



Usuwanie związków azotowych w warunkach stałego napowietrzania

Katarzyna Bernat, Irena Wojnowska-Baryła, Adriana Dobrzyńska
Katedra Biotechnologii w Ochronie Środowiska, Uniwersytet
Warmińsko-Mazurski, Olsztyn

Nitrogen compounds removal in aerobic activated sludge process

Summary

In sequencing reactors without separate nitrification and denitrification zones, controlling of oxygen and organic compounds concentration influences on activated sludge nitrogen removal from wastewater. Under oxygen limited conditions, autotrophic nitrifying bacteria are able to nitrates or nitrites reduction to nitrous oxide or gaseous nitrogen. However, denitrifying microorganisms can carry out heterotrophic nitrification or aerobic denitrification at high oxygen concentration.

Constant amount of oxygen concentration was supplied to the sequencing batch reactor with activated sludge, which indicates that oxygen concentration could change during the reaction time. It was assumed that control oxygen supply on the level of 2 mg/dm^3 covers an oxygen demand in organics, ammonium nitrogen oxidation and endogenous respiration.

In the initial phase of the reaction, total oxygen exhaustion was observed. After the oxidation, there was an increase in oxygen concentration to the value of 2 mg/dm^3 . In the presented experiment, it was shown that permanent complete oxygen using and the accessibility of readily biodegradable organic compounds in wastewater stimulate simultaneous nitrification and denitrification in activated sludge. Nitrogen removal effectiveness under constant aeration depending on COD/N ratio in wastewater supplying to the reactor ranged from 30 to 70%.

Key words:

SBR reactor, activated sludge, nitrogen removal, ammonification, simultaneous nitrification and denitrification.

Adres do korespondencji

Katarzyna Bernat,
Katedra Biotechnologii
w Ochronie Środowiska,
Uniwersytet
Warmińsko-Mazurski,
10-719 Olsztyn-Kortowo.

1. Wstęp

O efektywności oczyszczania ścieków, a zwłaszcza usuwania azotu i fosforu decydują parametry techniczne i technologiczne reaktora w tym jego konfiguracja (1). W przeciwieństwie do reaktorów z całkowitym wymieszaniem, w reaktorach porcjowych gradient stężenia związków organicznych i azotu w czasie cyklu oraz zmienne warunki hydrodynamiczne w reaktorze (faza mieszania, napowietrzania i spustu) stymulują rozwój mikroorganizmów odpornych na stres środowiskowy i wpływają hamująco na wzrost bakterii nitkowatych (2). W porównaniu do systemów przepływowych reaktor SBR jest układem prostym, a procesy usuwania zanieczyszczeń zachodzą w jednej komorze. Usuwanie związków organicznych oraz azotu w reaktorze SBR zachodzi w wyniku syntezy biomasy, utleniania związków organicznych, nityfikacji i denityfikacji. Uzyskanie efektywnej denityfikacji w osadzie czynnym wymaga dostępności azotanów lub azotynów oraz związków organicznych jako donorów elektronów.

W dotychczasowej praktyce przyjmowano, że azot amonowy w warunkach tlenowych jest utleniany do azotynów, a następnie azotanów przez autotroficzne bakterie z rodzaju *Nitrosomonas* i *Nitrobacter*. Utlenione formy azotu ulegają denityfikacji, którą przeprowadzają heterotroficzne bakterie osadu czynnego w warunkach niedotlenionych lub beztlenowych.

Z przeglądu piśmiennictwa wynika, że w warunkach ograniczonego dostępu tlenu, autotroficzne bakterie nityfikujące są zdolne do redukcji azotanów i azotynów do tlenków azotu lub azotu gazowego (4). Natomiast mikroorganizmy denityfikujące przy wysokiej koncentracji tlenu rozpuszczonego są zdolne do heterotroficznej nityfikacji (5.6) lub tlenowej denityfikacji (7). W przeprowadzonych ostatnio badaniach wykazano, że nityfikacja i denityfikacja mogą zachodzić symultanicznie w tym samym reaktorze (8).

Kontrola rozpuszczonego w reaktorze tlenu ma istotne znaczenie w przypadku zachodzenia w osadzie czynnym symultanicznej nityfikacji i denityfikacji. Efektywność denityfikacji spada, gdy koncentracja tlenu jest wyższa niż $0,2 \text{ mg O}_2/\text{dm}^3$. Jednocześnie brak tlenu jest czynnikiem limitującym nityfikację i stężenie tlenu powinno być wyższe niż $2 \text{ mg O}_2/\text{dm}^3$. Oh i wsp. (9) obserwowali symultaniczną nityfikację i denityfikację w osadzie czynnym przy stężeniu tlenu wynoszącym nawet $5,6 \text{ mg}/\text{dm}^3$. Bakterie denityfikacyjne wykorzystywały zarówno tlen oraz azotany jako akceptory elektronów.

Sterowanie ilością dostarczanego do reaktora powietrza może zapewnić wymagany stopień nityfikacji, a jednocześnie umożliwić wytworzenie się stref niedotlenionych w reaktorze, korzystnych do denityfikacji.

