

WPLYW PARAMETRÓW TECHNOLOGICZNYCH NA ILOŚĆ BIOMASY W REAKTORZE BIOLOGICZNYM ZE ZŁOŻEM RUCHOMYM

Małgorzata Makowska

Akademia Rolnicza im. Augusta Cieszkowskiego w Poznaniu

Streszczenie. Badania obejmowały oczyszczanie ścieków w reaktorach ze złożem ruchomym, nazywanych reaktorami hybrydowymi. Biomasa występuje tam w formie zawieszonyj – osad czynny, i utwierdzonej – błona biologiczna. Badania laboratoryjne przeprowadzono na trzech równolegle pracujących reaktorach w systemie przepływowym i porcjowym. Reaktory były napowietrzane cyklicznie, a ich wypełnienie stanowiły cylindryczne kształtki z tworzywa sztucznego. Oczyszczaniu poddano ścieki bytowe po wstępnyj oczyszczeniu w osadniku gnilnym. Na podstawie badań stwierdzono, że w obu systemach zawartość biomasy zawieszonyj malała, a utwierdzonej rosła wraz ze wzrostem ładunku i obciążenia biomasy ładunkiem organicznym. Analogicznie wzrastała ilość biomasy usuwanej ze ściekami oczyszczonymi. Wyznaczone współczynniki przyrostu biomasy były większe dla systemu porcjowego i nie zależały od parametrów technologicznych procesu.

Słowa kluczowe: reaktory hybrydowe, osad czynny, błona biologiczna, złożo ruchome

WSTĘP

Usuwanie ze ścieków związków organicznych i biogennyh jest powszechnie realizowane w reaktorach biologicznych z osadem czynnym (w układzie przepływowym lub porcjowym) lub ze złożem biologicznym. Przy oczyszczaniu małych ilości ścieków w układach jednostopniowych, gdzie występuje bardzo duża nierównomierność ilości i jakości dopływających ścieków, pojawiają się problemy z utrzymaniem w reaktorze odpowiedniej ilości biomasy. Dobrym rozwiązaniem tych problemów wydaje się system wykorzystujący w jednym reaktorze biomaso zawieszoną (osad czynny) i biomaso utwierdzoną (błono biologiczną). Reaktory tego typu są nazywane reaktorami ze złożem ruchomym lub reaktorami hybrydowymi [Gebara 1999]. System taki jest bardziej odporny na przeciążenia hydrauliczne i może przyjąć większy ładunek zanieczyszczeń

Adres do korespondencji – Corresponding author: Małgorzata Makowska, Akademia Rolnicza im. Augusta Cieszkowskiego w Poznaniu, Katedra Budownictwa Wodnego, ul. Wojska Polskiego 73A, 60-625 Poznań, e-mail: mmak@au.poznan.pl

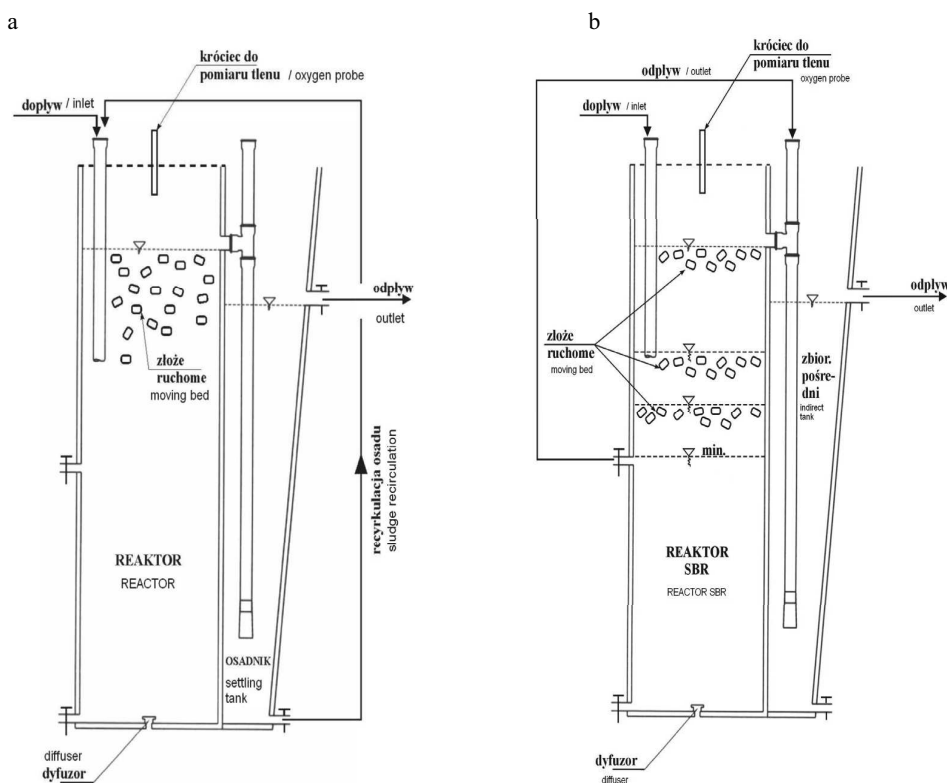
niż system klasyczny, ze względu na możliwość zgromadzenia większej ilości biomasy w dwóch postaciach. Ilość i przyrost biomasy zależą od warunków prowadzenia procesu [Abbassi i in. 2000, Fouad i Bhargava 2005], mają również wpływ na skuteczność usuwania zanieczyszczeń ze ścieków. Ciekawym rozwiązaniem jest reaktor hybrydowy ze zmiennym napowietrzaniem [Yoo i in. 1999], w którym możliwe jest jednoczesne usuwanie związków węgla oraz związków azotu poprzez symultaniczny proces nitrifikacji – denitrifikacji [Hanhan i in. 2005]. Zaletą takiego systemu jest możliwość prowadzenia wszystkich procesów usuwania zanieczyszczeń w jednym reaktorze, dzięki odpowiednim warunkom dla rozwoju różnorodnych kultur bakterii. Jest to szczególnie istotne w układach oczyszczania o małej przepustowości, gdzie część biomasy utwardzonej na nośniku umożliwia jej szybkie odtworzenie na wypadek przeciążenia hydraulicznego.

