



Urząd Patentowy  
Rzeczypospolitej Polskiej

(21) Numer zgłoszenia: **418097**

(51) Int.Cl.  
**C02F 3/30 (2006.01)**  
**C02F 3/34 (2006.01)**

(22) Data zgłoszenia: **25.07.2016**

---

(54) **Sposób wytwarzania bakterii nityfikacyjnych (AOB)**

---

(43) Zgłoszenie ogłoszono:  
**29.01.2018 BUP 03/18**

(45) O udzieleniu patentu ogłoszono:  
**27.09.2021 WUP 26/21**

(73) Uprawniony z patentu:  
**MPWIK SPÓŁKA AKCYJNA, Wrocław, PL**  
**POLITECHNIKA WROCŁAWSKA, Wrocław, PL**

(72) Twórca(y) wynalazku:  
**MATEUSZ MUSZYŃSKI HUHAJŁO, Kłodzko, PL**  
**KAMIL JANIĄK, Wrocław, PL**  
**RYSZARD SZETELA, Wrocław, PL**  
**STANISŁAW Miodoński, Wrocław, PL**  
**MARTA KNAP, Wrocław, PL**  
**PIOTR BALBIERZ, Wrocław, PL**  
**KATARZYNA RUCKA, Wrocław, PL**  
**LESZEK DUDKOWSKI, Wrocław, PL**  
**NATALIA GEMZA, Wrocław, PL**  
**TOMASZ KONIECZNY, Wrocław, PL**

(74) Pełnomocnik:  
**rzecz. pat. Halina Józefa Winogradnik**

---

## Opis wynalazku

Przedmiotem wynalazku jest sposób wytwarzania bakterii nitryfikacyjnych AOB (ammonia oxidizing bacteria), przeznaczonych do komory osadu czynnego, w którym prowadzi się skróconą nitryfikację, pełną nitryfikację lub wytwarza się azotyny na potrzeby procesu anammox.

W konwencjonalnych oczyszczalniach ścieków, toksyczne dla środowiska związki azotu, usuwane są ze ścieków metodą biologicznej nitryfikacji oraz następującej po niej denitryfikacji, podczas której azot amonowy ( $\text{NH}_4$ ), azot azotynowy ( $\text{NO}_2$ ) i azotanowy ( $\text{NO}_3$ ) przekształcany jest w azot pierwiastkowy ( $\text{N}_2$ ), który jako nieszkodliwy produkt końcowy jest wypuszczany do otaczającego powietrza.

W procesie oczyszczania ścieków azot amonowy jest utleniany w warunkach tlenowych do azotynów w 1-szej fazie, nitryfikacji, następnie do azotanów w 2-giej fazie nitryfikacji, a w następującej po nich fazie denitryfikacji – azot azotanowy jest redukowany, w warunkach anoksycznych, w pierwszym etapie do azotynów, a w drugim etapie redukcji do azotu gazowego. W procesie przemiany związków azotu uczestniczą odpowiednio bakterie nitryfikacyjne AOB (1-szej fazy) i NOB (nitrite oxidizing bacteria-2-giej fazy) dostarczane w postaci osadu czynnego, albo złoża biologicznego.

Cechą biologicznej nitryfikacji/denitryfikacji jest wysokie zapotrzebowanie na tlen, a tym samym wysokie zużycie energii. Ponadto w procesie denitryfikacji niezbędny jest organiczny węgiel, co w związku z jego częstym deficytem w ściekach, wymaga dodatkowych nakładów na zakup zewnętrznego źródła.

Znany jest sposób, eliminacji azotu ze ścieków, polegający na skróconej nitryfikacji/denitryfikacji, w którym azot amonowy ( $\text{NH}_4$ ) jest utleniany przez bakterie nitryfikacyjne 1-fazy do azotynów ( $\text{NO}_2$ ), a nie azotanów ( $\text{NO}_3$ ) jak ma to miejsce w konwencjonalnym procesie, w którym azotyny powstałe w procesie denitryfikacji podlegają redukcji do azotu. W przypadku stosowania tej metody mniejsze o 25% jest zużycie, tlenu oraz mniejsze o 40% zużycie węgla organicznego.

Znane i stosowane jest usuwanie azotu ze ścieków w procesie deamonifikacji, obejmującej skróconą nitryfikację i anammox, charakteryzujące się jeszcze mniejszym zużyciem tlenu, około 35% zużycia bazowego, nie wymagające udziału związków organicznych. Przy biologicznej deamonifikacji z biomasą, przeprowadzoną w stan zawiesiny, uczestniczą dwie grupy bakterii, z jednej strony bakterie utleniające, azot amonowy do azotynów (AOB) oraz z drugiej strony bakterie utleniające azot amonowy azotynami (Anammox) i produkujące elementarny azot oraz niewielkie ilości azotanów.

Kluczowym problemem nadal wymagającym rozwiązania jest długotrwałe utrzymanie procesu skróconej nitryfikacji. Aby było to możliwe konieczna jest inhibicja bakterii nitryfikacyjnych 2-giej fazy (NOB), które są obecne w ściekach i powietrzu. W tym celu mogłaby być stosowana sterylizacja środowiska reakcji wraz z izolacją reaktora, co jest uciążliwe, niepraktyczne i w warunkach oczyszczalni ścieków nigdy nie stosowane. W instalacjach procesowych dąży się więc do stworzenia warunków korzystniejszych dla bakterii nitryfikacyjnych 1-szej fazy (AOB) oraz działających inhibującą na bakterie 2-giej fazy.

