mieszanym i napowietrzanym. Cykl pracy reaktora SBR składa się z następujących po sobie faz napełniania, mieszania, napowietrzania, sedymentacji i dekantacji (spustu).

W badaniach cykl pracy reaktora wynosił 24 h; w tym faza mieszania (3 h, przy prędkości obrotów mieszadła ok. 36 obr./min), napowietrzania (19 h), sedymentacji (1 h i 45 min) oraz dekantacji (15 min). Odcieki surowe wprowadzono do reaktora jednorazowo na początku cyklu, po dekantacji odcieków oczyszczonych.

2.3. Założenia eksperymentu

Przebadano cztery warianty technologiczne różniące się ilością odcieków doprowadzanych do reaktorów (tab. 1). Badania prowadzono w czterech seriach, w równoległe pracujących reaktorach. Czas trwania doświadczenia wyniósł 34 dni (nie licząc okresu adaptacji).

TABELA 1
ZAŁOŻENIA TECHNOLOGICZNE CHARAKTERYZUJĄCE PROCES OCZYSZCZANIA ODCIEKÓW Z WYSYPISK
METODĄ OSADU CZYNNEGO W REAKTORACH SBR

Parametry technologiczne	Jednostka	Seria			
		1	2	3	4
		SBR 1	SBR 2	SBR 3	SBR 4
ilość doprowadzonych odcieków w cyklu	[dm ³]	0,5	1,0	2,0	3,0
czas zatrzymania odcieków	[d]	12	6	3	2
stopień wymiany objętościowej (n)	[-]	0,083	0,167	0,333	0,50
zawiesiny w osadzie czynnym	[mg · dm ⁻³]	3086	4144	6353	7100
zawiesiny lotne w osadzie czynnym	[mg · dm ⁻³]	1620	2155	3164	3692

2.4. Metody analityczne

W ściekach dopływających i oczyszczonych oznaczano zapotrzebowanie tlenu (ChZT), stężenie azotu organicznego, amonowego, azotanowego i azotynowego oraz zawiesiny ogólne, mineralne i lotne. W osadzie czynnym oznaczano stężenie tlenu oraz zawiesiny ogólne, mineralne i lotne. Oznaczanie azotu ogólnego i amonowego wykonywano w aparacie Büchi 316. Azot azotanowy oznaczano metodą kolorymetryczną z kwasem fenolodwusulfonowym, azot azotynowy z α -naftyloaminą, ChZT metodą dwuchromianową, zgodnie z metodyką podaną przez Hermanowicza i wsp. (6). Zawartość tlenu mierzą sondą firmy HANNA HI 9143. Do oznaczania zawiesin w osadzie i ściekach wykorzystano metodę wagową wg Hermanowicza i wsp. (6).

W celu określenia szybkości ubytku azotu amonowego i nityfikacji analizowano profile stężeń azotu amonowego, azotanowego i azotynowego w czasie cyklu. Badania wykonywano z próbek sączonych stosując podaną metodykę.

3. Omówienie wyników

3.1. Badania szybkości usuwania związków organicznych oraz wyznaczenie współczynnika wydajności osadu czynnego Y i autolizy mikroorganizmów k_d

Szybkość usuwania zanieczyszczeń organicznych i przyrost biomasy mikroorganizmów w reaktorach SBR zależą od warunków początkowych procesu, tj. stężenia substancji organicznych (C_0) oraz stężenia zawiesin (X_0) w osadzie czynnym. Początkowe stężenie zanieczyszczeń w reaktorach SBR zależy od stopnia wymiany objętościowej odcieków i może być określone z równania 1 (7):

$$C_0 = C_s - [(C_s - C_e) \cdot (1 - n)] \quad [1]$$

gdzie: C_s — stężenie substancji organicznych w odciekach surowych mierzone wartością ChZT [$\text{mg O}_2 \cdot \text{dm}^{-3}$],

C_0 — stężenie substancji organicznych na początku cyklu mierzone wartością ChZT [$\text{mg O}_2 \cdot \text{dm}^{-3}$],

C_e — stężenie substancji organicznych w odpływie z reaktora mierzone wartością ChZT [$\text{mg O}_2 \cdot \text{dm}^{-3}$],

n — stopień wymiany objętościowej odcieków [-].

Na rysunku 1 przedstawiono stężenie substancji organicznych na początku (C_0) i końcu cyklu (C_e) w zależności od stopnia wymiany objętościowej odcieków w reaktorach SBR. W serii 1 przy ilości doprowadzonych odcieków w cyklu wynoszącej zaledwie 8,3% objętości czynnej reaktora, ładunek ChZT doprowadzony z odciekami surowymi na początku cyklu był niewielki w porównaniu z ładunkiem związków organicznych pozostających w reaktorze po zakończeniu cyklu. Skutkiem tego była mała również różnica pomiędzy ChZT odcieków na początku (C_0) i końcu (C_e) cyklu (rys. 1).

