

Katarzyna Bernat, Dorota Kulikowska, Beata Waszczyłko-Miłkowska, Justyna Głębocka

## Kinetyka usuwania związków organicznych oraz azotu i fosforu w reaktorze typu SBR w skali technicznej w warunkach zimowych

Biologiczne oczyszczanie ścieków w reaktorach typu SBR jest skuteczną technologią usuwania związków biogennych w małych i średnich oczyszczalniach. Zastosowanie reaktorów SBR jest wskazane wówczas, gdy dopływające ścieki charakteryzują się dużą nierównomiernością dopływu oraz zmiennym ładunkiem zanieczyszczeń. W reaktorach SBR oczyszczanie ścieków prowadzone jest w jednej komorze, przy czym fazy napełniania, mieszania, napowietrzania, sedymentacji i dekantacji zachodzą cyklicznie. Przez sterowanie warunkami tlenowymi w fazach napełniania, mieszania i napowietrzania możliwe jest okresowe uzyskanie warunków beztlenowych, anoksycznych i tlenowych, niezbędnych do usuwania związków węgla, azotu i fosforu.

Zawarte w ściekach zanieczyszczenia organiczne są utleniane, mogą być źródłem węgla dla bakterii denitryfikacyjnych, są zużywane przez bakterie gromadzące polifosforany oraz do syntezy biomasy. Przemiany związków azotu obejmują amonifikację, autotroficzną nityfikację, heterotroficzną denitryfikację oraz syntezę biomasy, przy czym dwa ostatnie procesy odpowiedzialne są za usuwanie związków azotu ze ścieków. W przypadku niedoboru związków węgla w ściekach, w celu uzyskania skutecznej denitryfikacji, wprowadza się zewnętrzne źródło węgla organicznego w postaci niskocząsteczkowych alkoholi [1, 2], melasy [3], odcieków z odwadniania wywaru gorzelnianego, ścieków (z cukrowni, zakładów produkcji napojów bezalkoholowych, mleczarni [4]), olei fuzlowych [5, 6] czy gliceryny [7–10]. Warunkiem skutecznego usuwania związków fosforu ze ścieków jest zapewnienie naprzemiennych warunków beztlenowo-tlenowych, umożliwiających kumulację polifosforanów w komórkach bakterii.

Zaletą reaktorów typu SBR jest możliwość zmiany parametrów operacyjnych stosownie do zmian ilości dopływających ścieków oraz ładunku zanieczyszczeń. Można sterować czasem napełniania reaktora oraz czasem trwania poszczególnych faz (tym samym długością cyklu pracy SBR), przy czym faza napowietrzania może być prowadzona z mieszaniem lub bez, a napełnianie SBR może zachodzić z równoległym mieszaniem. Dane literaturowe wskazują również na możliwość stosowania wielokrotnych

naprzemiennych faz mieszania i napowietrzania w czasie cyklu oraz sterowania zawartością tlenu w fazie napowietrzania [7, 8, 11, 12].

Aby zapewnić powtarzalność warunków prowadzenia eksperymentów, badania dotyczące usuwania związków biogennych ze ścieków metodą osadu czynnego prowadzone są najczęściej w laboratoryjnych reaktorach modelowych, często z wykorzystaniem ścieków modelowych. Niewiele takich badań prowadzi się w skali technicznej. Celem badań omówionych w niniejszej pracy było wyznaczenie szybkości usuwania ze ścieków zanieczyszczeń (oznaczonych jako ChZT) oraz związków azotu i fosforu metodą osadu czynnego w technicznych reaktorach typu SBR pracujących w warunkach zimowych. Znajomość szybkości usuwania związków organicznych, a także szybkości procesów nityfikacji i defosfatacji, ma istotne znaczenie w ocenie prawidłowej eksploatacji oczyszczalni ścieków z reaktorami tego typu. Szczególne znaczenie, zwłaszcza w warunkach zimowych, ma znajomość szybkości utlenienia azotu amonowego, która określa czas trwania fazy napowietrzania, a tym samym długość cyklu pracy reaktora. Dodatkowo sporządzono bilans związków azotu w cyklu pracy reaktora.

### Metody badań

Badania prowadzono w mechaniczno-biologicznej oczyszczalni ścieków komunalnych, wykorzystującej metodę osadu czynnego z podwyższonym stopniem usuwania związków biogennych. Ścieki dopływają do oczyszczalni systemem kanalizacji oraz są dowożone taborem asenizacyjnym (w czasie objętych badaniami przepustowość obiektu wynosiła około 4200 m<sup>3</sup>/d, a udział ścieków dowożonych taborem asenizacyjnym nie przekraczał 3% strumienia objętości dopływających ścieków).