METODYKA

Badania na reaktorach biologicznych ze złożem ruchomym przeprowadzono w laboratorium technologicznym Katedry Budownictwa Wodnego Akademii Rolniczej w Poznaniu. Badania wykonano w dwóch etapach: w pierwszym etapie reaktory pracowały w systemie przepływowym, w drugim etapie – w systemie porcjowym. W obu przypadkach równolegle pracowały trzy reaktory o pojemności 75 l każdy (rys. 1), różniące się między sobą obciążeniem hydraulicznym i ładunkiem doprowadzanych zanieczyszczeń. Objętość czynna osadnika wtórnego (rys. 1a) i zbiornika pośredniego (rys. 1b) wynosiła 30 litrów.

Charakterystyczną cechą badanych układów było zmienne napowietrzanie, realizowane za pomocą grubopęcherzykowych dyfuzorów, zasilanych dmuchawami sterowanymi wyłącznikiem czasowym. Każdy etap badań składał się z kilku serii, różniących się czasem napowietrzania i przerwami w dopływie powietrza, w przypadku reaktorów przepływowych, oraz długością cyklu pracy, w przypadku reaktorów porcjowych. Czas napowietrzania i przerwy w dopływie powietrza w reaktorach cyklicznych był stały dla wszystkich serii badań. Okres zmiennego napowietrzania był równy okresowi napełniania reaktora; sedymentacja osadu trwała 30 min, dekantacja 15 min, niezależnie od długości cyklu pracy reaktora. Złoże ruchome, umieszczone w każdym z reaktorów, miało postać cylindrycznych kształtek z karbowanego polietylenu o wymiarach 13/13 mm i porowatości nasypowej 0,86. Liczba kształtek, obliczona zgodnie z wcześniej podaną metodyką [Makowska 2002], w obydwóch etapach badań była jednakowa w każdym z reaktorów i wynosiła 2000 sztuk. Układ przepływowy był wyposażony w recyrkulację osadu w ilości 50% przepływu dobowego. Osad nadmierny w układzie przepływowym usuwano 1 raz w tygodniu; w układzie porcjowym w 1. serii badań osad usuwano również raz w tygodniu, w serii 2. i 3., w których obciążenie reaktorów było duże, osad nadmierny usuwano sporadycznie lub nie usuwano. Do badań użyto ścieków bytowych, wstępnie podczyszczonych w osadniku gnilnym. Temperatura badanych ścieków wahała się od 16 do 23°C. Parametry technologiczne badanych układów dla systemu przepływowego i porcjowego przedstawiono w tabeli 1.

W celu określenia niezbędnych parametrów pracy badanych systemów oraz ich wpływu na ilość biomasy i skuteczność usuwania zanieczyszczeń oznaczano: zawartość związków węgla (jako BZT₅ – metodą respirometryczną, i ChZT_{Cr} – metodą spektrofotometryczną) i związków azotu (azot ogólny Kjeldahla – metodą destylacji, azot amono-



Rys. 1. Schemat modelu laboratoryjnego: a – w układzie przepływowym, b – w układzie porcjowym

Fig. 1. Lay-out of laboratory set-up: a – in continuous flow system, b – in batch system

wy, azotynowy i azotanowy – metodą spektrofotometryczną) oraz zawiesinę w ściekach surowych i oczyszczonych, zawartość biomasy zawieszanej i utwardzonej w reaktorach (metodą wagową bezpośrednią i poprzez oznaczenie azotu ogólnego Kjeldahla metodą destylacji, przyjmując, że stanowi on 4,28% suchej biomasy) oraz rzeczywistą przepustowość układów oczyszczających. Próby ścieków do badań pobierano z odpływu z osadnika wtórnego w układzie przepływowym i z odpływu z reaktora w układzie porcjowym. Próby osadu pobierano bezpośrednio z reaktorów.