Z patentu EP 0826639B1 znana jest technologia SHARON, zgodnie z którą ściekami o temperaturze powyżej  $30^\circ\text{C}$  zasilany jest reaktor o hydraulicznym czasie przetrzymania 1–2 dni, pozbawiony osadnika i możliwości retencjonowania biomasy. W tych warunkach bakterie nitryfikacyjne 1-szej fazy namnażają się szybciej, a ich przyrost jest wystarczający, aby bakterie utrzymały się w reaktorze. Natomiast przyrost bakterii nitryfikacyjnych 2-giej fazy nie jest wystarczający, przy czym jednocześnie są one wymywane z reaktora więc ich stężenie w reaktorze jest zbyt małe, aby utlenić znaczące ilości azotynów. Opisany sposób wymaga ścieków o wysokiej temperaturze oraz stosowania wysokiego hydraulicznego czasu przetrzymania wynoszącego 1–2 dni, co wymusza stosowanie dużych reaktorów. Dodatkowo rozwiązanie nie przewiduje zaszczepiania ciągu głównego oczyszczalni, z powodu braku możliwości hodowli takich gatunków bakterii AOB, jakie namnażają się w ciągu głównym oczyszczalni.

Innym rozwiązaniem, opisanym w patencie EP 2630092B1, jest realizowanie procesu skróconej nitryfikacji przy minimalizacji produkcji podtlenu azotu. Rozwiązanie to bazuje na założeniu, że produkcja podtlenu azotu w warunkach nadmiernego spadku pH i akumulacji azotynów, wymaga skomplikowanego sterowania miernikami azotynów, zwiększającymi koszty procesu. Rozwiązanie nie przewiduje zaszczepiania reaktora, ani nie ma innych środków pozwalających na wydajną hodowlę bakterii AOB, nie ma też możliwości wytwarzania azotynów, ponieważ zakłada denitryfikację.

Z patentu europejskiego EP 2792646B1 znany jest sposób oczyszczania ścieków zawierających azot amonowy w urządzeniu do deamonifikacji, z jednym reaktorem biologicznym, w którym to urządzeniu najpierw za pomocą bakterii AOB, azot amonowy jest przemieniany w azot azotynowy, a potem, za

pomocą bakterii Anammox, zwłaszcza za pomocą Planctomycetes, azot amonowy i azot azotynowy ulegają przemianom w azot pierwiastkowy. Zgodnie ze sposobem osad z reaktora biologicznego jest doprowadzany do hydrocyklonu i rozdzielany w nim na frakcję specyficznie ciężką, która w większości zawiera bakterie Anammox, oraz frakcję specyficznie lekką, przy czym frakcja specyficznie ciężka jest odprowadzana z powrotem do reaktora biologicznego. W reaktorze tym, ze względu na wysoki wiek osadu, nie następuje istotny przyrost nityfikantów, dodatkowo ich skład gatunkowy jest odmienny od gatunków występujących w osadzie czynnym.

Z innego patentu EP 1113998B1 znany jest sposób, obejmujący hodowlę bakterii AOB i NOB we wsadowym procesie nityfikacji-denityfikacji. Wyhodowane bakterie są wykorzystywane do wspomagania procesu nityfikacji w ciągu głównym oczyszczalni. Reaktor hodowlany, jest zaszczipiany osadem czynnym z ciągu głównego oczyszczalni, rozwiązanie umożliwia pracę przy bardzo niskich wiekach osadu i zapewnia duży przyrost bakterii. Dodawanie zaszczepu pozwala również na hodowlę tych samych szczepów i gatunków bakterii jakie namnażane są w ciągu głównym. W rozwiązaniu tym wykorzystywany jest jedynie niski wiek osadu jako czynnik selekcyjny, co nie zapewnia przyrostu wyłącznie bakterii; AOB, a co za tym idzie nie gwarantuje skutecznej inhibicji NOB.

Sposób, będący przedmiotem niniejszego wynalazku dotyczy hodowli bakterii utleniających azot amonowy do azotynów (AOB), przeznaczonych zwłaszcza do procesu skróconej nityfikacji ścieków, a także do wytwarzania kwasu azotowego.