Wiadomo, że część związków organicznych w odciekach nie ulega rozkładowi biochemicznemu. Przyjmując, że rozkład substancji organicznych zachodzi zgodnie z reakcją pierwszego rzędu, a stężenie substancji nierozkładalnych w odciekach wynosi C_r równanie szybkości usuwania zanieczyszczeń ma postać:

$$r_c = -\frac{dC}{dt} = -k \cdot (C_s - C_r) \quad [2]$$

gdzie: r_c — szybkość usuwania zanieczyszczeń organicznych [$\text{mg ChZT} \cdot \text{dm}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$],

k — stała szybkości usuwania zanieczyszczeń organicznych [d^{-1}],

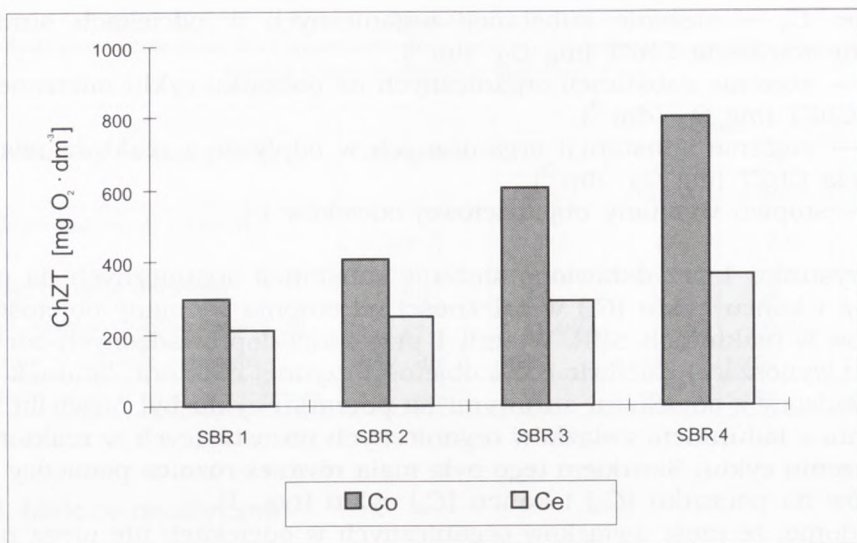
C_r — stężenie substancji organicznych opornych na biochemiczny rozkład mierzone wartością ChZT [$\text{mg O}_2 \cdot \text{dm}^{-3}$],

t — czas zatrzymania odcieków w reaktorze [d].

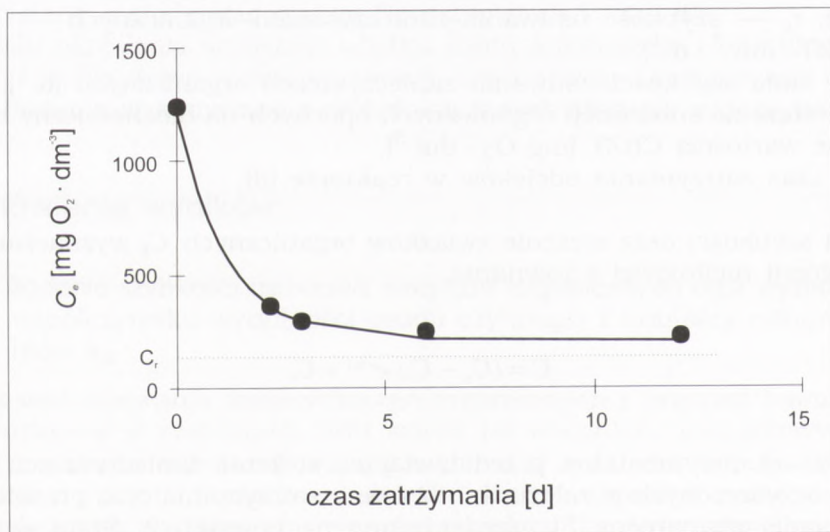
Stałą szybkości oraz stężenie związków organicznych C_r wyznaczano metodą regresji nieliniowej z równania:

$$C = (C_s - C_r) e^{-kt} + C_r \quad [3]$$

Wyniki eksperymentalne przedstawiające stężenie zanieczyszczeń w odciekach oczyszczonych w zależności od czasu zatrzymania oraz przebieg funkcji opisanej równaniem [3] przedstawiono na rysunku 2. Stała szybkości wyniosła $k = 0,83 \text{ d}^{-1}$, a stężenie związków opornych na biochemiczny rozkład $C_r = 205 \text{ mg O}_2 \cdot \text{dm}^{-3}$.