W badaniach własnych w cyklu pracy reaktora SBR wyeliminowano fazę niedotlenioną. W fazie reakcji osad czynny utrzymywano w zawieszeniu w wyniku mieszania oraz napowietrzania. Zastosowano kontrolowany sposób dostarczania powietrza ze stałą wydajnością na poziomie $2 \text{ mg O}_2/\text{dm}^3$. Stężenie tlenu w reaktorze zmieniało

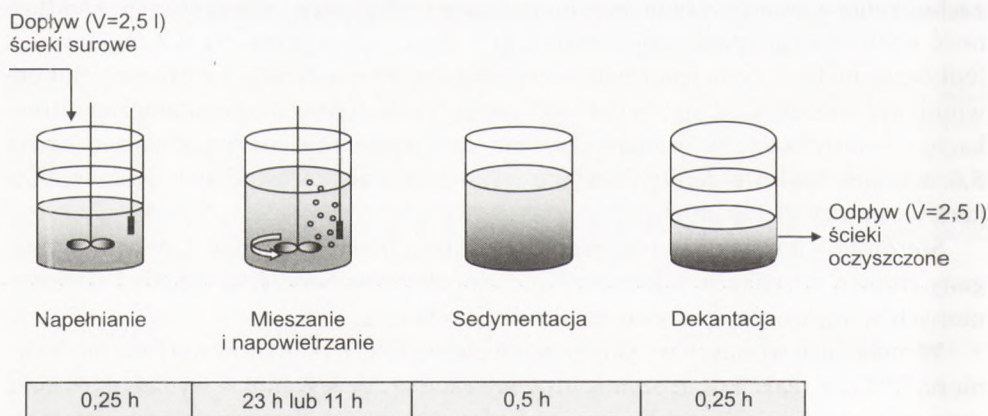
się w czasie w zależności od rodzaju przemian zachodzących w osadzie czynnym. Badano wpływ warunków pokarmowych na przebieg usuwania azotu ze ścieków przez osad czynny w warunkach doprowadzenia do reaktora stałej ilości powietrza. Zakres badań obejmował określenie efektywności amonifikacji, nitrifikacji i denitryfikacji w osadzie czynnym w warunkach napowietrzania w zależności od stosunku $\text{ChZT}/\text{N}_{\text{og}}$ w ściekach oraz czasu reakcji.

2. Metodyka

Badania technologiczne prowadzono w reaktorze okresowym typu BIOFLO 3000 o pojemności 5 dm^3 . Reaktor wyposażony był w system doprowadzania powietrza, mieszadło, automatyczny pomiar tlenu, temperatury oraz odczynu. Reaktor eksploatowano przy stężeniu osadu czynnego około $3000 \text{ mg s.m./dm}^3$ oraz stałym stopniu wprowadzenia powietrza tak by w fazie oddychania endogennego ilość tlenu odpowiadała 30% nasyceniu tlenem w temperaturze 20°C .

Cykl pracy reaktora porcjowego przedstawiono na rysunku 1. W zależności od serii badań czas reakcji wynosił 23 lub 11 h. Stopień wymiany objętościowej w reaktorze wynosił 0,5.

Przeprowadzono dwie serie badań różniące się stężeniem azotu Kjeldahla w ściekach doprowadzanych do reaktora. W tabeli 1 przedstawiono schemat organizacji badań.



Rys. 1. Schemat pracy reaktora SBR.

Tabela 1

Organizacja badań

Numer serii	Seria I ₂₄	Seria I ₁₂	Seria II ₂₄	Seria II ₁₂
czas reakcji [h]	23	11	23	11
źródło związków organicznych	ścieki komunalne + CH ₃ COOH			
dotatkowe źródło związków azotowych	–	–	N-NH ₄	N-NH ₄

Do reaktora każdorazowo wprowadzano 2,5 dm³ ścieków komunalnych pobranych z kolektora miejskiego, do których dodawano 200 mg CH₃COOH/dm³. W serii II zwiększono stężenie azotu amonowego do ok. 110 mg N-NH₄/dm³. Obciążenia osadu czynnego ładunkiem zanieczyszczeń organicznych w seriach o 23 h czasie reakcji wynosiło 0,07 g ChZT/g s.m.d, a w seriach o 11 czasie reakcji – 0,14 g ChZT/g s.m.d. Wartości wskaźników zanieczyszczeń w ściekach doprowadzanych do reaktora przedstawiono w tabeli 2.

Tabela 2

Charakterystyka ścieków doprowadzanych do reaktora

Parametr	Seria I	Seria II
związki organiczne mg ChZT/dm ³	466,3	436,5
azot Kjeldahla mg N _{Kjeldahla} /dm ³	45	120,75
azot amonowy mg N-NH ₄ /dm ³	30,42	106,9
ChZT/N _{og} w reaktorze w czasie t = 0 h	9,6	3

W serii I stosunek ChZT/N_{og} w reaktorze wynosił ok. 9,6. Przy dłuższym czasie reakcji wiek osadu czynnego kształtował się na poziomie 15,3 d. Przy 11 h czasie reakcji wiek osadu czynnego uległ skróceniu do 9 d. W serii II przy stosunku ChZT/N_{og} w reaktorze 3, obserwowano wydłużenie się wieku osadu czynnego do 30-40 d. W zależności od stosunku ChZT/N_{og} oraz czasu reakcji zmieniał się również współczynnik przyrostu biomasy Y (tab. 3).