Na podstawie wykonanych analiz obliczono ilość biomasy zawieszanej i utwardzonej w badanych reaktorach, ustalono zależność ilości i przyrost biomasy od doprowadzanego ładunku zanieczyszczeń organicznych i od obciążenia biomasy tym ładunkiem. Zmienność danych zawartych w tabeli określa odchylenie standardowe średniej. Próby, w łącznej ilości 15 sztuk w każdej serii badawczej, pobierano w odstępach tygodniowych. Wyznaczono również rzeczywisty (obserwowany) współczynnik przyrostu biomasy (Y_{obs}). Na podstawie uzyskanych wyników stwierdzono, jaki był wpływ parametrów technologicznych na ilość i przyrost biomasy pozostającej w reaktorze w postaci zawieszanej i utwardzonej oraz usuwanej wraz ze ściekami oczyszczonymi. Ustalono zależności pomiędzy poszczególnymi parametrami.

Tabela 1. Parametry technologiczne badań na modelach laboratoryjnych reaktorów hybrydowych
 Table 1. Technological parameters of processes in the laboratory hybrid reactors

Seria Run	Parametr Parameter	Układ przepływowy Continuous flow system			Układ porcjowy Batch system		
		Reaktor 1 Reactor 1	Reaktor 2 Reactor 2	Reaktor 3 Reactor 3	Reaktor 1 Reactor 1	Reaktor 2 Reactor 2	Reaktor 3 Reactor 3
1	2	3	4	5	6	7	8
1	Przepływ [dm ³ /d] Capacity	58,3 ±1,6	114,9 ±3,1	294,9 ±15,9	44,3 ±4,5	92,7 ±3,2	159,5 ±6,9
	Czas retencji [d] Retention time	1,30	0,66	0,27	0,21	0,20	0,24
	Czas trwania cyklu [h] Cycle time		nd			6	
	Napow./przerwa [min/min] Aeration/non aeration int.		75/45			15/15	
	Obj. porcji ścieków [dm ³] Volume of the sewage		nd		11,08 ±0,38	23,18 ±0,80	39,88 ±1,72
	BZT ₅ ś. sur. [mg O ₂ /dm ³] BOD raw sewage		132 ±8			80 ±4	
	ChZT ś. sur. [mgO ₂ /dm ³] COD raw sewage		169 ±15			166 ±11	
	N-NH ₄ ś. sur. [mg/dm ³] N-NH ₄ raw sewage		30,4 ±1,8			25,6 ±2,1	
	N całk. ś. sur. [mg/dm ³] N _{tot} raw sewage		53,5 ±3,6			43,2 ±2,0	
	2	Przepływ [dm ³ /d] Capacity	59,5 ±4,6	113,6 ±8,5	208,1 ±9,0	69,1 ±3,2	117,6 ±3,1
Czas retencji [d] Retention time		1,36	0,72	0,37	0,14	0,16	0,19
Czas trwania cyklu [h] Cycle time			nd			4	
Napow./przerwa [min/min] Aeration/non aeration int.			45/45			15/15	
Obj. porcji ścieków [dm ³] Volume of the sewage			nd		11,52 ±0,53	19,6 ±0,52	33,08 ±1,45
BZT ₅ ś. sur. [mgO ₂ /dm ³] BOD raw sewage			137 ±5			10 ±7	
ChZT ś. sur. [mgO ₂ /dm ³] COD raw sewage			199 ±6			169 ±9	
N-NH ₄ ś. sur. [mg/dm ³] N-NH ₄ raw sewage			23,4 ±3,5			31,6 ±3,5	
N całk. ś. sur. [mg/dm ³] N _{tot} raw sewage			51,7 ±1,6			40,1 ±1,8	

Tabela 1 cd.
Table 1 cont.