Rys. 1. Stężenie zanieczyszczeń organicznych odcieków w reaktorach SBR na początku (C₀) i końcu (C_e) cyklu.



Rys. 2. Stężenie zanieczyszczeń organicznych (ChZT) w odciekach oczyszczonych, w zależności od czasu zatrzymania odcieków w reaktorach SBR.

Przyrost osadu czynnego określono jako sumę zawiesin lotnych odprowadzanych z reaktorów w ciągu doby w postaci osadu nadmiernego ($X \cdot Q_w$) oraz zawiesin lotnych odprowadzanych z odciekami oczyszczonymi ($X_e \cdot Q$). Uzyskane wartości (wyrażone jako średnie arytmetyczne) przedstawiono w tabeli 2.

TABELA 2
PARAMETRY TECHNOLOGICZNE UZYSKANE W PROCESIE OCZYSZCZANIA ODCIEKÓW Z WYSYPISK
METODĄ OSADU CZYNNEGO W REAKTORACH SBR

Parametry technologiczne	Jednostka	Seria			
		1	2	3	4
		SBR 1	SBR 2	SBR 3	SBR 4
ładunek ChZT w dopływie	[g ChZT/cykl]	0,62	1,24	2,47	3,70
średnie obciążenie osadu	[mg ChZT · g ⁻¹ smo · h ⁻¹]	3,35	5,05	6,84	8,8
usunięty ładunek ChZT w cyklu (Q_{ChZT}/V)	[g ChZT/cykl]	0,5125	0,993	1,892	2,619
usunięty ładunek ChZT ($Q_{\text{ChZT},V}$)	[mg ChZT · dm ⁻³ · h ⁻¹]	4,497	8,71	16,596	22,97
usunięty ładunek ChZT ($Q_{\text{ChZT},X}$)	[mg ChZT · g ⁻¹ smo · h ⁻¹]	2,78	4,04	5,245	6,22
przyrost osadu w cyklu	[g smo/cykl]	0,130	0,317	0,684	0,962
zawiesiny lotne w odciekach oczyszczonych	[g smo/cykl]	0,037	0,074	0,128	0,210
wiek osadu	[d]	58	33	23	19
współczynnik wydajności biomasy (Y_{obs})	[mg smo · mg ⁻¹ ChZT]	0,33	0,39	0,43	0,45
stosunek C_0/X_0	[mg ChZT · mg ⁻¹ smo]	0,18	0,19	0,19	0,22

Na podstawie uzyskanych danych można obliczyć, że w pojedynczym cyklu pracy reaktora przyrost zawiesin lotnych w jednostce objętości komory osadu czynnego ($(X \cdot Q_w + X_e \cdot Q)/V$) wynosił w kolejnych seriach 21,7; 52,8; 114,0 oraz 160,3 mg smo · dm⁻³, co w porównaniu ze średnim stężeniem zawiesin lotnych w osadzie czynnym stanowiło 1,3; 2,5; 3,6 oraz 4,3%.

Wiek osadu obliczono ze stosunku pomiędzy ilością zawiesin lotnych w reaktorze a ilością zawiesin odprowadzanych z reaktora w ciągu doby, czyli:

$$\Theta = \frac{X \cdot V}{XQ_w + X_e Q} \quad [4]$$

gdzie: Θ — wiek osadu [d],

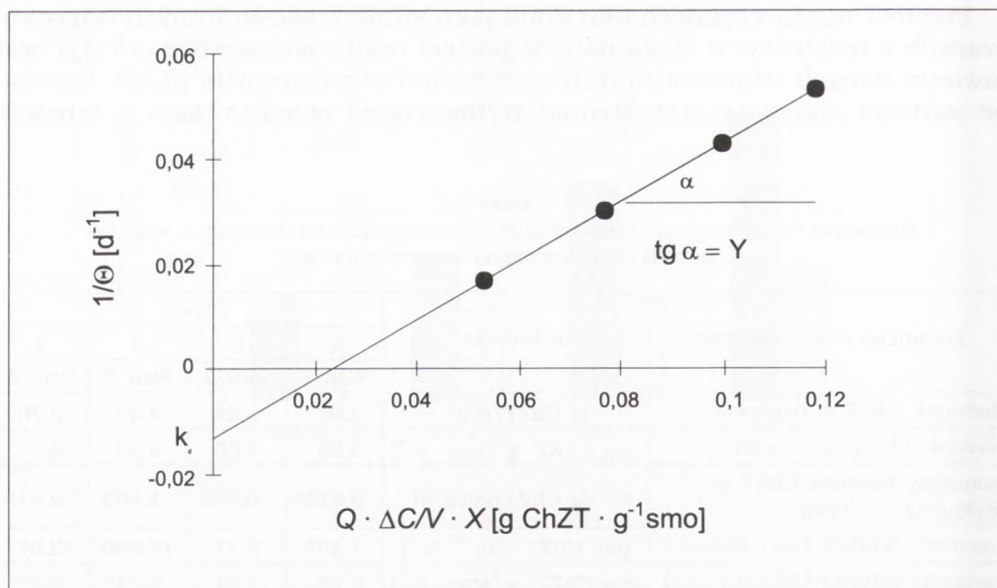
X — stężenie zawiesin lotnych w reaktorze [mg · dm⁻³],