Tabela 3

Parametry technologiczne osadu czynnego

Parametr	Seria I ₂₄	Seria I ₁₂	Seria II ₂₄	Seria II ₁₂
wiek osadu d	15,3	9	40	30
współczynnik przyrostu biomasy Y g/gChZT	0,75	0,77	0,114	0,225

Po okresie adaptacji osadu czynnego do warunków doświadczenia, kontrolowano zmiany wskaźników zanieczyszczeń w ściekach doprowadzanych i odprowadzanych z reaktora oznaczając zawartość: związków organicznych (ChZT), azotu amonowego, azotu azotanowego, azotu azotynowego, azotu Kjeldahla, zawiesin ogólnych i organicznych osadu czynnego. Badania wykonywano zgodnie z metodyką podaną przez Hermanowicza i wsp. (10).

Aktywność biochemiczną osadu czynnego określano na podstawie pomiaru reduktaz azotanowych w osadzie czynnym [Polska Norma 87/C-04616/09].

Badania technologiczne zamykano badaniami kinetycznymi, podczas których analizowano zmiany stężenia tlenu, związków azotowych i organicznych (ChZT) oraz ilości osadu czynnego w reaktorze w czasie fazy reakcji.

3. Metody obliczeniowe

Ilość azotu amonowego powstałego w wyniku amonifikacji obliczono następująco:

$$N_{\text{NH}_{4t}} = N_{\text{NH}_{4\text{dop}}} + (N_{\text{orgdop}} - N_{\text{orgodp}})$$

$N_{\text{NH}_{4t}}$	– ilość azotu amonowego powstałego w procesie amonifikacji	mg $N\text{-NH}_4/\text{dm}^3$
$N_{\text{NH}_{4\text{dop}}}$	– ilość azotu amonowego w czasie $t = 0$ h	mg $N\text{-NH}_4/\text{dm}^3$
N_{orgdop}	– ilość azotu organicznego w czasie $t = 0$ h	mg $N_{\text{org}}/\text{dm}^3$
N_{orgodp}	– ilość azotu organicznego po czasie $t = 24$ h lub $t = 12$ h	mg $N_{\text{org}}/\text{dm}^3$

Teoretyczną szybkość amonifikacji obliczono przy założeniu, że w osadzie czynnym nie zachodzi nityfikacja oraz synteza biomasy, (seria I₂₄, seria II₂₄ w czasie $t = 0$ do $t = 24$ lub seria I₁₂, seria II₁₂ w czasie $t = 0$ do $t = 12$ h).

Szybkości ubytku azotu amonowego określono na podstawie różnicy pomiędzy obliczoną ilością azotu amonowego, który powstał w procesie amonifikacji oraz oznaczoną w reaktorze w fazie reakcji.

Ilość azotu utlenionego obliczono następująco:

$$N_{\text{NO}_{xt}} = N_{\text{Kjeldahladp}} - N_{\text{syn}} - N_{\text{Kjeldahlaodp}}$$

$N_{\text{NO}_{xt}}$	– całkowita ilość azotu utlenionego przez osad czynny	mg $N\text{-NO}_x/\text{dm}^3$
$N_{\text{Kjeldahladp}}$	– ilość azotu Kjeldahla w czasie $t = 0$ h	mg $N_{\text{Kjeldahla}}/\text{dm}^3$
N_{syn}	– ilość azotu zużytego na proces syntezy w czasie reakcji	mg $N_{\text{Kjeldahla}}/\text{dm}^3$
$N_{\text{Kjeldahlaodp}}$	– ilość azotu Kjeldahla w czasie $t = 24$ h lub $t = 12$ h	mg $N_{\text{Kjeldahla}}/\text{dm}^3$

Szybkość nityfikacji w osadzie czynnym oszacowano na podstawie zmian ilości utlenionych form azotu $N\text{-NO}_{xt}$ w fazie reakcji.

Ilość azotu utlenionego, który uległ usunięciu w procesie denitryfikacji obliczono ze wzoru:

$$N_{NO_{xred}} = (N_{NO_{xt}} + N_{NO_{2\text{ poz}}} + N_{NO_{3\text{ poz}}}) - N_{NO_{2odp}} - N_{NO_{3odp}}$$

$N_{NO_{xred}}$	– ilość azotu utlenionego, która uległa redukcji w procesie denitryfikacji	mg $N_{NO_{xred}}/dm^3$
$N_{NO_{2\text{ poz}}}$	– ilość azotu azotynowego pozostała w reaktorze w czasie $t = 0$ h	mg N_{NO_2}/dm^3
$N_{NO_{3\text{ poz}}}$	– ilość azotu azotanowego pozostała w reaktorze w czasie $t = 0$ h	mg N_{NO_3}/dm^3
$N_{NO_{2odp}}$	– ilość azotu azotynowego powstała w reaktorze w czasie $t = 12$ h lub 24 h	mg N_{NO_2}/dm^3
$N_{NO_{3odp}}$	– ilość azotu azotanowego powstała w reaktorze w czasie $t = 12$ h lub 24 h	mg N_{NO_3}/dm^3