Po mechanicznym oczyszczeniu (kraty, piaskownik) ścieki dopływają do zbiorników retencyjnych, a następnie dwóch równolegle pracujących reaktorów typu SBR o pojemności czynnej 1740 m<sup>3</sup> (głębokość 4,0 m, wysokość całkowita 4,4 m), wyposażonych w system napowietrzania drobnopęcherzykowego. Cykl pracy reaktorów wynosił 12 h i składał się z czterech faz – napełniania/mieszania (2,5 h), napowietrzania (6,5 h), sedymentacji (2 h) i spustu (1 h). Stopień wymiany objętości podczas jednego cyklu pracy reaktora wynosił 0,5. Stężenie biomasy osadu czynnego (w przeliczeniu na suchą masę organiczną osadu) w reaktorach SBR wynosiło 5000 g/m<sup>3</sup>.

W celu wyznaczenia szybkości usuwania związków organicznych oraz związków azotu i fosforu wykonano dwie serie badań. I serię przeprowadzono 5 grudnia 2016 r., natomiast II – 12 grudnia 2016 r. Próbkę ścieków pobierano od momentu rozpoczęcia cyklu pracy reaktora (początek fazy napełniania z równoczesnym mieszaniem) do zakończenia fazy napowietrzania (w ciągu 5 h cyklu co 0,5 h, a następnie do końca fazy reakcji co 1 h). W tych samych odstępach czasu odczytywano zawartość tlenu w reaktorze. Podczas badań wartość temperatury ścieków w reaktorze wynosiła średnio 10 °C.

W próbkach ścieków (przed i po oczyszczaniu) oznaczono wartości następujących wskaźników: ChZT – metodą dwuchromianową (PN-ISO 6060:2006), azot amonowy – metodą spektrometryczną z odczynnikami Nesslera lub metodą destylacji (PN-C-04576-4:1994, PN-81/C-04527), azotany(V) w przeliczeniu na azot – metodą spektrometryczną z kwasem fenolodisulfonowym (PN-82/C-04576.08), azotany(III) w przeliczeniu na azot – metodą spektrometryczną z  $\alpha$ -naftyloaminą (PN-EN 26777:1999), ortofosforany w przeliczeniu na fosfor – metodą spektrometryczną z molibdenianem amonu (PN-EN ISO 6878:2006). Zawartość biomasy osadu czynnego w reaktorze oznaczono metodą wagową [13].

Zmiany zawartości związków organicznych (wyrażonych jako ChZT) oraz azotu amonowego, azotanów(V) i ortofosforanów w fazie kumulacji opisano kinetyką reakcji zerowego rzędu:

$$C(t) = kt + C_0 \quad (1)$$

w której:

$C(t)$  – wartość chwilowa danego wskaźnika po czasie  $t$ ,  $g/m^3$

$C_0$  – wartość początkowa danego wskaźnika,  $g/m^3$

$k$  – stała szybkości reakcji,  $g/(m^3 \cdot h)$

$t$  – czas, h

W czasie uwalniania ortofosforanów w fazie napełniania i mieszania reaktora SBR najlepsze dopasowanie modelu do danych eksperymentalnych uzyskano w przypadku kinetyki reakcji pierwszego rzędu:

$$C(t) = C_{maks}(1 - e^{-kt}) \quad (2)$$

w której:

$C_{maks}$  – maksymalna zawartość ortofosforanów w ściekach,  $gP/m^3$

$k$  – stała szybkości reakcji,  $1/h$

Bilans azotu sporządzono na podstawie ilości azotu amonowego wykorzystanego do syntezy biomasy osadu czynnego ( $N_{syn}$ ), azotu amonowego utlenionego przez osad czynny ( $N_{NO_x}$ ) oraz utlenionych form azotu, które uległy denitryfikacji ( $N_{red}$ ). Ilość azotu amonowego wykorzystanego do syntezy biomasy obliczono ze wzoru [14]:

$$N_{syn} = Y([ChZT]_0 - [ChZT]_k)F_N \quad (3)$$

w którym:

$Y$  – współczynnik przyrostu biomasy,  $g/g$  (gram suchej masy organicznej osadu czynnego na gram usuniętych zanieczyszczeń mierzonych wartością ChZT ścieków), przyjęto  $Y=0,5 g/g$

$[ChZT]_0$  – wartość ChZT ścieków na początku cyklu pracy reaktora, obliczona na podstawie jakości ścieków dopływających do reaktora oraz pozostałych w reaktorze w poprzednim cyklu pracy,  $gO_2/m^3$

$[ChZT]_k$  – końcowa wartość ChZT ścieków oczyszczonych,  $gO_2/m^3$

$F_N$  – zawartość azotu w biomacie osadu czynnego,  $gN/g$  (w przeliczeniu na suchą masę), przyjęto  $F_N=0,05 gN/g$