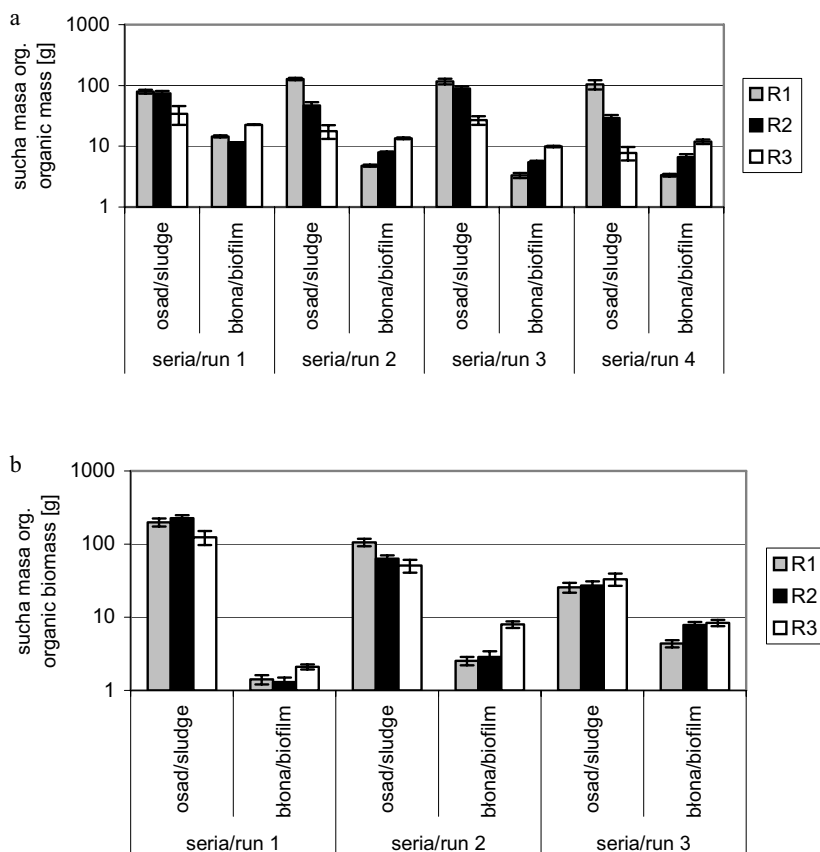
1	2	3	4	5	6	7	8
	Przepływ [dm ³ /d] Capacity	72,4 ±5,3	142,2 ±5,1	259,5 ±14,5	97,4 ± 4,7	171,7 ±7,7	272,2 ±11
	Czas retencji [d] Retention time	1,11	0,54	0,30	0,10	0,11	0,14
	Czas trwania cyklu [h] Cycle time		nd			3	
	Napow./przerwa [min/min] Aeration/non aeration int.		30/30			15/15	
3	Obj. porcji ścieków [dm ³] Volume of the sewage		nd		12,18 ±0,49	21,46 ±0,87	34,03 ±1,34
	BZT ₅ ś. sur. [mgO ₂ /dm ³] BOD raw sewage		106 ±10			136 ±10	
	ChZT ś. sur. [mgO ₂ /dm ³] COD raw sewage		174 ±8			185 ±18	
	N-NH ₄ ś. sur. [mg/dm ³] N-NH ₄ raw sewage		26,2 ±2,1			28,8 ±5,0	
	N całk. ś. sur. [mg/dm ³] N _{tot} raw sewage		41,6 ±3,0			41,9 ±2,7	
	Przepływ [dm ³ /d] Capacity	67,8 ±1,2	137,4 ±3,7	224,1 ±5,5		nd	
	Czas retencji [d] Retention time	1,11	0,55	0,34		nd	
	Napow./przerwa [min/min] Aeration/non aeration int.		15/15			nd	
4	BZT ₅ ś. sur. [mgO ₂ /dm ³] BOD raw sewage		131 ±5			nd	
	ChZT ś. sur. [mgO ₂ /dm ³] COD raw sewage		214 ±8			nd	
	N-NH ₄ ś. sur. [mg/dm ³] N-NH ₄ raw sewage		19,7 ±3,0			nd	
	N całk. ś. sur. [mg/dm ³] N _{tot} raw sewage		46,7 ±2,2			nd	

WYNIKI BADAŃ I DISKUSJA

Na rysunku 2 przedstawiono zawartość biomasy zawieszanej i utwardzonej w badanych systemach. Duża przewaga masy osadu nad masą błony biologicznej była spowodowana stosunkowo małym udziałem złoża ruchomego w objętości reaktora (ok. 10% w układzie przepływowym i 10–15% w układzie porcjowym).

Z wykresów wynika, że zawartość biomasy zawieszanej i utwardzonej w reaktorach przepływowych była porównywalna w kolejnych seriach badań, przy różnych (coraz krótszych) cyklach napowietrzania. W reaktorach porcjowych zawartość biomasy zawieszanej malała, a utwardzonej rosła wraz ze skracaniem długości cyklu pracy reaktora.