V — objętość czynna reaktora [dm³],

Q_w — osad nadmierny odprowadzany z reaktora [dm³ · d⁻¹],

X_e — zawiesiny lotne w odciekach oczyszczonych [mg · dm⁻³],

Q — objętość odcieków odprowadzanych z reaktora w pojedynczym cyklu [dm³ · d⁻¹]



Rys. 3. Określenie współczynnika wydajności osadu czynnego (Y) oraz autolizy mikroorganizmów (k_d) na podstawie zależności pomiędzy odwrotnością wieku osadu ($1/\theta$) a usuniętym ładunkiem zanieczyszczeń ($Q \cdot \Delta C/V \cdot X$).

W poszczególnych seriach wiek osadu był zróżnicowany (tab. 2). W serii 1 był najdłuższy i wynosił 58 d, podczas gdy w serii 4 najkrótszy — 19 d.

Z zależności pomiędzy odwrotnością wieku osadu ($1/\theta$) a usuniętym w cyklu ładunkiem zanieczyszczeń ($Q \cdot \Delta C/V \cdot X$) (rys. 3) określono wartość współczynnika wydajności osadu czynnego (Y) oraz autolizy mikroorganizmów (k_d). Obserwowany współczynnik wydajności biomasy osadu czynnego (Y_{obs}) liczony z równania:

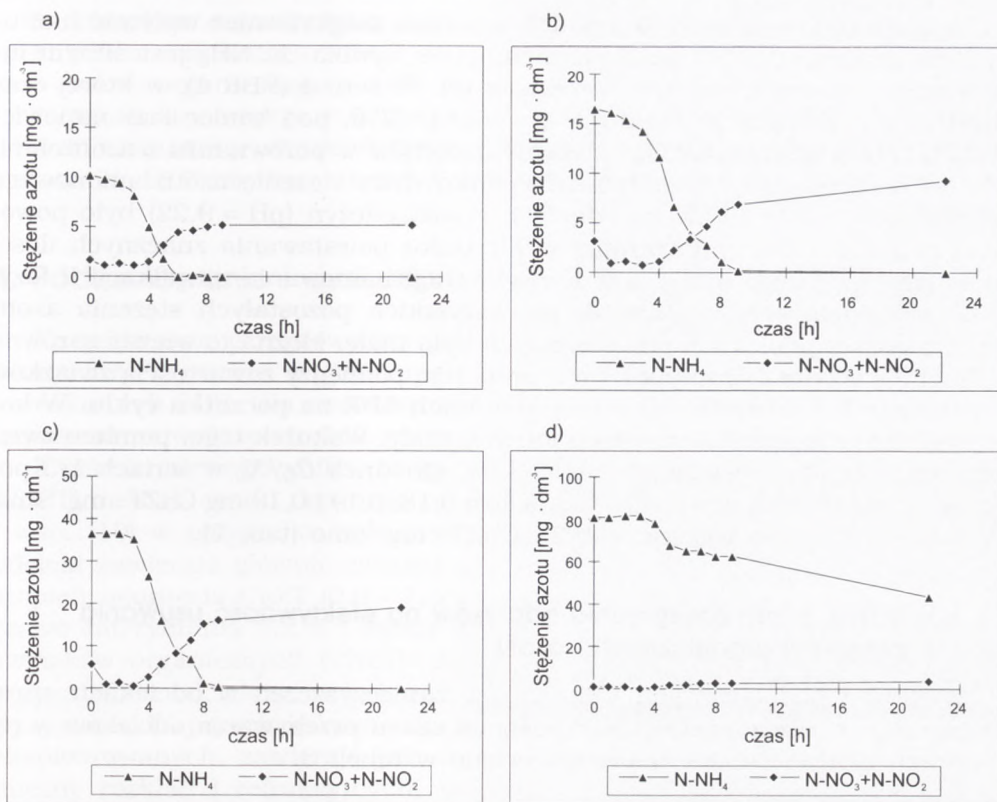
$$Y_{\text{obs}} = \frac{XQ_w + X_eQ}{Q \cdot (C_s - C_e)} \quad [5]$$

gdzie: Y_{obs} — współczynnik wydajności biomasy osadu czynnego [$\text{mg smo} \cdot \text{mg}^{-1} \text{ChZT}$],

zmieniał się w zakresie od $0,33 \text{ mg smo} \cdot \text{mg}^{-1} \text{ChZT}$ (seria 1) do $0,45 \text{ mg smo} \cdot \text{mg}^{-1} \text{ChZT}$ (seria 4) (tab. 2).