Zawartość azotu amonowego utlenionego przez osad czynny obliczono ze wzoru:

$$N_{NO_x} = N_0 - N_k - N_{syn} \quad (4)$$

w którym:

$N_0$  – zawartość azotu Kjeldahla w ściekach na początku cyklu pracy reaktora, obliczona na podstawie jakości ścieków dopływających do reaktora oraz pozostałych w reaktorze w poprzednim cyklu pracy,  $gN/m^3$

$N_k$  – końcowa zawartość azotu Kjeldahla w ściekach oczyszczonych,  $gN/m^3$

Zawartość utlenionych form azotu, które uległy denitryfikacji obliczono ze wzoru:

$$N_{red} = N_{NO_x} - N_{NO_2^-} - N_{NO_3^-} \quad (5)$$

w którym:

$N_{NO_2^-}$  – zawartość azotanów(III) w ściekach oczyszczonych,  $gN/m^3$

$N_{NO_3^-}$  – zawartość azotanów(V) w ściekach oczyszczonych,  $gN/m^3$

Sprawność nityfikacji ( $\eta_n$ ) i denitryfikacji ( $\eta_d$ ) wyznaczono z zależności:

$$\eta_n = [N_{NO_x}/(N_0 - N_{syn})] 100 \quad (6)$$

$$\eta_d = (N_{red}/N_{NO_x}) 100 \quad (7)$$

## Wyniki badań i dyskusja

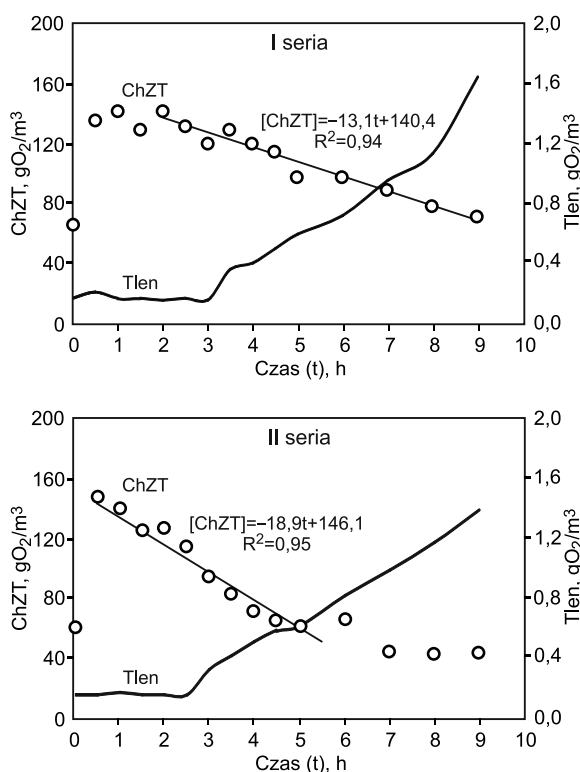
### Przemiany związków węgla, azotu i fosforu

Zawartość tlenu w reaktorze w fazie napełniania/mieszania była prawie stała – około  $0,16 gO_2/m^3$ . Wzrost jego zawartości, z  $0,35 gO_2/m^3$  do  $1,5 \pm 2,0 gO_2/m^3$ , odnotowano po 2,5 h (włączenie napowietrzania).

W I serii ChZT ścieków dopływających do reaktora wynosiło  $1280 gO_2/m^3$  (próbki niesączone) oraz  $960 gO_2/m^3$  (próbki sączone), natomiast ChZT ścieków pozostałych w reaktorze po poprzednim cyklu –  $63,6 gO_2/m^3$ . Podczas napełniania reaktora, ChZT wzrosło do  $133,56 gO_2/m^3$  i utrzymywało się na tym poziomie przez 2 h (rys. 1 – I seria). Wartość ta była mniejsza od wyliczonej na podstawie ChZT ścieków dopływających oraz stopnia wymiany objętości reaktora SBR, co świadczyło o adsorpcji zanieczyszczeń na kłaczkach osadu czynnego. Po kolejnych 2 h wartość ChZT ścieków zaczęła się zmniejszać. Równolegle zanotowano wzrost zawartości tlenu. Szybkość ubytku związków organicznych wynosiła  $13,1 gO_2/(m^3 \cdot h)$ , a ChZT ścieków oczyszczonych wynosiło około  $70 gO_2/m^3$ .

W II serii, po 0,5 h od rozpoczęcia cyklu pracy reaktora SBR, ChZT ścieków wynosiło  $147,2 gO_2/m^3$ . Po tym czasie notowano spadek wartości ChZT z szybkością  $18,9 gO_2/(m^3 \cdot h)$ , a ChZT ścieków oczyszczonych wynosiło około  $43 gO_2/m^3$  (rys. 1 – II seria).

