

Magda Dudek, Marcin Zieliński, Anna Grala, Marcin Dębowski

## CHARAKTERYSTYKA ZMIAN KONCENTRACJI BEZTLENOWEGO OSADU CZYNNEGO W REAKTORZE O PRZEPIŁYWIE PIONOWYM

**Streszczenie.** W podjętych badaniach zajęto się wpływem wielkości obciążenia hydraulicznego na zdolność zatrzymywania zawieszin beztlenowego osadu czynnego w modelowym reaktorze. Badania dowiodły, że im wyższe obciążenie reaktora ładunkiem zanieczyszczeń i większy dobowy przepływ tym mniej zawiesziny pozostaje w układzie. Jednak dzięki kombinowanemu przepływowi ścieków w badanym reaktorze udaje się uzyskać na odpływie wartość ok. 1000 mg/dm<sup>3</sup>.

**Słowa kluczowe:** fermentacja metanowa, reaktory beztlenowe, ścieki mleczarskie, beztlenowy osad czynny.

### WSTĘP

Nowoczesne technologie dają nam duże możliwości, dzięki którym możemy eliminować zanieczyszczenia różnego pochodzenia i usprawniać systemy oczyszczania ścieków. Szczególnie pręźnie rozwijają się w ostatnich latach systemy beztlenowego oczyszczania ścieków z wykorzystaniem procesu fermentacji metanowej. Proces fermentacji daje nam szansę na oczyszczanie ścieków bogatych w substancje organiczne, co w przypadku metod tlenowych pociąga za sobą duże pokłady energii. Poszukuje się technologii bardziej wydajnych, które jednocześnie zmniejszyłyby koszty inwestycyjne i eksploatacyjne. Okazuje się, że stosowanie systemów beztlenowych może stanowić takie właśnie rozwiązanie pozwalające na, uzyskanie optymalnych efektów końcowych przy minimalnych nakładach finansowych, materiałowych, budowlanych i energetycznych.

Zastosowanie reaktorów beztlenowych ma swoje uzasadnienie choćby ze względu na niskie koszty energetyczne, małą ilość biomasy, nawet pięciokrotnie niższą niż w przypadku rozwiązań tlenowych, ograniczone rozprzestrzenianie się aerozoli i zapachów a także nie wymagają one tak długiego czasu na rozruch jak reaktory pracujące w systemach tlenowych. Systemy beztlenowe posiadają też swoje ograniczenia takie jak chociażby utrzymanie odpowiedniej temperatury procesu zapewniającej rozwój bakterii czy sposób podawania substratów do reaktora.

Istnieje, zatem potrzeba udoskonalania dotychczasowych technologii i tworzenie nowych rozwiązań w dziedzinie inżynierii środowiska, aby uzyskać jak najlepsze parametry ścieków odprowadzanych do środowiska.

---

Magda DUDEK, Marcin ZIELIŃSKI, Anna GRALA, Marcin DĘBOWSKI – Katedra Inżynierii Ochrony Środowiska, Uniwersytet Warmińsko-Mazurski w Olsztynie.

Wykorzystanie fermentacji metanowej w przypadku ścieków mleczarskich jest bardzo uzasadnione ze względu na to, iż są to ścieki charakteryzujące się wysoką koncentracją związków organicznych, które usuwane metodami tlenowymi pociągnęłyby za sobą ogromne koszty. Natomiast w procesie fermentacji metanowej mogą być skutecznie usunięte poprzez beztlenowy rozkład.