3.2. Badania szybkości ubytku azotu amonowego oraz nityfikacji

Do obliczeń szybkości ubytku azotu amonowego i powstawania azotanów wykorzystano równania Monoda. Z uzyskanych danych (rys. 4) wynika, że szybkość ubytku azotu amonowego w reaktorach SBR była znacząco większa w porównaniu z szybkością pojawiania się azotanów. Na tej podstawie można stwierdzić, że ubytek stężenia azotu amonowego i przyrost azotanów w czasie nie zachodziły w stosunku stechiometrycznym.



Rys. 4. Zmiany stężeń azotu amonowego oraz azotanowego i azotynowego w cyklu pracy reaktora SBR: a) SBR 1 (czas przebywania odcieków 12 d), b) SBR 2 (czas przebywania odcieków 6d), c) SBR 3 (czas przebywania odcieków 3 d), d) SBR 4 (czas przebywania odcieków 2 d).

Wyższa szybkość ubytku azotu amonowego w porównaniu z szybkością powstawania azotanów, mogła być skutkiem:

- wykorzystania azotu amonowego na proces biosyntezy,
- usuwania amoniaku gazowego w czasie napowietrzania,
- równoczesnej nitryfikacji i denitryfikacji.

Z przyrostu osadu czynnego można szacunkowo określić, że zapotrzebowanie azotu na procesy biosyntezy w kolejnych seriach wyniosło od 10 do 15% azotu ogólnego w odciekach surowych. Z bilansu azotu ogólnego wynika jednak, że zapotrzebowanie tego pierwiastka na biosyntezę mogło być pokryte z rozkładu związków organicznych zawierających azot.

Nie można natomiast wykluczyć usuwania amoniaku w wyniku napowietrzania. Przy wysokim odczynie osadu w reaktorach SBR (w zakresie od $pH = 9,0$ do $9,22$), ok. 40% azotu amonowego mogło występować w formie niezdysonowanej. Potwierdziły to szacunkowe obliczenia zawartości amoniaku w osadzie czynnym. Do obliczeń wykorzystano równanie podane przez Balmelle i wsp. (8).

Występujący w dużych stężeniach amoniak mógł również wpływać hamująco na proces nityfikacji. Z piśmiennictwa wynika, że NH_3 jest silnym inhibitorem bakterii z rodzaju *Nitrobacter* (9). W serii 4 (SBR 4), w której czas przebywania ścieków w reaktorze wyniósł $t = 2$ d, pod koniec fazy napowietrzania, obserwowano wyższe stężenie azotynów w porównaniu z azotanami. Można przypuszczać, że w tym przypadku duże stężenie azotu amonowego na początku cyklu ($93,7 \text{ mg} \cdot \text{dm}^{-3}$) i wysoki odczyn ($\text{pH} = 9,22$) było powodem przesuwania się równowagi w kierunku powstawania znacznych ilości amoniaku gazowego (NH_3), a w konsekwencji hamowania nityfikacji II fazy.

Z wyjątkiem serii 4 (SBR 4) we wszystkich pozostałych stężenia azotu amonowego w odciekach oczyszczonych było małe. Można to wiązać zarówno z długim wiekiem osadu jak i stałą proporcją pomiędzy zawartością związków organicznych i zawiesin lotnych w komorach SBR na początku cyklu. W kolejnych seriach stężenia zawiesin lotnych rosły. Wskutek tego, pomimo zwiększania ilości doprowadzanych odcieków, stosunek C_0/X_0 w seriach 1-3 pozostawał prawie stały i wynosił odpowiednio 0,18; 0,19 i 0,19 $\text{mg ChZT} \cdot \text{mg}^{-1}\text{smo}$. W serii 4 był nieco wyższy — 0,22 $\text{ChZT} \cdot \text{mg}^{-1}\text{smo}$ (tab. 2).

3.3. Wpływ czasu zatrzymania odcieków na efektywność usuwania związków organicznych i azotu

Wielkości podstawowych wskaźników zanieczyszczeń w odciekach surowych oraz oczyszczonych w zależności od czasu przebywania odcieków w reaktorach SBR (serie 1 – 4) przedstawiono w tabeli 3.