Zmiany zawartości azotu amonowego, azotanów(III) oraz azotanów(V) w I i II serii przedstawiono na rysunku 2. Azot amonowy w ściekach dopływających do reaktora w I i II serii występował w ilościach odpowiednio  $55 gN/m^3$  oraz  $45 gN/m^3$ , co wynikało z naturalnej nierównomierności składu ścieków. W początkowych godzinach cyklu pracy reaktora następował wzrost ilości azotu amonowego (napełnianie reaktora), a następnie odnotowano spadek wynikający z jego zużycia do przyrostu biomasy osadu czynnego oraz utleniania (nityfikacji) do azotanów(III) i azotanów(V). Zawartość azotu amonowego w ściekach oczyszczonych nie przekraczała  $2 gN/m^3$ .

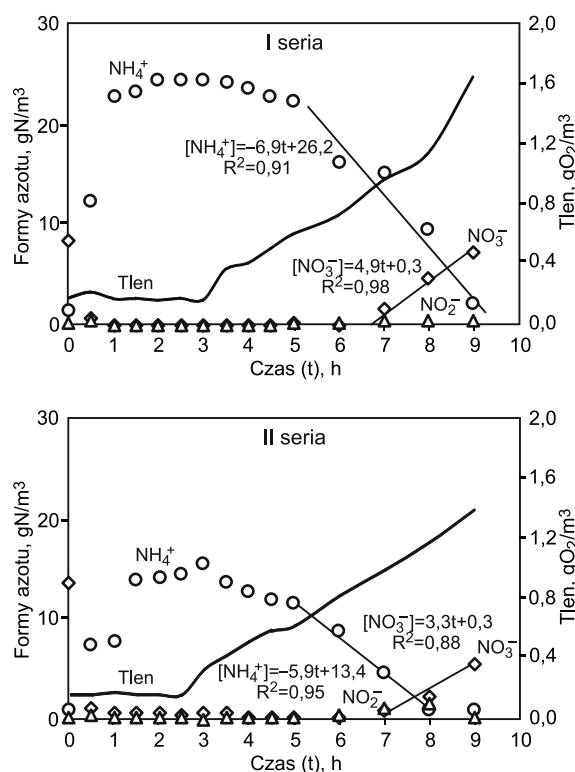


Rys. 1. Zmiana wartości ChZT ścieków oraz zawartości tlenu w cyklu pracy reaktora SBR

Fig. 1. Variation in COD values and oxygen content in sewage in SBR cycle

Ilość azotu amonowego w ściekach dopływających do oczyszczalni ma wpływ na jego zawartość w reaktorze SBR na początku cyklu oraz wpływa na szybkość jego ubytku. Bakterie nityfikacyjne – w porównaniu z heterotroficznymi – charakteryzują się dużo mniejszą szybkością wzrostu, która maleje wraz ze spadkiem temperatury. Czas potrzebny do utlenienia azotu amonowego określa długość fazy napowietrzania, a tym samym długość cyklu pracy reaktora, co ma istotne znaczenie szczególnie w warunkach zimowych, gdy niska temperatura powoduje zmniejszenie aktywności biochemicznej bakterii nityfikacyjnych.

W I serii badań, po godzinie od rozpoczęcia cyklu pracy reaktora, zawartość azotu amonowego w ściekach wynosiła około  $24 \text{ gN/m}^3$  i utrzymywała się na tym poziomie do 5. godziny cyklu, po czym zanotowano spadek jego ilości. Należy podkreślić, że mimo rozpoczęcia napowietrzania, intensywnie przebiegające procesy utleniania zanieczyszczeń organicznych oraz azotu amonowego powodowały, że zawartość tlenu w reaktorze do 5. godziny cyklu nie przekroczyła  $0,5 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ . Ubytek azotu amonowego następował z szybkością  $6,9 \text{ gN}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$  (w odniesieniu do suchej masy organicznej osadu czynnego –  $1,38 \text{ gN}/(\text{kg} \cdot \text{h})$ ). Wraz ze spadkiem zawartości azotu amonowego odnotowano wzrost ilości azotanów(V) w ściekach, a szybkość nityfikacji wynosiła  $4,9 \text{ gN}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$  ( $0,98 \text{ kgN}/(\text{g} \cdot \text{h})$ ). Zawartość azotanów(III) i azotanów(V) w ściekach oczyszczonych wynosiła odpowiednio  $0,5 \text{ gN/m}^3$  i  $7,2 \text{ gN/m}^3$ . Ilość azotu amonowego w ściekach w II serii badań, wynosząca maksymalnie  $14 \div 16 \text{ gN/m}^3$ , była mniejsza w porównaniu z I serią. Szybkość ubytku azotu amonowego i zwiększania ilości azotanów(V) wynosiła odpowiednio  $5,9 \text{ gN}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$  ( $1,18 \text{ gN}/(\text{kg} \cdot \text{h})$ ) i  $3,3 \text{ gN}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$  ( $0,66 \text{ kgN}/(\text{g} \cdot \text{h})$ ). Zawartość azotanów(III) i azotanów(V) w ściekach oczyszczonych wynosiła odpowiednio  $0,26 \text{ gN/m}^3$  i  $5,38 \text{ gN/m}^3$ . Proces