Pierwszą grupą ścieków mleczarskich są ścieki pochodzące z mycia maszyn transportowych takich jak cysterny dowożące mleko do zakładów produkcji. Powstające ścieki są więc praktycznie rozcieńczonym mlekiem zawierającym środki chemiczne stosowane przy płukaniu cystern. Przy tego typu działaniach straty mleka wynoszą ok. 0,05%. Na terenie samego zakładu mleko jest transportowane przy użyciu rurociągów. Są one kilka razy dziennie płukane przy użyciu roztworu kwasu azotowego, który usuwa lub zapobiega tworzeniu się osadów organicznych oraz ługu sodowego wspomagającego usuwanie tłuszczu i białek. Obecnie dąży się do zastąpienia dotychczasowych preparatów środkami bardziej skutecznymi i przede wszystkim zmniejszającymi zużycie ogromnych ilości wody przeznaczanej do płukania rurociągów. Dla wszystkich typów mleczarni podobny charakter mają ścieki pochodzące z płukania natomiast stężenie i skład pozostałych ścieków poprodukcyjnych zależy od rodzaju produkcji. Największa ilość zanieczyszczeń powstaje podczas produkcji serów (BZT<sub>5</sub>: 200 g O<sub>2</sub>/kg i zawiesina 30 g/kg) oraz kazeiny (BZT<sub>5</sub>: 150 g O<sub>2</sub>/kg i zawiesina 25 g/kg), najmniej zanieczyszczone są ścieki po produkcji mleka spożywczego (BZT<sub>5</sub>: 1 g O<sub>2</sub>/kg i zawiesina 0,2 g/kg) i śmietanki (BZT<sub>5</sub>: 10 g O<sub>2</sub>/kg i zawiesina 2 g/kg).

## METODYKA BADAŃ

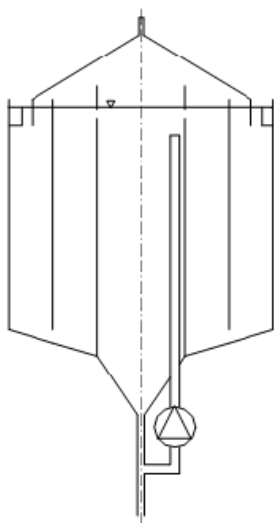
Badani prowadzone były w warunkach laboratoryjnych na modelowym reaktorze beztlenowym o przepływie pionowym. Reaktor został zaprojektowany do oczyszczania ścieków w warunkach beztlenowych, w badaniach jako substrat zostały użyte ścieki mleczarskie preparowane z mleka w proszku zawierające duże ilości substancji organicznych. Reaktor został wykonany ze stali, umieszczony na stojaku stalowym i posiada dwie pokrywy. Jedna jest wykonana w formie kopuły i przykrywa komorę środkową, pokrywa ta ma taki kształt ze względu na to, iż pod nią gromadzi się wytwarzany w reaktorze biogaz. Na środku tej pokrywy znajduje się również otwór w formie stalowej rurki, którym gromadzący się pod kopułą biogaz może uchodzić np. do specjalnego balonu i tam być gromadzony. Druga pokrywa stanowi już zamknięcie całej górnej części reaktora i przykrywa szczelnie wszystkie komory.

Ścieki były doprowadzane do reaktora od spodu za pomocą pompki dozującej. Reaktor jest podzielony na trzy komory i można się pokusić o stwierdzenie, że jest to reaktor hybrydowy gdyż łączy w sobie dwie technologie. Komora środkowa (komora nr 1) jest komorą z pełnym wymieszaniem, które uzyskujemy dzięki recyrkulacji ścieków. Recyrkulacja ścieków następuje tylko w komorze środkowej, dzięki pompce recyrkulacyjnej, mieszającej zawartość komory. Pompka jest umieszczona pod reaktorem i podłączona do przewodów dozującego oraz umożliwiającego odpowiedni stopień recyrkulacji ścieków. Pozostałe dwie zewnętrzne komory działają jak reaktor labirynto-