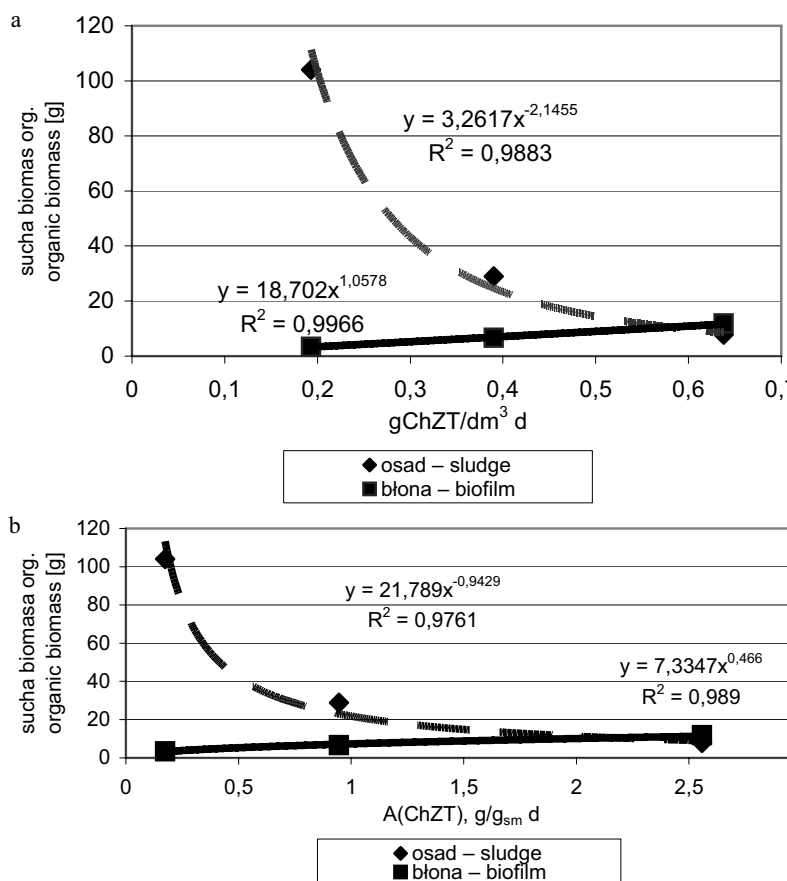
Zawartość biomasy w reaktorach była zależna od ładunku i obciążenia układu ładunkiem zanieczyszczeń organicznych. Ponieważ wraz ze wzrostem ładunku wzrastało



Rys. 2. Zawartość biomasy w reaktorach R1, R2, R3: a – w układzie przepływowym, b – w układzie porcjowym

Fig. 2. Contents of biomass in reactors R1, R2, R3: a – in continuous flow system, b – in batch system

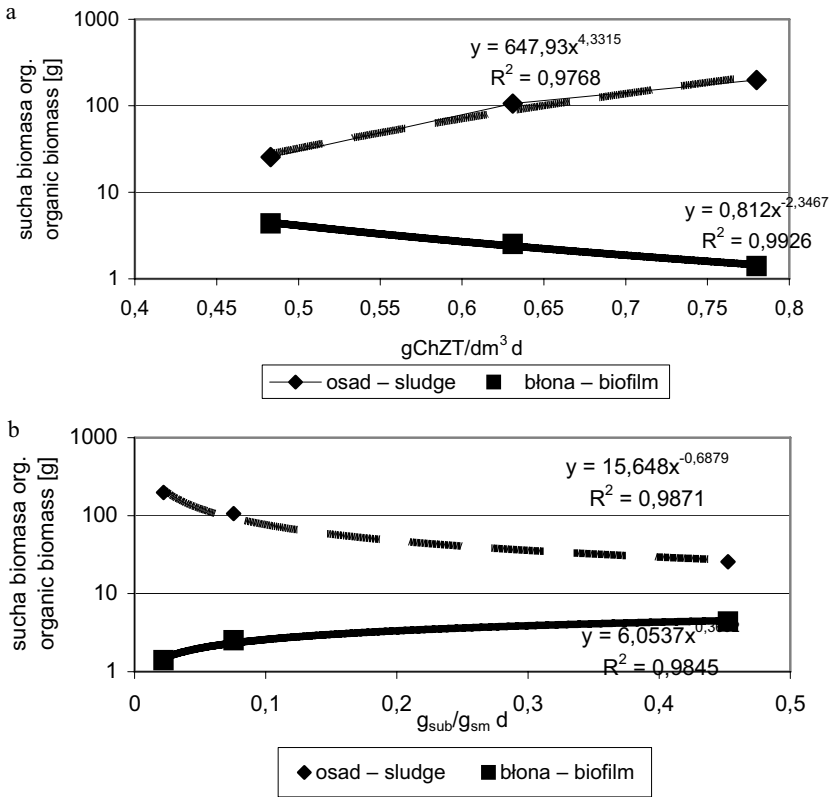
obciążenie, uzyskano analogiczny przebieg zależności. Miały one postać potęgową lub liniową w układzie przepływowym i logarytmiczną w układzie porcjowym. Otrzymane krzywe przedstawiono przykładowo na rysunkach 3 i 4. Dla układu przepływowego wykres przedstawia zależności dla 4 serii badań, w której cykl napowietrzania 15/15 minut został wcześniej oceniony jako najkorzystniejszy [Makowska i in. 2005]. Dla układu porcjowego wykres przedstawia zależności dla reaktora 1, charakteryzującego się największą skutecznością usuwania zanieczyszczeń. W każdym z reaktorów we wszystkich seriach obu etapów badań zaobserwowano taką samą prawidłowość – wraz ze wzrostem obciążenia biomasy ładunkiem organicznym malała zawartość biomasy zawieszanej, a rosła zawartość biomasy utwardzonej. W układzie przepływowym zależność ilości biomasy od obciążenia hydraulicznego objętości czynnej reaktora była analogiczna, natomiast w układzie porcjowym stwierdzono zależność odwrotną – wraz ze wzrostem obciążenia hydraulicznego rosła zawartość biomasy zawieszanej i malała utwardzonej, gdyż jednocześnie wzrastała objętość czynna reaktora.