Rys. 2. Zmiana zawartości azotu amonowego, azotanów(III) i azotanów(V) w ściekach w cyklu pracy reaktora SBR

Fig. 2. Variation in ammonium, nitrite and nitrate concentrations in sewage in SBR cycle

nityfikacji rozpoczął się po włączeniu napowietrzania, mimo że zawartość tlenu do 7. godziny cyklu pracy reaktora SBR nie przekraczała  $1 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ .

W czasie badań zawartość azotanów(III) w ściekach była mniejsza niż  $0,5 \text{ gN/m}^3$ , a szybkość ubytku azotu amonowego była większa od szybkości przyrostu ilości azotanów(V). Wskazuje to na symultaniczne zachodzenie nityfikacji i denityfikacji [15]. Zjawisko to w reaktorach SBR zachodzi w podczas okresowego włączania i wyłączania napowietrzania, co sprzyja powstawaniu warunków anoksydacyjnych [16, 17]. Symultanicznej nityfikacji i denityfikacji sprzyja gradient stężenia tlenu w kłaczach osadu czynnego [17]. Autorzy pracy [15] uzyskali symultaniczną nityfikację i denityfikację w reaktorze SBR przy ilości tlenu rozpuszczonego w zakresie  $0,5 \div 2,5 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ , przy czym największa sprawność tego procesu (98%) miała miejsce przy zawartości tlenu równej  $0,5 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ . Z kolei autorzy pracy [18] badali przemiany związków azotu w reaktorze SBR przy zawartości tlenu w fazie napowietrzania wynoszącej  $0,4 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ . Po 5 h trwania doświadczenia w reaktorze nie występował azot amonowy, a równocześnie nie obserwowano wzrostu ilości utlenionych form azotu, co – według autorów – wskazywało na symultaniczną nityfikację i denityfikację.

W warunkach nieograniczonej ilości tlenu szybkość ubytku azotu amonowego zależy od rodzaju oczyszczanych ścieków oraz początkowej zawartości azotu amonowego. Danych dotyczących kinetyki przemian związków azotu w ściekach komunalnych w oczyszczalniach pracujących w skali technicznej nie ma zbyt wiele. Badania takie najczęściej prowadzone są w warunkach laboratoryjnych, z wykorzystaniem ścieków modelowych, odcieków składowiskowych czy wód osadowych. W pracy [19] autorzy wykazali, że podczas oczyszczania w laboratoryjnym



reaktorze typu SBR ścieków modelowych o składzie zbliżonym do ścieków komunalnych, przy zawartości tlenu  $2,6 \pm 0,3 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ , szybkość nityfikacji wynosiła  $2,4 \text{ gN}/(\text{kg} \cdot \text{h})$ . Autorki pracy [20] wykazały, że szybkość procesu nityfikacji podczas oczyszczania ścieków komunalnych w laboratoryjnych reaktorach SBR mieściła się w zakresie  $95,7 \div 122,7 \text{ gN}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$  ( $27,34 \div 35 \text{ gN}/(\text{kg} \cdot \text{h})$ ). Należy jednak podkreślić, że szybkość reakcji obliczono z różnicy między zawartością analizowanych składników na początku i końcu poszczególnych faz, z uwzględnieniem czasu.