Istota sposobu polega na tym, że do wsadowego reaktora hodowlanego, wprowadza się zaszczep osadu czynnego, zawierający bakterie z grupy AOB ammonia oxidizing bacteria) oraz NOB (nitrite oxidizing bacteria) i hodzi się bakterie nityfikacyjne AOB przy jednoczesnym inhibitowaniu wzrostu bakterii NOB, poprzez traktowanie zaszczepu wolnym amoniakiem (FA), generowanym w trakcie jednoczesnego napełniania reaktora ściekami, o dużym stężeniu azotu amonowego, przy stężeniu wolnego amoniaku wystarczającym do inhibicji bakterii NOB, korzystnie utrzymywanym w granicach 0,2–3,6 g N-NH<sub>3</sub>/m<sup>3</sup>. Ilość wprowadzanych do reaktora ścieków, podczas pojedynczego napełniania, ustala się na podstawie wzoru 1:

$$V_{nap} = \frac{V_{nap} + V_{pocz} + V_{zaszczep}}{S_{NH_4}} \cdot FA \cdot \left( 1 + \frac{10^{-pH}}{e^{\frac{-6344}{(273+T)}}} \right) - \frac{V_{pocz} \cdot S_{NH_4,e}}{S_{NH_4}}$$

WZÓR 1

w którym:

$S_{NH_4}$  – oznacza stężenie azotu amonowego w dopływie, wyrażone w g N-NH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>;

$S_{NH_4,e}$  – stężenie azotu amonowego w odpływie, wyrażone w g N-NH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>;

$V_{pocz}$  – objętość ścieków w reaktorze przed napełnieniem, wyrażona w m<sup>3</sup>;

$V_{zaszczep}$  – objętość zaszczepu wprowadzana w czasie danego napełniania reaktora, wyrażona w m<sup>3</sup>;

FA – zadane stężenie wolnego amoniaku, wyrażone w g N-NH<sub>3</sub>/m<sup>3</sup>;

pH – odczyn w reaktorze w trakcie napełniania;

T – temperatura w reaktorze, wyrażona w stopniach °C;

Ponadto w procesie hodowli utrzymuje się wiek osadu w zakresie od 1–10 dób, stężenie tlenu w granicach od 0,5–2,5 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>, temperaturę w zakresie od 20–40°C, pH od 6,5–8,0, a stężenie osadu w zakresie 1–10 kg sm/m<sup>3</sup>.

Korzystnie objętość wprowadzanego do reaktora ze ściekami zaszczepu ( $V_{zaszczep}$ ), oblicza się na podstawie wzoru 2:

$$V_{zaszczep} = \frac{\frac{V_h \cdot X_h}{wO_h} + Q_{e,h} \cdot X_{e,h}}{X_{zaszczep} \cdot N}$$

WZÓR 2

w którym:

$V_h$  – średnia objętość reaktora hodowlanego, wyrażona w  $m^3$ ;

$X_h$  – zadane stężenie osadu w reaktorze hodowlanym, wyrażone, w  $kg/m^3$ ;

$WO_h$  – wiek osadu w reaktorze hodowlanym, wyrażony w dobach;

$Q_{e,h}$  – strumień odcieków oczyszczonych, wyrażony w  $m^3/d$ ;

$X_{e,h}$  – stężenie zawiesin w odciekach oczyszczonych, wyrażone w  $kg\ sm/m^3$ ;

$X_{zaszczep}$  – stężenie zaszczepu, wyrażone w  $kg\ sm/m^3$ ;

$N$  – liczba dawek zaszczepu na dobę.

Korzystnie stężenie osadu w reaktorze hodowlanym utrzymuje się w zakresie od 1,0–2,5  $kg\ sm/m^3$ , wiek osadu w granicach 1–3 doby, a pH środowiska reakcji w granicach 7,0–7,7.

Korzystnie jest, gdy reaktor hodowlany napęlnia się w czasie nie przekraczającym 20 minut, aby maksymalnie ograniczyć nityfikację azotu amonowego ( $S_{NH_4}$ ) podczas napęlniania reaktora, a objętości napęlnień podczas których zaszczep nie jest dawkowany wynikają ze wzoru 1.

W wariacie sposobu stosuje się zaszczep pochodzący z osadu recyrkulowanego, płynącego w obiegu zamkniętym pomiędzy osadnikiem wtórnym i komorą osadu czynnego. W tym przypadku stężenie zaszczepu oblicza się na podstawie bilansu masy osadników wtórnych oczyszczalni ścieków, zgodnie z wzorem 3:

$$X_{zaszczepu} = X \cdot \frac{1+\alpha}{\alpha} - \frac{1}{\alpha} X_e$$

### WZÓR 3

w którym:

$X$  – stężenie osadu w komorze osadu czynnego, wyrażone w  $kg\ sm/m^3$ ;

$\alpha$  – stopień recyrkulacji osadu;

$X_e$  – stężenie zawiesin w ściekach oczyszczonych, wyrażone w  $kg\ sm/m^3$ .

Sposób według wynalazku oparty jest na ścisłej zależności ilości dawkowanych ścieków od stężenia wolnego amoniaku potrzebnego do wywołania inhibicji rozwoju grup bakterii (NOB). Inhibicja ta jest następnie podtrzymywana przez niskie stężenie tlenu i niski wiek osadu. Dzięki temu bez zakłóceń przebiega proces namnażania bakterii utleniających azot amonowy do azotanów (AOB), dostarczonych do reaktora wraz z zaszczepem.

Cechą korzystną wariantu sposobu jest precyzyjne określenie dawki osadu recyrkulowanego na podstawie podstawowych parametrów eksploatacyjnych reaktora osadu czynnego oraz reaktora hodowlanego. Masa dawkowanego zaszczepu jest bezpośrednio powiązana z zadaniem wiekiem osadu i stężeniem osadu w reaktorze hodowlanym oraz jakością odcieków oczyszczonych i jest równa ilości odbieranego osadu nadmiernego z układu i zawiesin w ściekach oczyszczonych.