wy. Ścieki dostarczane do komory środkowej przelewają się równomiernie otworami w górnej części reaktora do komory drugiej (komora nr 2) a następnie dołem również przez otwory dostają się do komory pierwszej najbardziej zewnętrznej (komora nr 3). Ścieki przepływają więc w sposób labiryntowy z góry do dołu, i z dołu do góry i dopiero są odprowadzane poza reaktor. Tego typu rozwiązanie daje nam możliwość zatrzymania osadu w reaktorze dzięki przepływowi ścieków w kierunku z dołu do góry w ostatniej komorze co zapobiega wynoszeniu osadu czynnego poza układ. Dodatkowo na spodzie urządzenia są umieszczone trzy zawory umożliwiające opróżnienie z zawartości każdej komory. Ścieki są odprowadzane na zewnątrz przez dwa otwory umieszczone w górnej części urządzenia, gdzie gumowymi węzami są odprowadzone do odpływu. Sam reaktor ma wysokość 75 cm, powierzchnia przekroju wynosi  $0,1519 \text{ m}^2$  natomiast objętość to  $0,113 \text{ m}^3$ . Wewnątrz urządzenia umieszczono również dwie grzałki umożliwiające pracę reaktora w mezofilowym zakresie temperatur.

**Tabela 1.** Parametry hydrologiczne reaktora beztlenowego o przepływie pionowym

Parametr	Etap badań	Jednostka	Wartość parametru dla reaktora
Intensywność dopływu ścieków	I	$\text{dm}^3/\text{d}$	43,2
	II		85,8
	III		128,4
Obciążenie hydrauliczne	I	$\text{m}^3/\text{m}^3\cdot\text{d}$	0,38
	II		0,77
	III		1,15
Obciążenie reaktora ładunkiem zanieczyszczeń	I	$\text{g ChZT}/\text{m}^3\cdot\text{d}$	1529,2
	II		3037,1
	III		4545,1
Hydrauliczny czas zatrzymania ścieków w reaktorze	I	d	2,62
	II		1,32
	III		0,88



**Rys. 1.** Model reaktora beztlenowego o przepływie pionowym w warunkach laboratoryjnych

Badania rozpoczęły się przygotowaniem reaktora do pracy, które polegało na dozowaniu substratu czyli modyfikowanego mleka w proszku w ilości 2 g/l i uzyskaniu stężenia ChZT w ściekach surowych wynoszącym 4000 g ChZT/m<sup>3</sup>d.

Parametry dla ścieków surowych stosowanych w doświadczeniu (ścieki mleczarskie preparowane z mleka w proszku):

- BZT<sub>5</sub> 3000 mg/l (około 70 % ChZT),
- Azot ogólny 200 mg N/l,
- Fosfor ogólny 50 mg P/l.

Następnie prowadzone były badania nad wpływem intensywności przepływu ścieków na zawartość zawiesiny. W tym czasie przeprowadzone 3 etapy badań. W każdym z nich pobrano 3 serie próbek zawiesiny ogólnej ze wszystkich komór reaktora na 5 różnych wysokościach. Na każdym etapie zastosowano inny przepływ ścieków, z zastosowaniem tendencji wzrostowej.

W etapie pierwszym przepływ wynosił 43,2 dm<sup>3</sup>/d, w etapie drugim 85,8 dm<sup>3</sup>/d, natomiast w trzecim etapie było to 128,4 dm<sup>3</sup>/d. Próby osadu czynnego pobierano kolejno z komory 3 i 2 na wysokościach 10, 25, 40, 55 i 70 cm, natomiast w komorze 1 ze względu na jej charakter tylko z wysokości 10 cm nad dnem i na wysokości 70 cm.