TABELA 3
WSKAŹNIKI ZANIECZYSZCZEŃ ORGANICZNYCH ORAZ ZWIĄZKÓW AZOTU W ODCIEKACH
Z WYSYPISK I PO OCZYSZCZENIU W REAKTORACH SBR

Wskaźnik	Jednostka	Rodzaj odcieków				
		odcieki surowe	odcieki oczyszczone			
			SBR 1	SBR 2	SBR 3	SBR 4
odczyn	[pH]	8,2	9,28	9,27	9,00	9,22
ChZT	$[\text{mg O}_2 \cdot \text{dm}^{-3}]$	1237	212	244	291	364
azot organiczny	$[\text{mg N}_{\text{org}} \cdot \text{dm}^{-3}]$	48	26,4	27,6	28,3	37,7
azot amonowy	$[\text{mg N}_{\text{NH}_4} \cdot \text{dm}^{-3}]$	141	0,78	0,70	0,88	46,4
azot ogólny	$[\text{mg N}_{\text{og}} \cdot \text{dm}^{-3}]$	189	27,2	28,3	29,2	84,1
azot azotanowy	$[\text{mg N}_{\text{NO}_3} \cdot \text{dm}^{-3}]$	0,69	4,1	8,9	18,7	1,4
azot azotynowy	$[\text{mg N}_{\text{NO}_2} \cdot \text{dm}^{-3}]$	0,100	0,077	0,092	0,152	1,480

Z prezentowanych danych wynika, że sprawność usuwania związków organicznych i azotowych w reaktorach SBR ($\eta = ((C_s - C_e)/C_s \cdot 100\%)$) zależała od czasu przebywania odcieków w reaktorach. Wraz ze wzrostem czasu przebywania odcieków z 2 do 12 d sprawność procesu rosła dla:

- związków organicznych mierzonych wartością ChZT z 70,6 do 82,9%,
- azotu całkowitego z 54,2 do 83,5%,
- azotu organicznego z 21,5 do 45%,
- azotu amonowego z 67,1 do 99,4%

Ilość azotanów w odciekach oczyszczonych była największa w serii 3 (SBR 3) i wynosiła $18,7 \text{ mg N}_{\text{NO}_3} \cdot \text{dm}^{-3}$ (tab. 3).

4. Podsumowanie i dyskusja wyników

Na podstawie przeprowadzonych badań wykazano, że efektywność usuwania zanieczyszczeń organicznych zależała od czasu przebywania odcieków w reaktorach SBR. Dla czasu zatrzymania odcieków w reaktorze SBR $t = 12 \text{ d}$ uzyskano najwyższy stopień usunięcia ChZT (82,9%).

Z piśmiennictwa wynika, że sprawność usuwania związków organicznych (ChZT) metodą osadu czynnego może być bardzo zróżnicowana. Barbusiński i wsp. (10) w przypadku wysypiska odpadów przemysłowych stwierdzili, że odcieki zawierają głównie związki refrakcyjne, czego dowodem był niewielki stopień usunięcia ChZT (0,0 – 7,5%), podczas gdy Zaloum i Abbott (11) przy czasie zatrzymania 3,2 d i wieku osadu 50 d uzyskali ok. 94,6% usunięcia związków organicznych (ChZT). Zdaniem Amokrane i wsp. (1) efektywność oczyszczania odcieków metodami biologicznymi zależy od czasu eksploatacji wysypiska. W przeciwieństwie do odcieków pochodzących z wysypisk długo eksploatowanych, zawierających duże ilości związków opornych na biochemiczny rozkład i refrakcyjnych, w odciekach z wysypisk o krótkim czasie eksploatacji dominują raczej substancje rozkładalne. Wysypisko w Bartoszycach, z którego pobierano odcieki do badań jest eksploatowane drugi rok, co dobrze tłumaczy stosunkowo wysoką sprawność procesu.

Współczynnik wydajności osadu czynnego ($Y = 0,56 \text{ g smo} \cdot \text{g}^{-1} \text{ ChZT}$) odpowiadał wartościom typowym dla większości związków łatwo rozkładalnych związków organicznych. Jego wartość była porównywalna ze ściekami miejskimi, podczas gdy współczynnik autolizy mikroorganizmów ($k_d = 0,013 \text{ d}^{-1}$) kształtował się na znacznie niższym poziomie (rys. 3).

Na podstawie przeprowadzonych badań trudno jednoznacznie określić, w jakim stopniu niska wartość współczynnika autolizy zależała od warunków hodowli (typu reaktora), a w jakim od rodzaju występujących w odciekach związków organicznych czy beztlenowo-tlenowych warunków procesu. Chudoba i wsp. (12) oraz Čech i wsp. (13) podają, że w reaktorach okresowych oraz z przepływem tłokowym obserwuje się większy przyrost biomasy w porównaniu z reaktorami z idealnym wymieszaniem. Autorzy nie podają jednak, czy wynika on z bardziej efektywnego wykorzystywania substratów na biosyntezę, czy też jest skutkiem mniejszej autolizy komórek. W swoich badaniach Wentzel i wsp. (14) wskazują, że w osadzie czynnym pochodzącym z układów ze zintegrowanym usuwaniem związków azotu i fosforu w warunkach beztlenowo-tlenowych ubytek osadu spowodowany autolizą jest czterokrotnie mniejszy niż osadu eksploatowanego w systemie konwencjonalnym.