Rys. 3. Ilość biomasy w bioreaktorach przepływowych R1, R2 i R3 w zależności od: a – obciążenia objętości reaktora ładunkiem zanieczyszczeń organicznych, b – obciążenia biomasy ładunkiem zanieczyszczeń organicznych

Fig. 3. Contents of biomass in continuous flow bioreactors R1, R2, R3 in relationship with: a – organic load on reactor's volume, b – organic load on biomass

Zawartość biomasy zawieszanej i utwardzonej przeliczono na objętość reaktora, a biomasy utwardzonej dodatkowo na pole powierzchni kształtek. Otrzymane wartości zamieszczono w tabeli 2. Średnie i odchylenia standardowe średnich obliczono na podstawie 15 pomiarów, wykonanych w odstępach od 3 do 7 dni. Analogicznie jak w poprzednim przypadku: zawartość osadu w przeliczeniu na jednostkę objętości reaktora maleje, a zawartość błony w przeliczeniu na jednostkę objętości reaktora i jednostkę powierzchni nośnika rośnie wraz ze wzrostem obciążenia ładunkiem organicznym. Przyczyną tego zjawiska mogą być lepsze warunki rozwoju mikroorganizmów na nośnikach w sytuacjach stresowych oraz zasiedlanie powierzchni nośnika przez mikroorganizmy o długim cyklem rozwojowym.



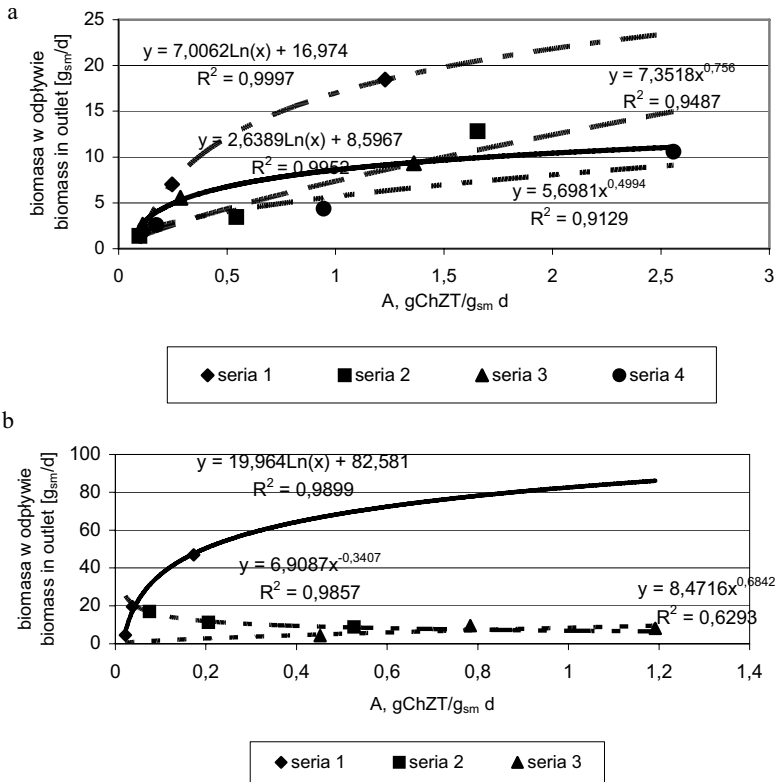
Rys. 4. Ilość biomasy w reaktorze 1 w zależności od obciążenia ładunkiem organicznym: a – objętości czynnej, b – biomasy, dla układu porcjowego