Zaletą wynalazku jest to, że podczas namnażania bakterii nityfikacyjnych AOB jednocześnie produkowane są i nie usuwane ze ścieków azotyny przeznaczone do produkcji kwasu azotawego, do realizowania skróconej denityfikacji lub zastosowania jako substrata do procesu anammox.

Sposób według wynalazku umożliwia hodowlę bakterii AOB, przeznaczonych do bioaugmentacji osadu czynnego, zwłaszcza na potrzeby prowadzenia w komorze skróconej nityfikacji bądź procesu deamonifikacji (skrócona nityfikacja + anammox). Wyhodowane bakterie mogą być również wykorzystane do zaszczepiania klasycznego osadu czynnego, prowadzącego pełną nityfikację w celu zwiększenia szybkości nityfikacji. Pomimo inhibicji NOB możliwe jest uzyskanie poprawy usuwania azotu w osadzie czynnym, ponieważ ogólna szybkość nityfikacji jest zawsze limitowana szybkością nityfikacji 1-szej fazy, a nie drugiej oraz same azotyny są również usuwane w procesie denityfikacji.

Ważną zaletą sposobu jest zastosowanie warunków, które umożliwiają biologiczne ograniczanie rozwoju grup bakterii (NOB), powodujących niepożądaną przemianę azotynów w azotany w procesie, obejmujących wykorzystanie synergistycznego wpływu inhibicji wolnym amoniakiem, niskim stężeniem tlenu i niskiego wieku osadu. Takie podejście umożliwia osiągnięcie stabilnej inhibicji NOB, pomimo podawania osadu z komory osadu czynnego.

Dostarczanie do reaktora zaszczepu osadu czynnego, zgodnie ze sposobem gwarantuje nie tylko stabilniejszą pracę reaktora, ale przede wszystkim umożliwia hodowlę tych grup bakterii AOB, które dominują również w osadzie czynnym, co wpływa na zwiększanie potencjału nityfikacyjnego osadu czynnego. Nie bez znaczenia jest również fakt, że w wyniku dostarczenia do reaktora zaszczepu osadu

czynnego, możliwa jest praca przy wieku osadu, niższym i nieosiągalnym w układzie bez zaszczepiania. Im niższy wiek osadu tym większa wydajność produkcji AOB z każdego utlenionego g N-NH<sub>4</sub>.

Przedmiot wynalazku został przedstawiony w przykładach realizacji i na rysunku ilustrującym schemat procesu.

#### Przykład I

Reaktor hodowlany **1** o objętości czynnej ok. 0,1 m<sup>3</sup> (V<sub>pocz</sub>) zasila się ściekami **2** z odwadniania osadów o strumieniu wynoszącym około 0,14 m<sup>3</sup>/d, stężeniu ChZT około 600 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>, azotu amonowego 560 g N/m<sup>3</sup>(S<sub>NH4</sub>) i temperaturze 25°C (T). Reaktor pracujący w 8 równych cyklach na dobę, ale zaszczep **3** pochodzący ze strumienia osadu recykulowanego, dostarcza się jednokrotnie na dobę.

Objętość wprowadzonych ścieków, w pojedynczej fazie napełniania oblicza się na podstawie wzoru 1:

$$V_{nap} = \frac{V_{nap} + 0,1 + 0,006}{560} \cdot 3,6 \cdot \left( 1 + \frac{10^{-7,7}}{e^{\left(\frac{-6844}{(2,73 + 25,1)}\right)}} \right) - \frac{0,1 \cdot 60}{560} = 0,0175 \text{ m}^3$$

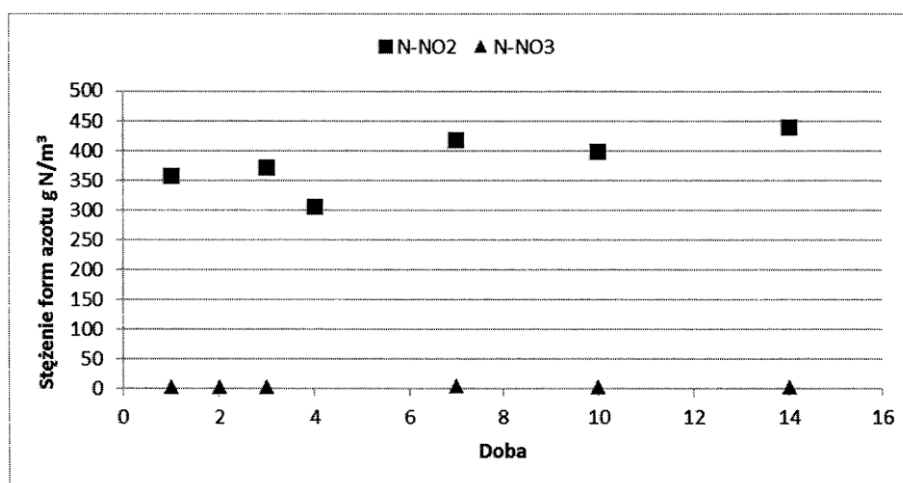
i wynosi ona 0,0175 m<sup>3</sup>/napełnienie, co oznacza potrzebę realizacji 8 napełnień na dobę, co oznacza jedno napełnienie w cyklu. Odczyn pH w reaktorze w czasie napełniania wynosił 7,7. Zadany wiek osadu wynosi 2,0 d (W<sub>O<sub>n</sub></sub>), a stężenie około 1 kg sm/m<sup>3</sup> (X<sub>n</sub>). W takich warunkach, natężenie przepływu odcieków oczyszczonych ma wartość 0,095 m<sup>3</sup>/d (Q<sub>e,h</sub>), a stężenie w ściekach oczyszczonych, około 0,078 kg sm/m<sup>3</sup>(X<sub>e,h</sub>). Stężenie zaszczepu (X<sub>zaszczep</sub>), wynosi 10 kg sm/m<sup>3</sup>. Sumaryczną dobową objętość zaszczepu (V<sub>zaszczep</sub>), stanowiącego osad recykulowany z komory osadu czynnego oczyszczalni, dawkaną w czasie napełniania reaktora oblicza się na podstawie wzoru 2:

$$V_{zaszczep} = \frac{\frac{0,1 \cdot 1}{2} + 0,095 \cdot 0,078}{10 \cdot 1} = 0,006 \text{ m}^3/\text{d}$$

Stężenie azotu amonowego w odciekach oczyszczonych **4** utrzymuje się na poziomie 60 g N/m<sup>3</sup> (S<sub>NH4,e</sub>), co oznacza 90% usunięcie azotu amonowego. Zadane stężenie wolnego amoniaku (FA) wynosi 3,6 g N/m<sup>3</sup>.

Z reaktora odbiera się osad nadmierny **5** w ilości 0,05 m<sup>3</sup>/d. Po napełnieniu reaktora hodowlanego **1** rozpoczyna się fazę napowietrzania, w której tlen do reaktora dostarczany jest przez system napowietrzania **6**, a stężenie tlenu utrzymywane jest na poziomie 0,6 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>. W trakcie fazy napowietrzania następuje odbiór osadu nadmiernego, a potem, po wyłączeniu napowietrzania, sedymentacja osadu i odbiór odcieków oczyszczonych.

W reaktorze hodowlanym **1** prowadzi się proces skróconej nityfikacji. Na wykresie 1 przedstawiono parametry odcieków oczyszczonych w dwutygodniowym okresie eksploatacji reaktora. Azot azotanowy był praktycznie nieobecny w ściekach oczyszczonych, podczas gdy stężenie azotanów przekraczało zawsze 300 g N/m<sup>3</sup>. Stopień akumulacji azotanów wynosił 99%.



Wykres 1. Parametry ścieków oczyszczonych

Stężenie osadu nadmiernego jest równe stężeniu osadu w komorze i wynosi  $1 \text{ kg sm/m}^3$ . W osadzie nadmiernym określono ilość nityfikantów 1-szej fazy poprzez oznaczenie szybkości nityfikacji za pomocą pomiaru ubytku azotu amonowego – pomiar szybkości nityfikacji 1-szej fazy. Uzyskano wynik  $585 \text{ mg N/h}$ , który odnosi się do całej masy osadu nadmiernego odprowadzanego w ciągu doby. Określono również ilość nityfikantów 1-szej fazy w zaszczepe poprzez oznaczenie szybkości nityfikacji za pomocą pomiaru ubytku azotu amonowego – pomiar szybkości nityfikacji 1-szej fazy. Uzyskano wynik  $160 \text{ mg N/h}$ , odnoszący się do całej masy zaszczepeu dostarczanego w ciągu doby. Uzyskane wyniki wskazują na 3,5-krotny wzrost szybkości nityfikacji, co oznacza analogiczny wzrost masy nityfikantów.

Skuteczność sposobu potwierdza eksperyment, w którym wyhodowany osad dodano do osadu czynnego w ilości 1,8% wykorzystanej masy osadu czynnego i sprawdzono wpływ dawkowania AOB na sprawność produkcji azotanów. Szybkość powstawania azotanów przed dodaniem osadu wynosiła  $2,3 \text{ mg N/g sm h}$ , a po dodaniu osadu zawierającego AOB wzrosła do  $2,6 \text{ mg N/g sm h}$ , co oznacza wzrost o 13%.

#### Przykład II

Sposób jak w przykładzie I z tą różnicą, że stężenie osadu w reaktorze hodowlanym wynosi  $2,5 \text{ kg sm/m}^3$ , wiek osadu w reaktorze hodowlanym wynosi 1 dobę, pH w reaktorze ma wartość 7,0, a stężenie tlenu ma wartość  $1,5 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ . Reaktor hodowlany 1 o objętości czynnej ok.  $0,1 \text{ m}^3$  ( $V_{\text{pocz}}$ ) zasila się odciekami 2 z odwadniania osadów o strumieniu wynoszącym około  $0,14 \text{ m}^3/\text{d}$  ( $V_{\text{nap}} = 0,14 \text{ m}^3$ ), stężeniu ChZT około  $600 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ , azotu amonowego  $900 \text{ g N/m}^3$  ( $S_{\text{NH}_4}$ ) i temperaturze  $25^\circ\text{C}$  (T). Reaktor pracujący w 12 równych cyklach na dobę, do którego zaszczepe 3 pochodzący ze strumienia osadu recykulowanego, dostarcza się w równych ilościach w każdym cyklu reaktora podczas pierwszego napełniania, w taki sposób, że objętość dostarczona na dobę wynosi  $0,025 \text{ m}^3$ . Objętość wprowadzonych ścieków, w fazie napełniania oblicza się na podstawie wzoru 1:

$$V_{\text{nap}} = \frac{V_{\text{nap}} + 0,1 + 0,0021}{900} \cdot 0,2 \cdot \left( 1 + \frac{10^{-7,0}}{\left( \frac{-6544}{(2,75 + 25)} \right)} \right) - \frac{0,1 \cdot 10}{900} = 0,004 \text{ m}^3/\text{d}$$

wynosi ona  $0,004 \text{ m}^3/\text{cykl}$ , co oznacza potrzebę realizacji 36 napełnień na dobę (3 napełnienia w cyklu). Ponadto reaktor hodowlany napełnia się w czasie 10 minut, aby maksymalnie ograniczyć nityfikację azotu anionowego ( $S_{\text{NH}_4}$ ) podczas napełniania reaktora.

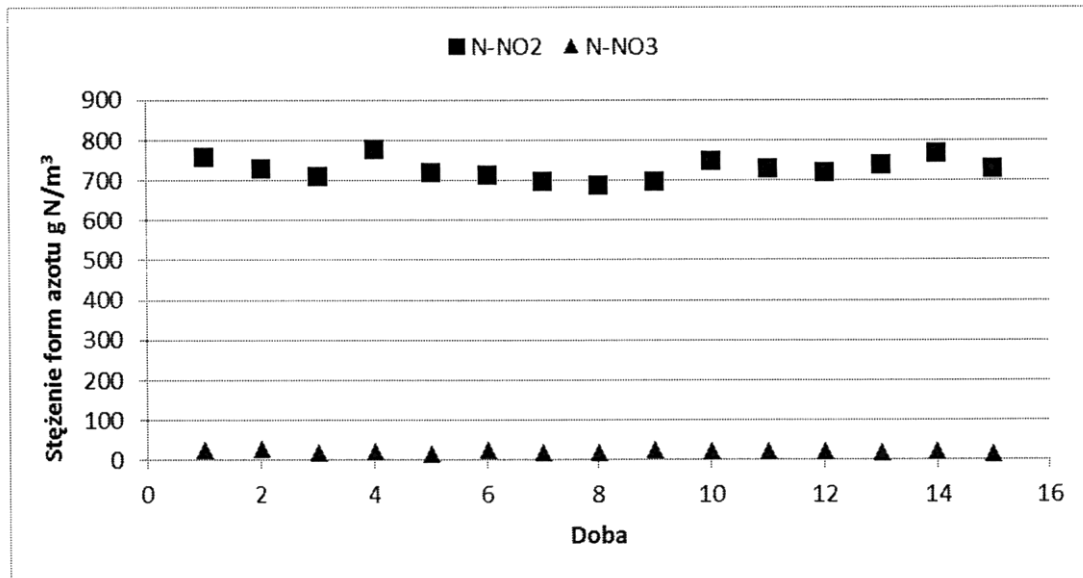
Stężenie azotu amonowego w odciekach oczyszczonych 4 utrzymuje się na poziomie  $10 \text{ g N/m}^3$  ( $S_{\text{NH}_4,e}$ ), co oznacza 99% usunięcie azotu amonowego. Zadane stężenie wolnego amoniaku (FA) wynosi  $0,2 \text{ g N/m}^3$ . Zadany wiek osadu wynosi  $1,0 \text{ d}$  ( $W_{\text{O}_h}$ ), a stężenie około  $2,5 \text{ kg sm/m}^3$  ( $X_h$ ). W takich warunkach, natężenie przepływu odcieków oczyszczonych wynosiło  $0,065 \text{ m}^3/\text{d}$  ( $Q_{e,h}$ ), a stężenie w ściekach oczyszczonych wynosi około  $0,030 \text{ kg sm/m}^3$  ( $X_{e,h}$ ).

Sumaryczną dobową objętość zaszczepeu ( $V_{\text{zaszczepe}}$ ), stanowiącego osad recykulowany z komory osadu czynnego oczyszczalni, dawkowaną w czasie napełniania reaktora oblicza się na podstawie wzoru 3:

$$V_{\text{zaszczepe}} = \frac{\frac{0,1 \cdot 2,5}{2} + 0,065 \cdot 0,030}{10 \cdot 12} = 0,0021 \text{ m}^3/\text{cykl}$$

Objętość zaszczepeu dawkowana na dobę wynosi  $0,025 \text{ m}^3/\text{d}$ . Stężenie zaszczepeu ( $X_{\text{zaszczepe}}$ ), wynosi  $10 \text{ kg sm/m}^3$ , masa dawkowanego zaszczepeu wynosi  $250 \text{ g/d}$  ( $M_{\text{zaszczepe}}$ ). Z reaktora odbiera się osad nadmierny 5 w ilości  $0,1 \text{ m}^3/\text{d}$ . Po napełnieniu reaktora hodowlanego 1 rozpoczyna się fazę napowietrzania, w której tlen do reaktora dostarczany jest przez system napowietrzania 6, a stężenie tlenu utrzymywane jest na poziomie  $1,5 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ . W trakcie fazy napowietrzania następuje odbiór osadu nadmiernego, a potem, po zatrzymaniu napowietrzania, sedymentacja osadu i odbiór odcieków oczyszczonych.