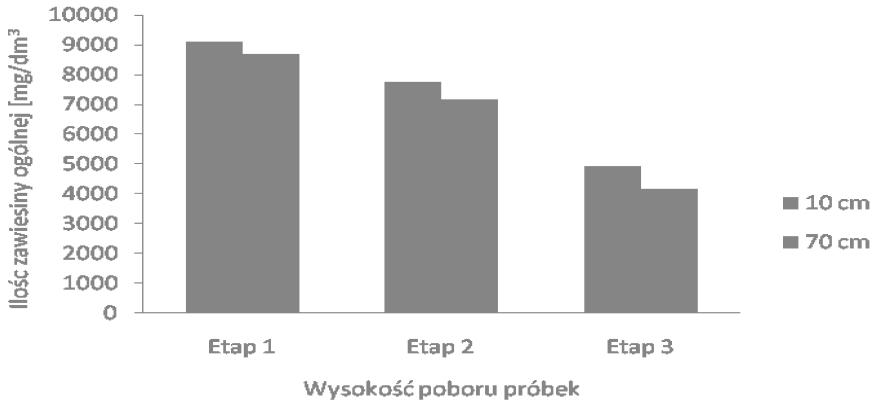
## WYNIKI BADAŃ

Ilość zawiesiny nie zmniejszała się tylko na poszczególnych etapach badań ale również w każdej z komór było można zaobserwować zmiany zawartości zawiesin w zależności od wysokości poboru próbki w reaktorze. Poniższe wykresy obrazują jakie zależności zaobserwowano pomiędzy ilością badanej zawartości zawiesiny a wysokością, miejscem poboru próbek oraz zmieniającym się przepływem ścieków.

Komora pierwsza jest komorą, w której następowało mieszanie ścieków poprzez recyrkulację wewnątrz komory. W tym przypadku obserwujemy już tylko spadek zawiesiny w stosunku do zwiększającego się obciążenia ładunkiem zanieczyszczeń. Każdy z etapów w tej komorze charakteryzował się zbliżoną zawartością zawiesin zarówno w warstwie nad dennej jak i powierzchniowej. Znaczny spadek praktycznie o 50% zaobserwowano na etapie III co mogło być związane z zastosowaniem zbyt dużego obciążenia i załamaniem procesu metanogenezy.

Komora druga, środkowa wykazuje zbliżone tendencje do spadku zawartości zawiesin jak komora trzecia. Ilość zawiesiny zmniejsza się wraz ze wzrostem wysokości poboru próbek oraz wraz ze wzrostem przepływu ścieków. Największe koncentracje osadu odnotowano na wysokościach 10 i 25 cm, na pozostałych wysokościach wartości spadały ale już nieznacznie i nie wykazywały tak znaczących różnic

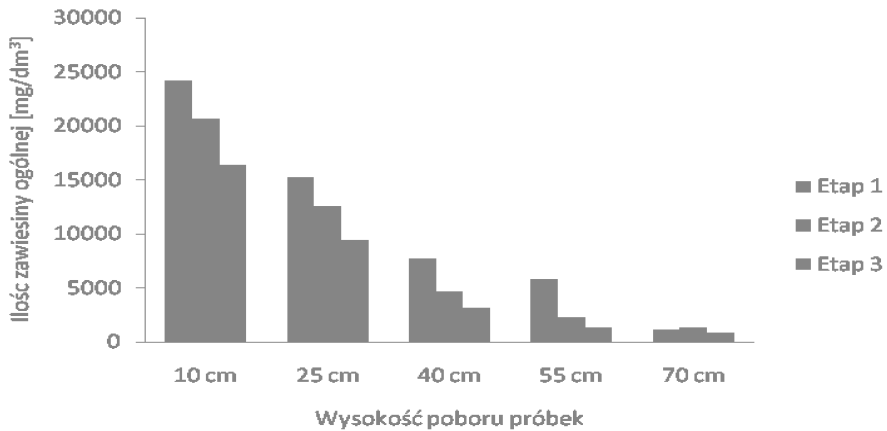
W trzeciej najbardziej zewnętrznej obserwujemy spadek zawartości zawiesin wraz ze wzrostem wysokości na jakiej zostały one pobrane, co było związane z sedimentacją osadu na dnie. Szczególnie wysokie koncentracje odnotowano na wysokości 10 i 25 cm nad dnem komory, były one stosunkowo wyższe niż wartości zaobserwowane



Rys. 2. Ilość zawiesiny ogólnej w komorze 1 na poszczególnych etapach badań



Rys. 3. Ilość zawiesiny ogólnej w komorze 2 na poszczególnych etapach badań



Rys. 4. Ilość zawiesiny ogólnej w komorze 3 na poszczególnych etapach badań

na pozostałych wysokościach. Widać również na poniższym wykresie jednoznaczny spadek ilości zawieszin w komorze w stosunku do zmieniającego się obciążenia reaktora ładunkiem zanieczyszczeń.