Fig. 4. Contents of biomass in reactor 1 in relationship with organic loading: a – reactor's volume, b – biomass, for batch system

Wraz ze zmianą obciążenia zmieniała się ilość biomasy odprowadzanej z reaktorów ze ściekami oczyszczonymi. Uzyskane zależności w postaci logarytmicznej lub potęgowej przedstawiono na rysunku 5. W układzie przepływowym, we wszystkich seriach badań, wzrost obciążenia powodował zwiększenie ilości odprowadzanej biomasy. W układzie porcjowym taką zależność zaobserwowano w serii 1 i w serii 3. W serii 2 znaczny spadek stężenia biomasy w reaktorach nastąpił w okresie adaptacji do zwiększonych obciążeń, a w trakcie trwania serii badawczej ilość usuwanej biomasy (osadu nadmiernej) malała wraz ze wzrostem obciążenia. Wysoko obciążone reaktory porcjowe w serii 2 i 3 nie wymagały dodatkowego usuwania biomasy nadmiernej.

Tabela 2. Zawartość biomasy zawieszzonej i utwierdzonej w badanych układach
 Table 2. Concentration of suspended and attached biomass investigated systems

Seria Run	Parametr Parameter	System przepływowy Continuous flow system			System porcjowy Batch system		
		Reaktor 1 Reaktor 1	Reaktor 2 Reaktor 2	Reaktor 3 Reaktor 3	Reaktor 1 Reaktor 1	Reaktor 2 Reaktor 2	Reaktor 3 Reaktor 3
1	Zawartość osadu [g/m ³] Activated sludge density	1,056 ± 0,078	0,989 ± 0,089	0,452 ± 0,153	4,251 ± 0,536	4,034 ± 0,415	1,653 ± 0,360
	Zawartość błony [g/m ³] Biofilm density	0,193 ± 0,008	0,154 ± 0,001	0,300 ± 0,031	0,030 ± 0,004	0,023 ± 0,003	0,028 ± 0,002
	Masa błony na jedn. pow. nośnika [g/m ²] Biofilm mass	6,815 ± 0,270	5,463 ± 0,035	10,616 ± 0,031	0,665 ± 0,095	0,616 ± 0,089	0,989 ± 0,077
	Zawartość osadu [g/m ³] Activated sludge density	1,709 ± 0,078	0,62 ± 0,081	0,236 ± 0,059	2,262 ± 0,266	1,117 ± 0,132	0,677 ± 0,137
2	Zawartość błony [g/m ³] Biofilm density	0,064 ± 0,003	0,106 ± 0,003	0,180 ± 0,006	0,054 ± 0,007	0,051 ± 0,010	0,106 ± 0,011
	Masa błony na jedn. pow. nośnika [g/m ²] Biofilm mass	2,258 ± 0,096	3,755 ± 0,113	6,387 ± 0,224	1,194 ± 0,158	1,352 ± 0,250	3,757 ± 0,375
	Zawartość osadu [g/m ³] Activated sludge density	1,553 ± 0,164	1,180 ± 0,099	0,358 ± 0,058	0,545 ± 0,082	0,483 ± 0,064	0,441 ± 0,084
	Zawartość błony [g/m ³] Biofilm density	0,044 ± 0,004	0,0,073 ± 0,004	0,132 ± 0,004	0,093 ± 0,070	0,139 ± 0,014	0,112 ± 0,020
3	Masa błony na jedn. pow. nośnika [g/m ²] Biofilm mass	1,563 ± 0,145	2,584 ± 0,145	4,682 ± 0,131	2,062 ± 0,224	3,700 ± 0,383	3,947 ± 0,356
	Zawartość osadu [g/m ³] Activated sludge density	1,388 ± 0,235	0,385 ± 0,048	0,104 ± 0,026	nd	nd	nd
	Zawartość błony [g/m ³] Biofilm density	0,045 ± 0,002	0,088 ± 0,010	0,156 ± 0,013	nd	nd	nd
	Masa błony na jedn. pow. nośnika [g/m ²] Biofilm mass	1,577 ± 0,085	3,126 ± 0,0360	5,627 ± 0,477	nd	nd	nd



Rys. 5. Biomasa usuwana ze ściekami oczyszczonymi w zależności od obciążenia ładunkiem organicznym: a – w układzie przepływowym, b – w układzie porcjowym

Fig. 5. Biomass removed with purified sewage in relationship with organic loading: a – in continuous system, b – in batch system