W badaniach własnych wykazano, że szybkość usuwania azotu amonowego w trzech pierwszych seriach mieściła się w przedziale $1,17 - 1,38 \text{ mg N}_{\text{NH}_4} \cdot \text{g}^{-1}\text{smo} \cdot \text{h}^{-1}$, w serii 4 wynosiła $0,24 \text{ mg N}_{\text{NH}_4} \cdot \text{g}^{-1}\text{smo} \cdot \text{h}^{-1}$. Dobre efekty usuwania azotu amonowego w SBR 1-3 można wiązać z długim wiekiem osadu. Z badań auterek (dane nie publikowane) wynika, że skrócenie wieku osadu w seriach 2 i 3 odpowiednio z 33 d do 23 d i z 23 d do 13 d spowodowało wzrost stężenia azotu amonowego w odciekach oczyszczonych odpowiednio z 0,7 do $21,9 \text{ mg N}_{\text{NH}_4} \cdot \text{dm}^{-3}$ i z 0,88 do $30,5 \text{ mg N}_{\text{NH}_4} \cdot \text{dm}^{-3}$.

Fakt, że ubytek stężenia azotu amonowego i wzrost azotanów w wodzie osadowej nie zachodziły w stosunku stechiometrycznym, należy wiązać zarówno z możliwością usuwania amoniaku podczas napowietrzania, jak i równoczesną nityfikacją i denityfikacją. Osad czynny oczyszczający odcieki charakteryzował się bardzo dobrą opadalnością. W fazie napowietrzania wykazywał również tendencję nieznacznego zalegania przy dnie reaktorów. Mogło to stymulować zjawisko równoczesnej nityfikacji i denityfikacji.

Irvine i wsp. (15) w reaktorach SBR uzyskali prawie całkowity stopień usunięcia azotu amonowego i azotanów w ściekach miejskich, pomimo krótkiego czasu ich przebywania w reaktorze (6 h). Zdaniem autorów wysoki stopień usunięcia azotu był skutkiem występowania w reaktorach stref osadu o dużym i małym stężeniu tlenu. W badaniach własnych proces równoczesnej nityfikacji i denityfikacji mógł być stymulowany zarówno przez czynniki fizyczne, czyli dyfuzję tlenu i substancji organicznych do kłaczków osadu czynnego, jak i biotyczne związane ze składem gatunkowym mikroorganizmów i ich aktywnością biochemiczną w osadzie czynnym beztlenowo-tlenowym (16). Z przeprowadzonych badań wynika (17,18), że przy ograniczonym dostępie tlenu końcowymi produktami utleniania azotu amonowego przez bakterie z rodzaju *Nitrosomonas* oprócz azotynów mogą być tlenki azotu.

5. Wnioski

1. W pracy wykazano, że efektywność usuwania związków organicznych i azotowych zależała od czasu przebywania odcieków w reaktorze:

- skrócenie czasu zatrzymania odcieków z 12 d do 2 d spowodowało obniżenie sprawności usuwania zanieczyszczeń organicznych (ChZT) z 82,9 do 70,6%,
- przy czasie zatrzymania odcieków 12, 6 i 3 d obserwowano całkowitą nityfikację, sprawność usuwania azotu całkowitego malała odpowiednio z 83,5 do 74,7%. Skrócenie czasu zatrzymania do 2 d spowodowało wzrost stężenia azotu amonowego do wartości $46,4 \text{ mg N}_{\text{NH}_4} \cdot \text{dm}^{-3}$ i obniżenie sprawności usuwania azotu całkowitego do 54,2%,

2. Szybkość nityfikacji (mierzona na podstawie wzrostu stężenia azotanów w odciekach) była mniejsza od szybkości ubytku azotu amonowego. Najwyższą szybkość powstawania azotanów ($0,73 \text{ mg N}_{\text{NO}_3} \cdot \text{g}^{-1}\text{smo} \cdot \text{h}^{-1}$) i ubytku azotu amonowego ($1,38 \text{ mg N}_{\text{NH}_4} \cdot \text{g}^{-1}\text{smo} \cdot \text{h}^{-1}$) odnotowano przy czasie zatrzymania odcieków 3 d.

3. Współczynnik wydajności osadu czynnego wyniósł $0,56 \text{ g smo} \cdot \text{g}^{-1} \text{ ChZT}$, a autolizy mikroorganizmów $0,013 \text{ d}^{-1}$.