Bakterie, które mają zdolność akumulowania polifosforanów, w warunkach beztlenowych pobierają ze ścieków proste związki organiczne i magazynują je w postaci substancji zapasowych, przy czym energię niezbędną do tego procesu uzyskują z hydrolizy wewnątrzkomórkowych polifosforanów, zaś powstające fosforany są uwalniane do ścieków. W warunkach tlenowych mikroorganizmy wykorzystują te substancje zapasowe jako źródło energii i węgla do wzrostu nowych komórek, a energia uzyskana w wyniku tego procesu jest zatrzymywana w komórkach dzięki wewnątrzkomórkowej akumulacji polifosforanów. Dzięki temu fosforany są pobierane ze ścieków i gromadzone w komórkach osadu w postaci polifosforanów. Zmiany ilości ortofosforanów w ściekach w cyklu pracy reaktora SBR przedstawiono na rysunku 3. Od początku fazy reakcji zanotowano wzrost ilości ortofosforanów w reaktorze. Przyjęto, że zwiększona zawartość ortofosforanów w wodzie osadowej jest wynikiem ich uwalniania przez bakterie akumulujące polifosforany oraz procesów hydrolizy polifosforanów obecnych w ściekach. Wzrost zawartości ortofosforanów notowano przez  $1,5 \div 2,0 \text{ h}$ . Proces ten zachodził zgodnie z reakcją pierwszego rzędu, a początkowa szybkość uwalniania ortofosforanów wynosiła  $43,2 \div 46,6 \text{ gP}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ . Mimo że po  $2,5 \text{ h}$  włączono napowietrzanie, to zawartość tlenu do 3. godziny nie przekraczała  $0,5 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ . Dopiero po tym czasie zanotowano zmniejszenie ilości ortofosforanów, który to proces zachodził zgodnie z reakcją zerowego rzędu. Szybkość pobierania ortofosforanów wynosiła  $16,8 \div 23,2 \text{ gP}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ . Od 6. godziny fazy reakcji zawartość ortofosforanów nie przekraczała  $1 \text{ gP}/\text{m}^3$  (rys. 3).

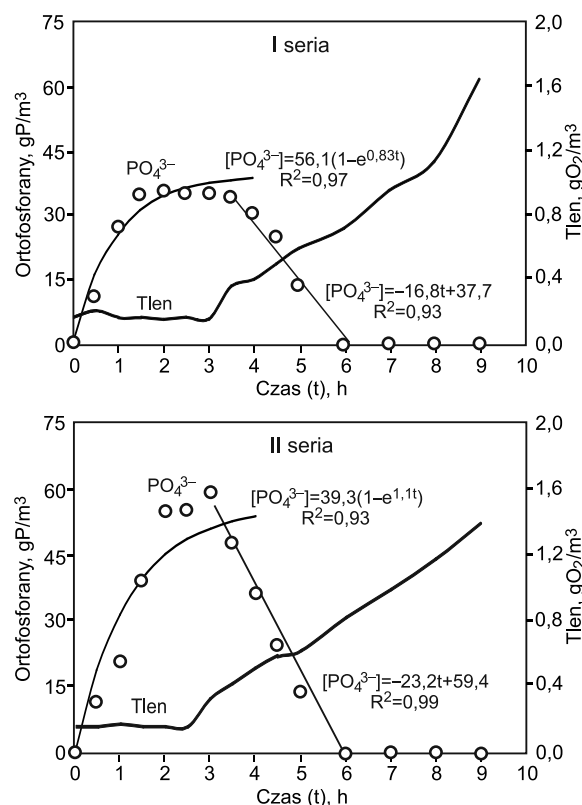
### Bilans azotu w cyklu pracy reaktora SBR

Charakterystykę ścieków na początku cyklu pracy reaktora SBR oraz ścieków oczyszczonych, z uwzględnieniem poszczególnych form azotu, przedstawiono w tabeli 1.

Tabela 1. Zawartość form i bilans azotu w ściekach w dwóch seriach badań  
Table 1. The nitrogen forms concentration and nitrogen balance in sewage in experimental series I and II

Wskaźnik, jednostka	I seria		II seria	
	początek cyklu*	ścieki oczyszczone	początek cyklu*	ścieki oczyszczone
Azot organiczny, $\text{gN}/\text{m}^3$	10,30	2,02	16,10	3,05
Azot amonowy, $\text{gN}/\text{m}^3$	28,50	2,00	23,10	0,84
Azot Kjeldahla, $\text{gN}/\text{m}^3$	38,80	4,02	39,20	3,90
Azotany(III), $\text{gN}/\text{m}^3$	–	0,50	–	0,30
Azotany(V), $\text{gN}/\text{m}^3$	–	7,22	–	5,38
azot zużyty do syntezy biomasy i usunięty w wyniku denitryfikacji				
$N_{\text{syn}}$ , $\text{gN}/\text{m}^3$	–	11,04	–	12,20
$N_{\text{red}}$ , $\text{gN}/\text{m}^3$	–	15,98	–	17,42
Bilans azotu	~39	~39	~39	~39

\*wartości obliczone na podstawie jakości ścieków dopływających do reaktora oraz ścieków pozostałych w reaktorze w poprzednim cyklu pracy  
 $N_{\text{syn}}$  – azot amonowy wykorzystany do syntezy biomasy osadu czynnego  
 $N_{\text{red}}$  – utlenione formy azotu, które uległy denitryfikacji



Rys. 3. Zmiana zawartości ortofosforanów w ściekach w cyklu pracy reaktora SBR

Fig. 3. Variation in orthophosphate concentrations in sewage in SBR cycle

W ściekach na początku cyklu pracy występował głównie azot amonowy, który stanowił 73,4% (I seria) i 58,9% (II seria) azotu Kjeldahla. Zawartość azotu organicznego w ściekach obliczono z różnicy między ilością azotu Kjeldahla oraz azotu amonowego.