Na podstawie zmian ilości form azotu utlenionego w czasie reakcji obliczono szybkość denitryfikacji. Sprawność nitryfikacji (%) osadu czynnego obliczono wg następującej formuły:

$$\eta_N = \frac{N_{NO_{xt}}}{N_{Kjeldahladp}} \cdot 100$$

Sprawność denitryfikacji (%) osadu czynnego obliczono wg następującej formuły:

$$\eta_D = \frac{N_{NO_{xred}}}{N_{NO_{xt}} + N_{NO_{2\text{ poz}}} + N_{NO_{3\text{ poz}}}} \cdot 100$$

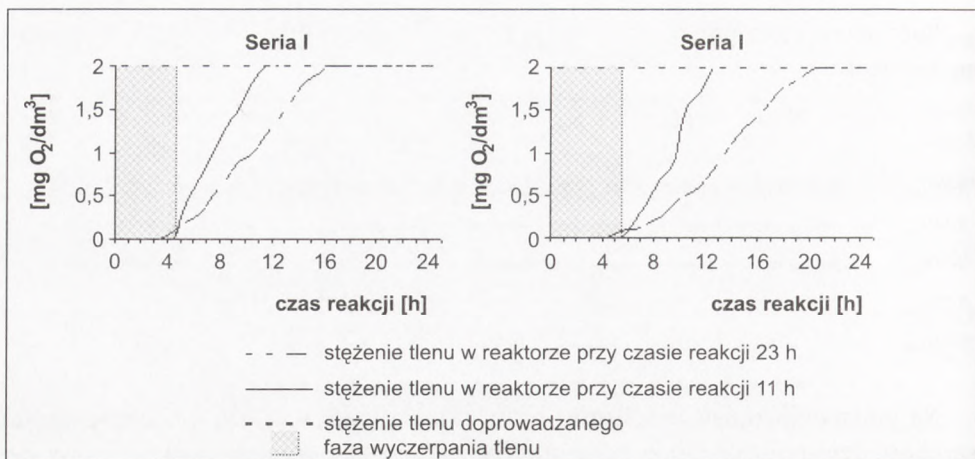
Sprawność usuwania azotu ze ścieków ($\%N_{us}$) przez osad czynny obliczono wg formuły:

$$\eta_{Nus} = \frac{N_{NO_{xred}} + N_{syn}}{N_{NO_{Kjeldahladp}} + N_{NO_{2\text{ poz}}} + N_{NO_{3\text{ poz}}}} \cdot 100$$

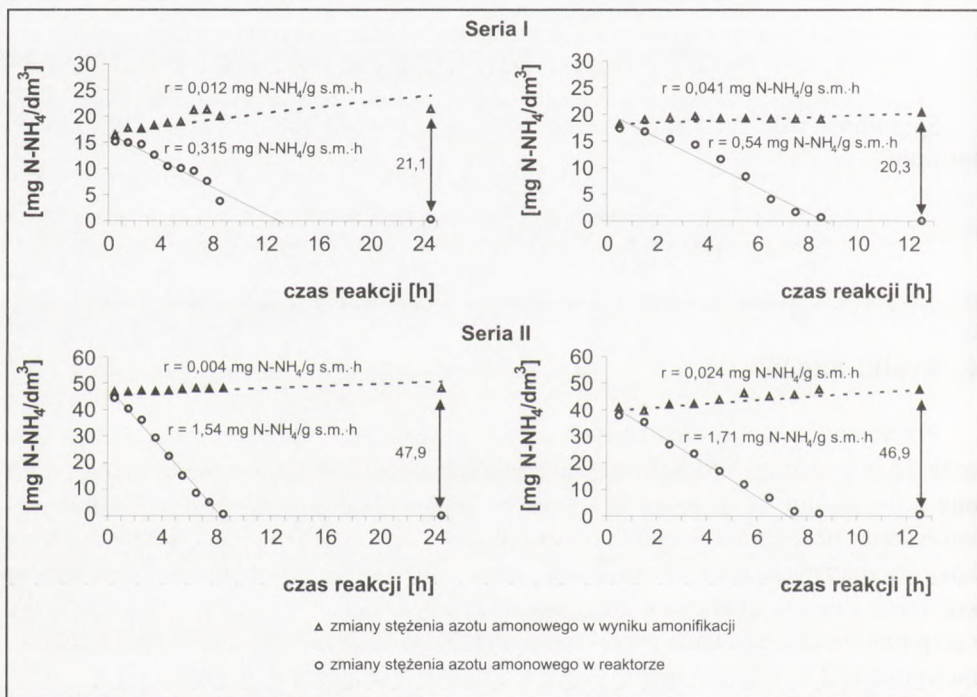
4. Wyniki badań

Przemiany związków azotowych w reaktorze BIOFLO 3000 analizowano przy 11 h oraz 23 h czasie reakcji w warunkach stałego doprowadzania powietrza na poziomie $2 \text{ mg } O_2/dm^3$. Założono, że wprowadzane do reaktora powietrze zostanie wykorzystane przez mikroorganizmy osadu czynnego w procesach utleniania związków organicznych, azotu amonowego oraz oddychania endogennego. Z przebiegu krzywych tlenowych wynika, że w początkowej fazie reakcji następowała faza wyczerpania tlenu w ściekach w reaktorze (rys. 2). W 23 h seriach faza wyczerpania tlenu wynosiła 3 h i 4 h, natomiast przy 11 h czasie reakcji odpowiednio 4 h i 5 h.