Literatura

1. Amokrane A., Comel C., Veron J., (1997), *Water Research.*, 31, 2775-2782.
2. Christensen T. H., Cossu R., Stegmann R., (1992), *Landfilling of waste: leachate*, Elsevier Applied Science.
3. Tsai C. T., Lin S. T., Shue Y. C., Su P. L., (1997), *Wat. Res.*, 31, 3073-3081.
4. Herzbrun P. A., Irvine R. L., Malinowski K. C., Hanchak M. J., (1988), *Treatment of hazardous wastes in a sequencing batch reactor*, in: *Biotreatment Systems*, Ed. Wise D. L., CRC Press, Inc. Boca Raton, Florida.
5. Zilverentant A. G., (1997), *Wat. Sci. Technol.*, 35, 259-267.
6. Hermanowicz W., Dożańska W., Dojlido J., Koziorowski B., (1976), *Fizyczno-chemiczne badanie wody i ścieków*, Arkady, Warszawa.
7. Pitter P., Chudoba J., (1990), *Biodegradability of organic substances in the aquatic environment*, CRS Press, Boca Raton.
8. Balmelle B., Nguyen K. M., Capdeville B., Cornier J. C., Deguin A., (1992), *Wat. Sci. Technol.*, 26, 1017-1025.
9. Anthonisen A. C., Loehr R. C., Prakasam T. B. S., Srinath E. G., (1976), *J. Water Pollut. Control Fed.*, 48, 835-852.
10. Barbusiński K., Kościelniak H., Majer M., (1997), *Oczyszczanie wód podziemnych zalegających pod składowiskiem odpadów przemysłowych*, V Ogólnopolskie Sympozjum Naukowo-Techniczne Ustroń-Jaszowiec, 219-224.
11. Zaloum R., Abbott M., (1997), *Wat. Sci. Technol.*, 35, 207-214.
12. Chudoba P., Čech J. S., Farkač J., Grau P., (1985), *Wat. Res.*, 19, 191-196.
13. Čech J. S., Chudoba P., Grau P., (1985), *Wat. Sci. Technol.*, 17, 259-272.
14. Wentzel M. C., Ekama G. A., Marais G. v. R., (1991), *Wat. Sci. Technol.*, 23, 555-565.
15. Irvine R. L., Ketchum L. H., Breyfogle R., Barth E. F., (1983), *Municipal application of sequencing batch treatment*, *Journal WPCF*, 55, 484-488.
16. Münch E. V., Lant P., Keller J., (1996), *Wat. Res.*, 30, 277-284.
17. Bock E., Schmidt I., Stüven R., Zart D., (1995), *Arch. Microbiol.*, 163, 16-20.
18. Stüven R., Vollmer M., Bock E., (1992), *Arch. Microbiol.*, 158, 439-443.

Biological treatment of landfill leachate by activated sludge in SBR reactors

Summary

In the study, the efficiency of landfill leachates treatment by activated sludge in anaerobic-aerobic conditions in sequencing batch reactors (SBR) was examined. The experiments were carried out in four series characterised by different hydraulic retention time in reactors ($t = 12, 6, 3$ and 2 days), which was obtained by increasing the volumetric change rate in a treatment cycle from 8.3 to 50% .

The highest efficiency (82.9%) of organic substances removal, expressed as COD, was noted for the retention time $t = 12$ days, and the lowest (70.6%) for $t = 2$ days. The activated sludge yield coefficient was $Y = 0.56 \text{ g} \cdot \text{g}^{-1} \text{ COD}$, and the decay coefficient $k_d = 0.013 \text{ d}^{-1}$.

In series 1-3 complete nitrification was observed. Concentration of ammonia nitrogen did not exceed $1 \text{ mg N}_{\text{NH}_4} \cdot \text{dm}^{-3}$. The efficiency of total nitrogen removal in the following series varied from 83.5 to 74.7% . Nitrates concentration in the leachate increased from 4.1 to $18.7 \text{ mg N}_{\text{NO}_3} \cdot \text{dm}^{-3}$. In series 4 ammonia nitrogen concentration in the end of the cycle was 46.4

$\text{mg N}_{\text{NH}_4} \cdot \text{dm}^{-3}$ and the concentration of nitrates $1.4 \text{ mg N}_{\text{NO}_3} \cdot \text{dm}^{-3}$. The efficiency of total nitrogen removal equalled 54.3%.

Key words:

leachate, SBR, volumetric change rate, hydraulic retention time, nitrification, denitrification, yield coefficient, decay coefficient.

Adres do korespondencji:

Ewa Klimiuk, Katedra Chemii i Technologii Wody i Ścieków, Akademia Rolniczo-Techniczna, 10-957 Olsztyn-Kortowo.