W reaktorze hodowlanym 1 prowadzi się proces skróconej nityfikacji. Na wykresie 2 przedstawiono parametry odcieków oczyszczonych w dwutygodniowym okresie eksploatacji reaktora. Średnie stężenie azotu azotanowy wynosiło około  $20 \text{ g N-NO}_3/\text{m}^3$ , podczas gdy stężenie azotanów przekraczało zawsze  $700 \text{ g N/m}^3$ . Stopień akumulacji azotynów wynosił 98%.



Wykres 2. Parametry ścieków oczyszczonych

Stężenie osadu nadmiernego jest równe stężeniu osadu w komorze i wynosi  $2,5 \text{ kg sm/m}^3$ . W osadzie nadmiernym określono ilość nityfikantów 1-szej fazy poprzez oznaczenie szybkości nityfikacji za pomocą pomiaru ubytku azotu amonowego – pomiar szybkości nityfikacji 1-szej fazy. Uzyskano wynik  $2340 \text{ mg N/h}$ , który odnosi się do całej masy osadu nadmiernego odprowadzanego w ciągu doby. Określono również ilość nityfikantów 1-szej fazy w zaszczepię poprzez oznaczenie szybkości nityfikacji za pomocą pomiaru ubytku azotu amonowego – pomiar szybkości nityfikacji 1-szej fazy. Uzyskano wynik  $650 \text{ mg N/h}$ , który odnosi się do całej masy zaszczeplu dostarczanego w ciągu doby. Uzyskane wyniki wskazują na 3,6-krotny wzrost szybkości nityfikacji, co oznacza analogiczny wzrost masy nityfikantów.

Skuteczność sposobu potwierdza eksperyment, w którym wyhodowany osad dodano do osadu czynnego w ilości 1,8% wykorzystanej masy osadu czynnego i sprawdzono wpływ dawkowania AOB na sprawność produkcji azotanów. Szybkość powstawania azotanów przed dodaniem osadu wynosiła  $2,4 \text{ mg N/g sm h}$ , a po dodaniu osadu zawierającego AOB wzrosła do  $2,8 \text{ mg N/g sm h}$ , co oznacza wzrost o 16%.

## Zastrzeżenia patentowe

1. Sposób wytwarzania bakterii nityfikacyjnych w reaktorze hodowlanym, zasilanym strumieniem ścieków i mikroorganizmami, **znamienny tym**, że do wsadowego reaktora hodowlanego, wprowadza się zaszczepl osadu czynnego, zawierający bakterie z grupy AOB (ammonia oxidizing bacteria) oraz NOB (nitrite oxidizing bacteria) i hoduje się bakterie nityfikacyjne AOB przy jednoczesnym inhibitowaniu wzrostu bakterii NOB, poprzez traktowanie zaszczeplu wolnym amoniakiem (FA), generowanym w trakcie jednoczesnego napełniania reaktora ściekami o dużym stężeniu azotu amonowego, przy stężeniu wolnego amoniaku utrzymywanym w granicach  $0,2\text{--}3,6 \text{ g N-NH}_3/\text{m}^3$ , przy czym ilość wprowadzanych do reaktora ścieków, podczas pojedynczego napełniania, ustala się na podstawie wzoru 1:

$$V_{nap} = \frac{V_{nap} + V_{pocza} + V_{zaszczepl}}{S_{NH_4}} \cdot FA \cdot \left( 1 + \frac{10^{-pH}}{e^{\left(\frac{-6344}{(273+T)}\right)}} \right) - \frac{V_{pocza} \cdot S_{NH_4,0}}{S_{NH_4}}$$

WZÓR 1

w którym:

$S_{\text{NH}_4}$  – oznacza stężenie azotu amonowego w dopływie, wyrażone w g N-NH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>;

$S_{\text{NH}_4,e}$  – stężenie azotu amonowego w odpływie, wyrażone w g N-NH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>;

$V_{\text{pocz}}$  – objętość ścieków w reaktorze przed napełnianiem, wyrażona w m<sup>3</sup>;

$V_{\text{zaszczep}}$  – objętość zaszczepu wprowadzana w czasie danego napełniania reaktora, wyrażona w m<sup>3</sup>;

FA – zadane stężenie wolnego amoniaku, wyrażone w g N-NH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>,

pH – odczyn w reaktorze w trakcie napełniania;

T – temperatura w reaktorze, wyrażona w stopniach °C;

ponadto w procesie hodowli utrzymuje się wiek osadu w zakresie od 1–10 dób, stężenie tlenu w granicach od 0,5–2,5 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>, temperaturę w zakresie od 20–40°C, pH od 6,5–8,0, a stężenie osadu w zakresie 1–10 kg sm/m<sup>3</sup>,