## DYSKUSJA

Dane literaturowe opisują także wpływ czasu zatrzymania ścieków w reaktorze oraz jego obciążenia na pracę układu oraz jego efektywność.

Patel i inni opisują eksperyment jaki przeprowadzili w modelowych komorach z różnego rodzaju wypełnieniami do oczyszczania w procesie fermentacji metanowej sera z serwatki. Stałym wypełnieniem jakie zastosowali był węgiel drzewny, kawałki cegieł, kawałki pumeksu oraz żwir i element z PVC. Proces prowadzony był w temperaturze 37°C przy różnych czasach zatrzymania. Stężenie ChZT ścieków dopływających wynosiło 70 g/l. Okazało się, że proces najlepiej przebiegał z zastosowaniem węgla drzewnego jako złoża. Przy czasie zatrzymania 2d udało się uzyskać autorom maksymalne usunięcie ChZT na poziomie 81% oraz poprawę produkcji biogazu (6,01 l/d) z wysoką zawartością metanu (70%). Stwierdzono także że efektywność pracy reaktora była lepsza przy czasie zatrzymania 2d niż przy czasie 1d, natomiast przy dalszym wzroście retencji wzrost usuwania ChZT był już znikomy. W przypadku przeprowadzonych przez nas badań najlepsze efekty uzyskano przy czasie zatrzymania 2,6 h i jednocześnie najniższym obciążeniu reaktora [1].

W innym doświadczeniu zastosowano reaktor HUASB łączący w sobie zastosowanie stałego wypełnienia oraz procesu flotacji. Zastosowano tu kostki z pianki poliuretanowej wykorzystane na pierwszym etapie oraz pierścienie z PVC w etapie drugim. Badania prowadzono przez okres 215 dni podczas, których wskaźnik obciążenia wahał się od 10,7 do 21,4 kg ChZT/m<sup>3</sup>·d. Okazało się że idealnym obciążeniem jest 19,2 kg ChZT/m<sup>3</sup>·d wzrost tego wskaźnika do 21,4 kg ChZT/m<sup>3</sup>·d spowodował zakwaszenie funkcji reaktora w pierwszym etapie co zmniejszyło jego wydajność. W okresie stabilnej pracy czyli przy obciążeniu 10,7 – 19,2 kg ChZT/m<sup>3</sup>·d wystąpiło usuwanie ChZT na poziomie 97 i 99% [4].

Bello-Mendoza i inni zajęli się fermentowaniem w reaktorze UASB ścieków z zakładu przetwórstwa kawy. Autorzy stosowali różne obciążenia, w pierwszym tygodniu zastosowano obciążenie 2,36 kg ChZT/m<sup>3</sup>·d co spowodowało destabilizację procesu i spadek usuwania ChZT do 25%, następnie po kilku dniach przerwy zastosowano 1,78 kg ChZT/m<sup>3</sup>·d przy czasie zatrzymania 24h dzięki czemu nastąpił wzrost usuwania ChZT do 63%. Najlepsze rezultaty uzyskano przy obciążeniu 1,89 kg ChZT/m<sup>3</sup>·d i czasie zatrzymania 22h. W opisanych przez nas badaniach najkorzystniejsze okazało się obciążenie 0,06 kg ChZT/m<sup>3</sup>·h, które zapobiegało wymywaniu zawiesziny poza układ [3]. W przeprowadzonym przez nas eksperymencie najkorzystniejszym dla efektywnej pracy reaktora obciążeniem okazało się 0,06 kg ChZT/m<sup>3</sup>·h oraz hydrauliczny czas zatrzymania ścieków w reaktorze 2,6 h.

Inni badacze przeprowadzili proces fermentacji w reaktorze UASB mieszanych ścieków z produktów mlecznych oraz pochodzących z gospodarstw domowych.