Obserwowana w serii II, przy obu założonych czasach reakcji, dłuższa faza wyczerpania tlenu, wynikała ze wzrostu obciążenia osadu czynnego ładunkiem zwią-



Rys. 2. Zmiany stężenia tlenu w reaktorze w fazie reakcji w serii I i II.



Rys. 3. Przebieg amonifikacji oraz spadek stężenia azotu amonowego w reaktorze w serii I i II.

ków azotowych z 0,074 g N/g s.m.·d do 0,015 g N/g s.m.·d przy 11 h czasie reakcji. Podobnie w serii II następował wzrost obciążenia osadu czynnego ładunkiem azotu ze skracaniem czasu reakcji z 0,023 g N/g s.m.·d do 0,043 g N/g s.m.·d. Po zakończeniu utleniania związków organicznych i azotu amonowego stężenie tlenu w reaktorze wzrastało do wartości 2 mg O₂/dm³.

Początkowe stężenie azotu amonowego w serii I w reaktorze było na poziomie 16,9 mg N-NH₄/dm³, natomiast w serii II wynosiło 42,8 mg N-NH₄/dm³. W serii I po amonifikacji stężenie azotu amonowego w reaktorze wynosiło średnio 21 mg N-NH₄/dm³, a w serii II 48 mg N-NH₄/dm³ (rys. 3).

Część azotu organicznego w ściekach występowała w formie trudno hydrolizującej lub nierozkładalnej, amonifikacji uległo około 70% azotu organicznego obecnego w ściekach komunalnych. W obu seriach, przy 23 i 11 h czasie reakcji amonifikacja w osadzie czynnym przebiegała zgodnie z reakcją I rzędu. Szybkość amonifikacji zmieniała się od 0,004 mg N-NH₄/g s.m.·h do 0,041 mg N-NH₄/g s.m.·h (rys. 3).

Spadek stężenia azotu amonowego w reaktorze w fazie reakcji przebiegał zgodnie z reakcją 0 rzędu. Przy 11 h czasie reakcji zarówno szybkość amonifikacji jak i szybkość ubytku azotu amonowego była większa w porównaniu z 23 h czasem reakcji (rys. 3).

Notowany spadek zawartości azotu amonowego w reaktorze wynikał z zachodzącej syntezy biomasy oraz nityfikacji w osadzie czynnym.

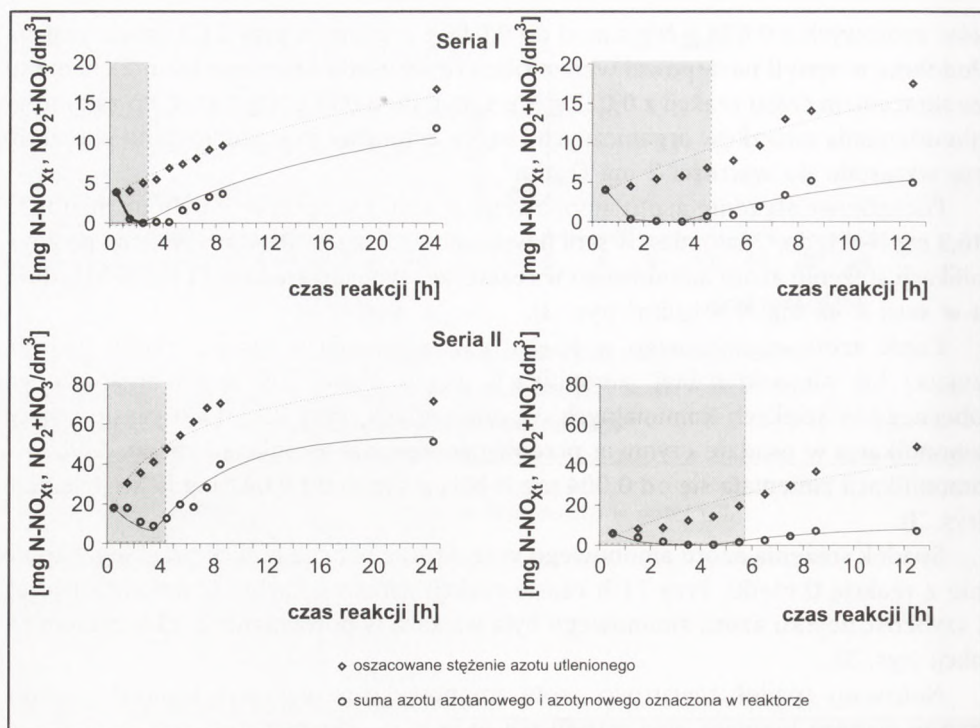
W wyniku syntezy biomasy w serii I osad czynny usunął średnio około 8 mg N-NH₄/dm³. W serii II, udział syntezy biomasy w usuwaniu azotu ze ścieków znacznie się zmniejszył i wynosił średnio 1,5 mg N-NH₄/dm³.

W warunkach stałego doprowadzania powietrza do reaktora na poziomie 2 mg O₂/dm³ sprawność utleniania azotu amonowego wynosiła od 90 do 95%.

W reaktorze obserwowano ubytek azotu ogólnego. Wyższe wartości azotu usuniętego niż wykorzystanego na syntezę biomasy wskazywały, że w osadzie czynnym zachodziła również denityfikacja. Potwierdzeniem tego była różnica pomiędzy obliczoną ilością azotu utlenionego a oznaczoną w reaktorze ilością azotanów i azotynów w fazie reakcji (rys. 4).