2. Sposób, według zastrz. 1, **znamienny tym**, że objętość wprowadzanego do reaktora ze ściekami zaszczepu ( $V_{\text{zaszczep}}$ ), oblicza się na podstawie wzoru 2:

$$V_{\text{zaszczep}} = \frac{\frac{V_h \cdot X_h}{W O_h} + Q_{e,h} \cdot X_{e,h}}{X_{\text{zaszczep}} \cdot N}$$

### WZÓR 2

w którym:

$V_h$  – średnia objętość reaktora hodowlanego, wyrażona w m<sup>3</sup>;

$X_h$  – zadane stężenie osadu w reaktorze hodowlanym, wyrażone w kg/m<sup>3</sup>;

$W O_h$  – wiek osadu w reaktorze hodowlanym, wyrażony w dobach;

$Q_{e,h}$  – strumień odcieków oczyszczonych, wyrażony w m<sup>3</sup>/d;

$X_{e,h}$  – stężenie zawiesin w odciekach oczyszczonych, wyrażone w kg sm/m<sup>3</sup>;

$X_{\text{zaszczep}}$  – stężenie zaszczepu, wyrażone w kg sm/m<sup>3</sup>;

N – liczba dawek zaszczepu na dobę.

3. Sposób, według zastrz. 1, **znamienny tym**, że stężenie osadu w reaktorze hodowlanym utrzymuje się w przedziale od 1,0–2,5 kg sm/m<sup>3</sup>, wiek osadu w granicach 1–3 doby, a pH środowiska reakcji w granicach 7,0–7,7.
4. Sposób, według zastrz. 1, **znamienny tym**, że reaktor hodowlany napełnia się w czasie nie przekraczającym 20 minut, a objętości napełnień podczas których zaszczep nie jest dawkowany przyjmuje się w ilości wynikającej ze wzoru 1.
5. Sposób, według zastrz. 1, **znamienny tym**, że stosuje się zaszczep pochodzący z osadu recyrkulowanego, płynącego w obiegu zamkniętym pomiędzy osadnikiem wtórnym i komorą osadu czynnego.
6. Sposób, według zastrz. 5, **znamienny tym**, że stężenie zaszczepu oblicza się na podstawie bilansu masy osadników wtórnych oczyszczalni ścieków, zgodnie ze wzorem 3:

$$X_{\text{zaszczepu}} = X \cdot \frac{1+\alpha}{\alpha} - \frac{1}{\alpha} X_e$$

### WZÓR 3

w którym:

X – stężenie osadu w komorze osadu czynnego, wyrażone w kg sm/m<sup>3</sup>;

$\alpha$  – stopień recyrkulacji osadu;

$X_e$  – stężenie zawiesin w ściekach oczyszczonych, wyrażone w kg sm/m<sup>3</sup>.

Rysunek

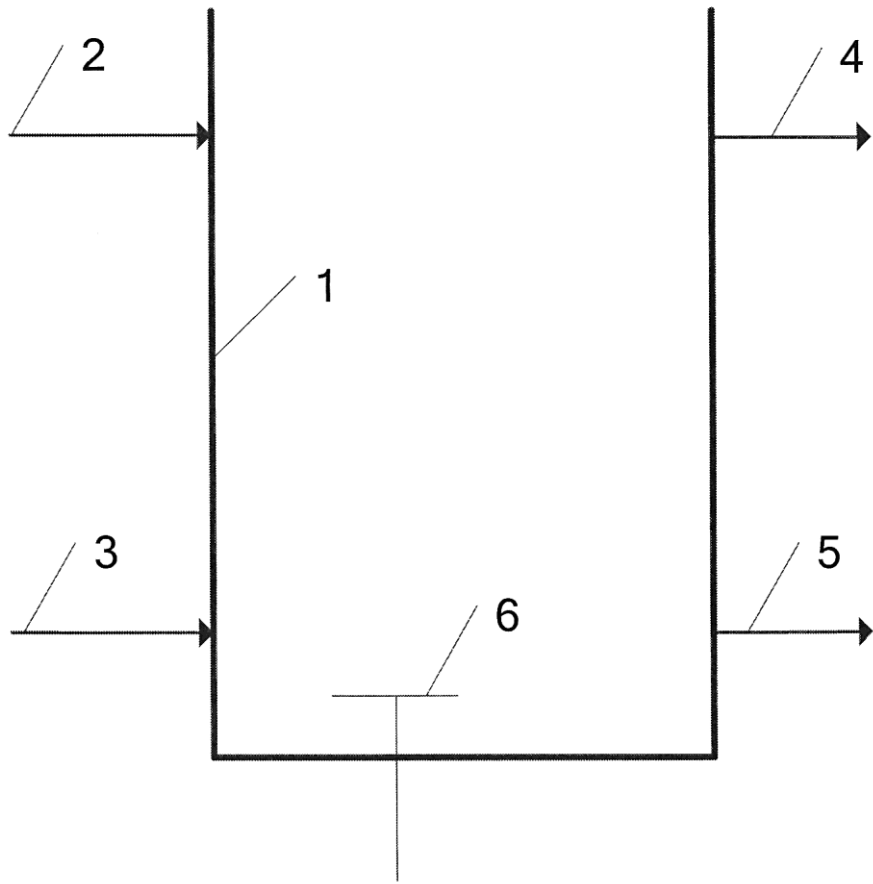


Fig. 1