Na podstawie sporządzonego bilansu azotu obliczono, że ilość azotu amonowego zużyta do syntezy biomasy wynosiła  $11,04 \div 12,20 \text{ gN}/\text{m}^3$ , zaś pozostały azot amonowy był utleniany (zawartość azotu amonowego w ściekach oczyszczonych nie przekraczała  $2 \text{ gN}/\text{m}^3$ ). Ilości azotu usuniętego ze ścieków w wyniku denitryfikacji wynosiły  $15,98 \text{ gN}/\text{m}^3$  (I seria) oraz  $17,42 \text{ gN}/\text{m}^3$  (II seria), co odpowiadało sprawności procesu 67,4% oraz 75,4%.

## Podsumowanie

Szybkość utleniania azotu amonowego i czas wymagany do jego utlenienia wyznaczają długość fazy napowietrzania, a tym samym długość cyklu pracy reaktora typu SBR. Na podstawie przeprowadzonych badań kinetyki usuwania zanieczyszczeń oraz analizy zmian ich ilości w cyklu pracy tego reaktora wykazano, że w warunkach zimowych całkowite utlenienie azotu amonowego nastąpiło w ostatniej godzinie fazy reakcji. Oznacza to, że nawet stosunkowo niewielki wzrost zawartości azotu amonowego w ściekach dopływających do oczyszczalni może skutkować wzrostem ilości azotu amonowego w ściekach oczyszczonych.