Na początku fazy reakcji w reaktorze zaobserwowano spadek stężenia azotanów oraz azotynów. W serii I przy obu czasach reakcji uzyskano w fazie wyczerpania tlenu przez osad czynny całkowity ubytek azotu azotanowego i azotynowego. Natomiast w serii II przy 23 h czasie reakcji, spadek ilości azotanów i azotynów do 6 mg NO₂+NO₃/dm³. Wraz ze wzrostem stężenia tlenu w reaktorze obserwowano wzrost stężenia utlenionych form azotowych.

Obliczona szybkość wzrostu stężenia azotu utlenionego w wyniku nityfikacji była wyższa niż szybkość przyrostu azotu azotanowego i azotynowego oznaczona w reaktorze, co wskazywałoby na przebieg symultaniczny nityfikacji i denityfikacji w osadzie czynnym w warunkach doprowadzenia stałej ilości powietrza do reaktora.

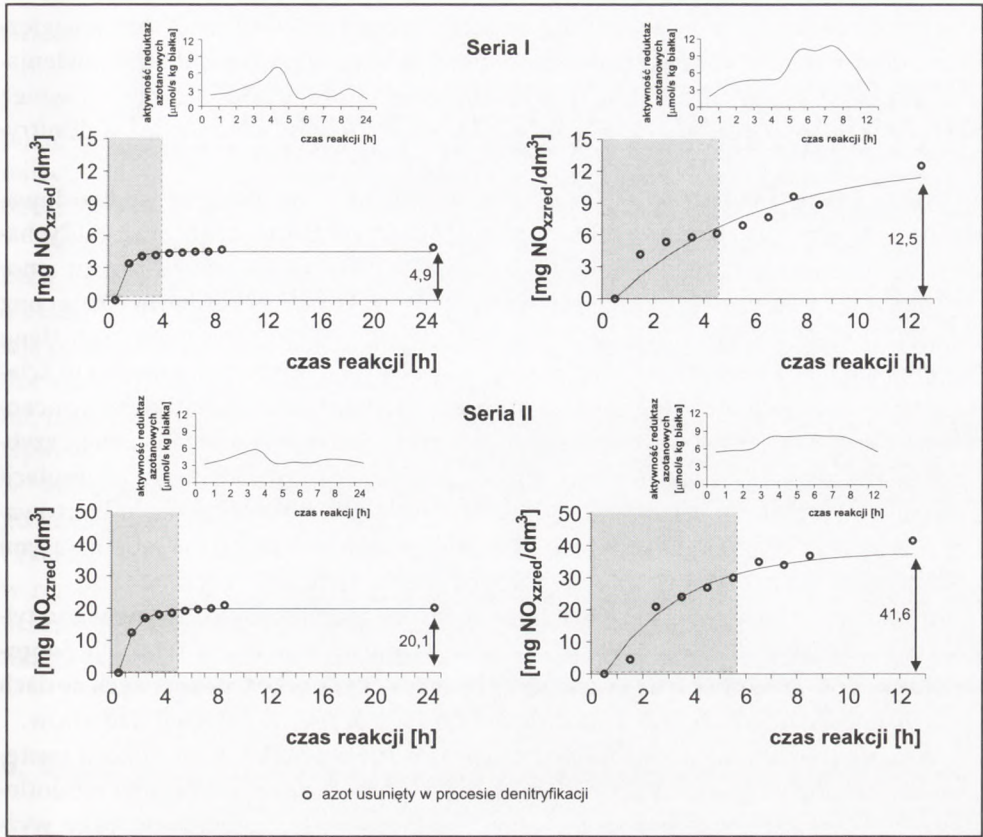


Rys. 4. Przebieg usuwania związków azotowych w warunkach napowietrzania w serii I i II.

Z różnicy pomiędzy stężeniem utlenionych form azotu powstałych w wyniku nityfikacji oraz oznaczonym stężeniem azotanów i azotynów w reaktorze obliczono ilość azotu utlenionego, która uległa denitryfikacji (rys. 5).

W serii I ilość azotu zredukowanego wyniosła odpowiednio $4,9 \text{ mg N-NO}_{\text{xzred}}/\text{dm}^3$ oraz $12,5 \text{ mg N-NO}_{\text{xzred}}/\text{dm}^3$. W serii II osad czynny usunął $20,1 \text{ mg N-NO}_{\text{xzred}}/\text{dm}^3$ oraz $41,6 \text{ mg N-NO}_{\text{xzred}}/\text{dm}^3$. W obu seriach przy 23 h czasie reakcji azot utleniony był usuwany przez osad czynny w początkowej fazie reakcji, w której notowano wyczerpanie tlenu w reaktorze, stąd uzyskane wyższe szybkości denitryfikacji. W tym czasie obserwowano wzrost aktywności reduktaz azotanowych osadu czynnego (rys. 5). Wraz ze wzrostem stężenia tlenu w reaktorze nie notowano ubytku azotu w wyniku denitryfikacji i obserwowano spadek aktywności reduktaz azotanowych osadu czynnego.