Okazało się że ścieki takie najlepiej degradują podczas procesu fermentacji przy obciążeniu reaktora od 1,9 do 4,4 kg ChZT/m<sup>3</sup>·d oraz czasie zatrzymania 24h [2].

Publikacja autorstwa Gavala i innych przedstawia wyniki badań przeprowadzonych na ściekach pochodzących z produkcji serów charakteryzujących się dużą zawartością materii organicznej. W eksperymencie zastosowano reaktor UASB z systemem flotacji o pojemności 10 litrów. Przeprowadzone badania wykazały, że ścieki tego typu najkorzystniej oczyszczały się przy obciążeniu 62 g ChZT/l·d, było to najbezpieczniejsze obciążenie z możliwością zwiększenia do maksymalnie 75 g ChZT/l·d [7]. W wykonanych badaniach możliwe byłoby jeszcze zastosowanie obciążenia z drugiego etapu badań czyli 0,12 kg ChZT/m<sup>3</sup>·h, które zapewniłoby jeszcze niezakłóconą pracę całego systemu.

Jak wynika z danych literaturowych efektywne oczyszczanie ścieków nie zależy tylko od ich charakterystyki, ale także od zastosowanego przez nas układu technologicznego o odpowiednich parametrach, takich jak obciążenie komory ładunkiem zanieczyszczeń oraz czasu zatrzymania ścieków w układzie.

## WNIOSKI

Przeprowadzone badania wykazały możliwość wykorzystania reaktora w mieszanym kierunku przepływu do oczyszczania syntetycznych ścieków mleczarskich. Użytkiwane zawartości zawiesiny ogólnej w odpływie na poziomie poniżej 1000 mg/dm<sup>3</sup> wskazują, że rozwiązanie tego typu może być stosowane jako samodzielny układ podczyszczania ścieków przed wprowadzeniem do kanalizacji. Ze względów technologicznych optymalnym rozwiązaniem było obciążenie hydrauliczne na poziomie 0,77 m<sup>3</sup>/ m<sup>3</sup>·d przy czasie zatrzymania 1,32 d.

## PIŚMIENICTWO

1. Patel P., Desai M., Madamwar D. 1995. Biomethanation of Cheese Whey Using Anaerobic Upflow Fixed Film Reactor. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, 79(4): 398–399.
2. Banu J.R., Kaliappan S., Yeam I.-T. 2007. Two – Stage Anaerobic Treatment of Dairy Wastewater Using HUASB with PUF and PVC Carrier, *Biotechnology and Bioprocess Engineering*, 12: 257–264.
3. Bello-Mendoza R., Castillo-Rivera M.F. 1998. Start-up of an Anaerobic Hybrid (UASB/Filter) Reactor Treating Wastewater from a Coffee Processing Plant. *Anaerobe*, 4: 219–225.
4. Tawfik A., Sobhey M., Badawy M. 2008. Treatment of a combined dairy and domestic wastewater in an up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor followed by activated sludge (AS system). *Desalination*, 227: 167–177.
5. Bartkiewicz B. 2000. Ścieki przemysłowe, Warszawa.
6. Bartkiewicz B. 2002. Oczyszczanie ścieków przemysłowych, Warszawa.
7. Gavala H.N., Kopsinis H., Skiadas I.V., Stamatelatou K., Lyberatos G. 1999. Treatment of Dairy Wastewater Using an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor. *J. Agric. Engin. Res.*, 73: 59–63.

## **THE CHANGE OF CONCENTRATION PERFORMANCE OF SUSPENDED ANAEROBIC SLUDGE IN THE REACTOR WITH VERTICAL FLOW**

### **Summary**

The research undertaken addresses the influence of size on the hydraulic load holding capacity of suspended anaerobic sludge in the reactor model. Studies have shown that the higher burden of pollution load of the reactor and increased daily flow of less suspension remains in the system. But thanks to combined flow of sewage in the test reactor, manage to get the value of the outflow of about 1000 mg/dm<sup>3</sup>.

**Keywords:** methane fermentation, anaerobic reactors, waste milk, a suspension, flow.