## LITERATURA

1. U. NYBERG, H. ASPEGREN, B. ANDERSSON, J. C. JANSEN: Full-scale application of nitrogen removal with methanol as carbon source. *Water Science and Technology* 1992, Vol. 26, No 5, pp. 1077–1086.
2. Y.-Z. PENG, Y. MA, S.-Y. WANG: Denitrification potential enhancement by addition of external carbon sources in a pre-denitrification process. *Journal of Environmental Sciences (China)* 2007, Vol. 19, No 3, pp. 284–289.
3. K. BERNAT, D. KULIKOWSKA, A. KORDEL: Usuwanie związków azotu ze ścieków w procesach denitryfikacji i skróconej denitryfikacji z wykorzystaniem melasy jako źródła węgla organicznego (Nitrogen removal effectiveness by denitrification and shortcut denitrification using molasses as an organic carbon source). *Ochrona Środowiska* 2016, vol. 38, nr 2, ss. 9–15.
4. Y. FERNÁNDEZ-NAVA, E. MARANÓN, J. SOONS, L. CASTRILLÓN: Denitrification of high nitrate concentration wastewater using alternative carbon sources. *Journal of Hazardous Materials* 2010, Vol. 173, No. 1–3, pp. 682–688.
5. M. KASZUBOWSKA, J. MAJTACZ, J. MAKINIA, K. CZERWIONKA, E. KULBAT: Badania kinetyczne procesu denitryfikacji z dawkowaniem zewnętrznego źródła węgla w postaci produktów odpadowych z produkcji alkoholu. *Zeszyty Naukowe 141 Uniwersytetu Zielonogórskiego, Inżynieria Środowiska* 2011, vol. 21, ss. 78–86.
6. J. MAKINIA, K. CZERWIONKA, M. SWINARSKI, E. DOBIEGAŁA, A. REMISZEWSKA-SKWAREK: Odpady z produkcji alkoholu jako alternatywne źródła węgla dla wspomagania denitryfikacji w komunalnych oczyszczalniach ścieków. *Forum Eksploatacja* 2012, vol. 2, nr 59, ss. 38–41.
7. D. KULIKOWSKA, K. BERNAT: Nitritation-denitritation in landfill leachate with glycerine as a carbon source. *Biore-source Technology* 2013, Vol. 142, pp. 297–303.
8. D. KULIKOWSKA, K. BERNAT, K. SUS: Zastosowanie gliceryny surowej jako zewnętrznego źródła węgla podczas usuwania azotu z odcieków ze składowisk odpadów komunalnych (Crude glycerine as the carbon source during nitrogen removal from municipal landfill leachate using activated sludge process). *Ochrona Środowiska* 2013, vol. 35, nr 2, ss. 41–45.
9. K. BERNAT, D. KULIKOWSKA, M. GODLEWSKI: Crude glycerol as a carbon source at a low COD/N ratio provides efficient and stable denitritation. *Desalination and Water Treatment* 2016, Vol. 57, No. 42, pp. 19632–19641.
10. K. BERNAT, D. KULIKOWSKA, K. ŻUCHNIEWSKI: Glycerine as a carbon source in nitrite removal and sludge production. *Chemical Engineering Journal* 2015, Vol. 267, pp. 324–331.
11. D. KULIKOWSKA, K. BERNAT, B. KOWALSKI: Wpływ strategii napowietrzania w cyklu pracy SBR na efektywność nitritacji-denitritacji podczas oczyszczania odcieków składowiskowych. *Inżynieria Ekologiczna* 2012, vol. 28, ss. 32–42.
12. K. BERNAT, D. KULIKOWSKA, M. ZIELIŃSKA, A. CY-DZIK-KWIATKOWSKA, I. WOJNOWSKA-BARYŁA: Simultaneous nitrification and denitrification in an SBR with a modified cycle during reject water treatment. *Archives of Environmental Protection* 2013, Vol. 39, No. 1, pp. 83–91.
13. W. HERMANOWICZ, W. DOŻAŃSKA, J. DOJLIDO, B. KOZIOROWSKI: Fizyczno-chemiczne badanie wody i ścieków. Arkady, Warszawa 1999.
14. I. WOJNOWSKA-BARYŁA, D. STACHOWIAK: Systemy oczyszczania ścieków metodą osadu czynnego. Wydawnictwo ART, Olsztyn 1997.
15. R. J. ZENG, R. LEMAIRE, Z. YUAN, J. KELLER: Simultaneous nitrification, denitrification and phosphorus removal in a lab-scale sequencing batch reactor. *Biotechnology and Bioengineering* 2003, Vol. 84 No. 2, pp. 170–178.
16. C. HELMER, S. KUNST: Simultaneous nitrification/denitrification in aerobic biofilm system. *Water Science and Technology* 1998, Vol. 37, No. 4–5, pp. 183–187.
17. E. V. MÜNCH, P. LANT, J. KELLER: Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. *Water Research* 1996, Vol. 30, No. 2, pp. 277–284.
18. K. POCHANA, J. KELLER: Study of factors affecting simultaneous nitrification and denitrification (SND). *Water Science and Technology* 1999, Vol. 39, No. 6, pp. 61–68.
19. B. S. AKIN, A. UGURLU: Monitoring and control of biological nutrient removal in a Sequencing Batch Reactor. *Process Biochemistry* 2005, Vol. 40, No. 8, pp. 2873–2878.
20. J. SMYK, K. IGNATOWICZ: Szybkość usuwania związków azotu i fosforu podczas faz procesowych reaktora SBR. *Inżynieria Ekologiczna* 2017, vol. 18, nr 6, ss. 36–40.

**Bernat, K., Kulikowska, D., Waszczytko-Milkowska, B., Głęboka, J. Kinetics of Organic, Nitrogen and Phosphorus Compounds Removal on Technical Scale in a Sequencing Batch Reactor (SBR) in Winter Season. *Ochrona Środowiska* 2019, Vol. 41, No. 1, pp. 11–15.**

**Abstract:** The aim of this study was to assess kinetics of organic (COD), nitrogen and phosphorus compound removal from sewage by activated sludge in SBRs operating on technical scale in a winter season. Additionally, a balance of nitrogen compounds in the operating cycle of the SBR was presented. The rate of organic compounds removal in the reactor's working cycle was 13.1–18.9 gO<sub>2</sub>/(m<sup>3</sup>·h), of ammonia removal – 5.9–6.9 gN/(m<sup>3</sup>·h), while the increase in nitrates was 3.3–4.9 gN/(m<sup>3</sup>·h). Orthophosphates were released in the filling

and mixing phase at an initial rate of 43.2–46.6 gP/(m<sup>3</sup>·h) (the rate constant was 0.93–1.10 h<sup>-1</sup>). The orthophosphate storage rate was 16.8–23.2 gP/(m<sup>3</sup>·h). The study demonstrated that complete ammonia oxidation occurred in the last hour of the reaction phase, which meant that the increase in the concentration of ammonia in the influent might result in an increase in the concentration of nitrogen in the effluent. On the basis of the nitrogen compounds balance in the SBR cycle, it was determined that the total amount of nitrogen removed from the sewage by denitrification and utilized for biomass synthesis was 27.02–29.62 gN/m<sup>3</sup>, while the denitrification efficiency was at the level of 67.4–75.4%.

**Keywords:** Sewage, activated sludge, SBR, COD, nitrogen balance, biomass synthesis, nitrification, denitrification.