Natomiast, przy 11 h reakcji symultaniczna nityfikacja i denitryfikacja zachodziły do końca fazy reakcji. W trakcie fazy wyczerpania tlenu w reaktorze nastąpił niewielki wzrost aktywności reduktaz azotanowych, a w kolejnych godzinach reakcji aktywność pozostawała na zbliżonym poziomie. Średnia aktywność właściwa reduktaz azotanowych osadu czynnego przy 11 h reakcji była wyższa w serii I wyno-



Rys. 5. Zmiany ilości azotu usuniętego w procesie denitryfikacji oraz aktywność reduktaz azotanowych osadu czynnego w warunkach napowietrzania w serii I i II.

siła 6,15 μmol/s·kg białka, oraz 7,03 μmol/s·kg białka, w serii II. Wydłużenie czasu reakcji spowodowało spadek aktywności reduktaz w serii I do 2,94 μmol/s·kg białka, a serii II do 3,9 μmol/s·kg białka.

Sprawność usuwania związków azotu w wyniku denitryfikacji w serii I i II przy 23 h czasie reakcji wynosiła 35%, a przy 11 h czasie reakcji wzrosła średnio do 65%.

5. Dyskusja wyników

W dotychczasowej praktyce w komorach napowietrzania utrzymuje się stałe stężenie tlenu na poziomie od 2 do 3 mg O₂/dm³. W przeprowadzonych badaniach zastosowano kontrolowany sposób wprowadzania powietrza ze stałą wydajnością na poziomie 2 mg O₂/dm³. Wykazano, że w warunkach doprowadzenia stałej ilości po-

wietrza do reaktora, w zależności od warunków pokarmowych oraz technologicznych, w osadzie czynnym ze zmienną szybkością zachodziły amonifikacja, utlenianie związków organicznych (ChZT) oraz azotu amonowego. Odnotowano również ubytek azotu ogólnego nie tylko w procesie syntezy biomasy, ale również w denitryfikacji.

W czasie reakcji występowała faza wyczerpania tlenu w reaktorze, spowodowana utlenianiem związków organicznych (ChZT), azotu amonowego oraz oddychaniem endogennym osadu czynnego. W ściekach oczyszczonych wartość azotu amonowego nie przekraczała $1 \text{ mg N-NH}_4/\text{dm}^3$. W reaktorze okresowym Dangcong i wsp. (11) stosowali wprowadzanie powietrza w takiej ilości, że nie notowali tlenu podczas 2 h fazy napełniania. W tych warunkach stężenie azotu amonowego w ściekach oczyszczonych wynosiło poniżej $10 \text{ mg N-NH}_4/\text{dm}^3$ przy początkowej koncentracji $270 \text{ mg N-NH}_4/\text{dm}^3$. Szybkość utleniania azotu amonowego przewyższała szybkość utleniania azotu azotynowego, co w konsekwencji prowadziło do akumulacji azotynów w reaktorze. Hendrikus, Saskia (12) wykazali, że w warunkach limitowanej ilości tlenu występuje współzawodnictwo pomiędzy bakteriami utleniającymi azot amonowy i azotynowy na korzyść tych pierwszych.

W badaniach własnych nagromadzenie się azotu azotynowego obserwowano tylko w serii II przy 23 h czasie reakcji i stężeniu azotu amonowego w ściekach doprowadzanych do reaktora na poziomie ok. $110 \text{ mg N-NH}_4/\text{dm}^3$. W pozostałych seriach azot amonowy utleniany był do azotanów bez widocznej akumulacji azotynów.

W obu seriach, przy 23 h reakcji usuwanie azotu w wyniku denitryfikacji następowało podczas fazy wyczerpania tlenu w ściekach w reaktorze. Warunki niedotlenione, dostępność związków organicznych spowodowały, że zarówno przy wyższym stosunku ChZT/ N_{og} (9,6) jak i przy około 3 w osadzie czynnym zachodziła denitryfikacja. Gdy koncentracja tlenu w reaktorze wzrastała obserwowano nieznaczny ubytek azotu w reaktorze. Burda i wsp. (13) stwierdzili, że bakterie denitryfikacyjne cechują się różną wrażliwością na zawartość tlenu rozpuszczonego w środowisku. Wykazali, że im mniejsze stężenie tlenu rozpuszczonego, tym większa jest szybkość denitryfikacji.

Nieco inny przebieg denitryfikacji w osadzie czynnym obserwowano w seriach o 11 h czasie reakcji. Z całkowitej ilości azotu usuniętego w procesie denitryfikacji w serii I około 53,6% zostało usunięte podczas fazy wyczerpania tlenu w reaktorze, która wynosiła 4 h. W serii II przy 11 h reakcji azot ogólny usunięty w czasie 5 h fazy wyczerpania tlenu w reaktorze stanowił 74,5% całkowitej ilości azotu ogólnego usuniętego w wyniku denitryfikacji. Pozostała ilość azotu ogólnego była usuwana, gdy w reaktorze następował wzrost stężenia tlenu do $2 \text{ mg O}_2/\text{dm}^3$. Warunki tlenowe w reaktorze oraz wyczerpanie związków organicznych jako donorów elektronów nie powodowały zahamowania procesu denitryfikacji.