Na podstawie wykonanych analiz wyznaczono również wartości współczynnika przyrostu biomasy (Y_{obs}) względem substratu usuwanego wyrażonego jako $ChZT_{Cr}$. Wartości dla układu przepływowego wynosiły od 0,20 do 0,43 g_{smorg}/g_{subus} , a dla układu porcjowego od 0,41 do 0,63 g_{smorg}/g_{subus} . Nie stwierdzono wyraźnej zależności współczynnika od parametrów technologicznych procesu, choć można zauważyć zmniejszenie Y_{obs} przy większych wartościach obciążeń – zwłaszcza w reaktorach porcjowych przy dużych obciążeniach ładunkiem zanieczyszczeń. Zbliżone wartości Y_{obs} podają dla układu hybrydowego Fouad i Bhargava [2005]. Wartości współczynników przyrostu biomasy dla systemu hybrydowego są mniejsze niż przeciętne wartości dla systemów z osadem czynnym, co może świadczyć o stosunkowo dużej zawartości w biomase utwardzonej wolno przyrastających mikroorganizmów, np. nityfikatorów.

WNIOSKI

Na podstawie analizy wyników uzyskanych w badaniach reaktorów hybrydowych w układzie przepływowym i porcjowym sformułowano następujące wnioski:

1. Zawartość biomasy w każdym z trzech reaktorów przepływowych była porównywalna we wszystkich seriach badań i nie zależała od długości cyklu napowietrzania.
2. W reaktorach porcjowych zawartość biomasy zawieszona malała, a utwardzonej rosła wraz ze skracaniem długości cyklu pracy reaktora.
3. We wszystkich seriach badań, dla obu układów reaktorów, zawartość biomasy zawieszona malała, a utwardzonej rosła wraz ze wzrostem ładunku i obciążenia biomasy ładunkiem organicznym.
4. Ilość biomasy usuwanej ze ściekami oczyszczonymi wzrastała wraz ze wzrostem obciążenia ładunkiem organicznym.
5. Wartości współczynnika przyrostu biomasy (Y_{obs}) były większe dla układu porcjowego (0,41–0,63) niż dla układu przepływowego (0,20–0,43) i nie zależały od parametrów technologicznych procesu.

PIŚMIENNICTWO

- Abbassi B., Dullstein S., Raebiger N., 2000. Minimization of excess sludge production by increase of oxygen concentration in activated sludge flocs; experimental and theoretical approach. *Wat. Res.* 34, 1, 139–146.
- Fouad M., Bhargava R., 2005. Sludge production and settleability in biofilm-activated sludge process. *Journal of Environmental Engineering ASCE* 3, 417–424.
- Gebara F., 1999. Activated sludge biofilm wastewater treatment system. *Wat. Res.* 33, 1, 230–238.
- Hanhan O., Artan N., Orhon D., Yagci N.O., Insel G., 2005. Mechanism and design of intermittent aeration activated sludge process for nitrogen removal. IWA Specialized conference on Nutrient Management in Wastewater Treatment Process and Recycle Streams. LEM-TECH Consulting, Kraków, 69–78.
- Makowska M., 2002. Obliczanie reaktorów ze złożem ruchomym na podstawie obciążenia biomasy ładunkiem zanieczyszczeń organicznych. *GWITS* 2, 336–338.
- Makowska M., Spychała M., Błażejowski R., Borowski J., 2005. Nitrogen removal by moving bed biological reactors with intermittent aeration. IWA Specialized Conference on Nutrient Management in Wastewater Treatment Processes and Recycle Streams, Kraków, 1009–1013.
- Yoo H., Ahn K.H., Lee H.J., Lee K.H., Kwak Y.J., Song K.G., 1999. Nitrogen removal from synthetic wastewater by simultaneous nitrification and denitrification (SND) via nitrite in an intermittently – aerated reactor. *Wat. Res.* 33, 1, 145–54.

INFLUENCE OF TECHNOLOGICAL PARAMETERS ON BIOMASS IN MOVING BED BIOLOGICAL REACTOR

Abstract. Laboratory studies of wastewater treatment in hybrid reactors with moving bed are presented. The biomass in reactors exists as a suspend – activated sludge – and as an attached – biological biofilm. Laboratory research on 3 parallel reactors in continuous – flow ad batch system was realized. Reactors were periodically aerated. As moving carriers for biomass cylindrical PE elements were used. Domestic sewage after preliminary treatment

in septic tank was treated. The study revealed, that the suspended biomass in systems has decreased and the attached biomass has increased with an increase in organic loading. Likewise contents of suspended solids in the treated sewage has increased. Biomass growth was higher in batch system and was independent of technological parameters of the process.

Key words: hybrid reactors, activated sludge, biofilm, moving bed

Zaakceptowano do druku – Accepted for print: 22.02.2007