Krul, Veeningen (14) obserwowali, że reduktaza dysymilacyjna u niektórych organizmów jest enzymem konstytutywnym, a jej synteza nie była hamowana obecnością w podłożu tlenu nawet przy koncentracji $4 \text{ mg O}_2/\text{dm}^3$. Simpkin, Boyle (15) po-

twierdzili, że w obecności tlenu reduktazy dysymilacyjne były syntetyzowane na poziomie przynajmniej 50% maksymalnych wydajności. Nakano, Zuber (16) wykazali, że aktywność reduktazy asymilacyjnej (B) nie była hamowana obecnością tlenu, co potwierdzałoby, że jest to enzym konstytutywny. Natomiast reduktaza typu A (dysymilacyjna) była indukowana w obecności azotanów, a syntezę enzymu hamowała obecność tlenu w podłożu.

Według Sliemers i wsp. (17) oraz Münch i wsp. (18) proces symultanicznej nityfikacji i denityfikacji wymaga mniejszej liczby związków organicznych jako donorów elektronów niezbędnych do redukcji azotanów i azotynów. Wyniki własne pozwalają przypuszczać, że wraz ze wzrostem tlenu w reaktorze azot był usuwany na drodze symultanicznej nityfikacji i denityfikacji. W warunkach wysokiego stężenia tlenu, nawet do 70% nasycenia, oraz w obecności azotanów mikroorganizmy wykorzystywały zarówno tlen jak i azotany jako akceptory elektronów (19).

Sterowanie ilością dostarczanego powietrza ma na celu zapewnienie wymaganego stopnia nityfikacji, a jednocześnie powinno umożliwić wytworzenie w osadzie czynnym stref niedotlenionych korzystnych do denityfikacji. W badaniach własnych w reaktorze SBR przy kontrolowanym sposobie wprowadzania tlenu osad czynny przeprowadzał nityfikację, denityfikację heterotroficzną oraz symultaniczną nityfikację i denityfikację.

6. Wnioski

1. Zmienne warunki tlenowe w reaktorze, pomimo dostarczania powietrza ze stałą wydajnością, nie zahamowały procesu nityfikacji, stężenie azotu amonowego w ściekach oczyszczonych nie przekraczało $1 \text{ mg N-NH}_4/\text{dm}^3$.

2. Przy zwiększonym stężeniu azotu amonowego w ściekach doprowadzanych do reaktora notowano spadek udziału syntezy biomasy w usuwaniu związków azotowych ze ścieków z ok. $8 \text{ mg N-NH}_4/\text{dm}^3$ do $1,5 \text{ mg N-NH}_4/\text{dm}^3$.

3. Sprawność denityfikacji w przeprowadzonych seriach pozostała na zbliżonym poziomie – 35% przy dłuższym czasie reakcji i 65% przy krótszym czasie reakcji. Zwiększenie stężenia azotu amonowego w ściekach doprowadzanych do reaktora, a w konsekwencji wyższe stężenie utlenionych form azotu w fazie reakcji spowodowało, że w serii II nastąpił 4-krotny (23 h) oraz 3,3-krotny (11 h) wzrost ilości azotu zredukowanego w porównaniu do serii I.

Literatura

1. Wanner J., (1994), *Activated sludge bulking and foaming control*, A Technomic Publishing Company, Inc. Lancaster, Pensylwania.
2. Irvine R. L., Wilderer P. A., Lemming H-C., (1997), *Water Science Technology*, 1 (35), 1-10.
3. Hvala N., Zec M., Roš M., Strmčnik S., (2001), *Water Environment Research*, 73, (2), 146-153.
4. Zart D., Bock E., (1998), *Archives Microbiology*, 169, 282-286.

5. van Niel E. W. J., Braber K. J., Robertson L. A., Kuenen J. G., (1992), *Antonie van Leeuwenhoek*, 62, 231-237.
6. Robertson L. A., Cornelisse R., de Vos P., Hadioetomo R., Kuenen J. G., (1989), *Antonie van Leeuwenhoek*, 56, 289-299.
7. Huang H. K., Tseng S. K., (2001), *Applied Microbiology and Biotechnology*, 55, 90-94.
8. Pochana K., Keller J., (1999), *Water Science and Technology*, 39, (6), 61-68.
9. Oh J., Silverstein J., (1999), *Water Research*, 33, (8), 1925-1937.
10. Hermanowicz W., Dożańska W., Dojlido J., Koziowski B., (1999), *Fizyczno-chemiczne badanie wody i ścieków*, Arkady, Warszawa.
11. Dangcong P., Bernet N., Delgenes J. P., Moletta R., (2000), *Water Environment Research*, 72, (2), 195-200.
12. Hendrikus J. L., Saskia G., (1993), *Archives of Microbiology*, 159, 453.
13. Burda W., Cyplik P., Małyszka T., Twardowska A., (1997), *Biotechnologia*, 4, (39), 139-148.
14. Krul J. M., Veeningen R., (1977), *Water Research*, 11, 39-43.
15. Simpkin T. J., Boyle W. C., (1988), *Water Research*, 22, 2, 201-206.
16. Nakano M. M., Zuber P., (1998), *Annual Review of Microbiology*, 165-190.
17. Sliemers A. O., Derwort N., Campos Gomez J. L., Strous M., Kuenen J. G., Jetten M. S. M., (2002), *Water Research*, 36, 2475-2482.
18. Münch E. V., Lant P., Keller J., (1996), *Water Research*, 30, (2), 277-284.
19. Lee H.-J., Bae J.-H., Cho K.-M., (2001), *Biotechnology Letters*, 23, 935-941.