

Katarzyna RUCKA*, Michał MAŃCZAK*, Piotr BALBIERZ*

BADANIA TECHNOLOGICZNE OCZYSZCZANIA ŚCIEKÓW Z PRZEMYSŁU CUKIERNICZEGO METODĄ OSADU CZYNNEGO

Przedstawiono wyniki badań technologicznych oczyszczania metodą osadu czynnego ścieków powstających w zakładzie cukierniczym. Badania prowadzone były w laboratoryjnym układzie doświadczalnym. Stwierdzono skuteczne oczyszczanie ścieków w reaktorach okresowego działania SBR przy wieku osadu ok. 5 d oraz czasie przetrzymania ścieków w reaktorze wynoszącym 1-2 d.

1. CHARAKTERYSTYKA ZAGADNIENIA

1.1. SKŁAD I ILOŚĆ ŚCIEKÓW

Zakład przemysłu cukierniczego odprowadza około 300–400 m³/miesiąc zmieszanych ścieków bytowych i technologicznych. Ścieki produkcyjne powstające w zakładzie poddawane są mechanicznemu oczyszczaniu w zakładowej podczyszczalni ścieków i wspólnie ze ściekami bytowymi załogi kierowane są do kanalizacji komunalnej. Wydzielane osady i tłuszcze odbierane są przez przedsiębiorstwo wodociągów i kanalizacji.

Wymagania dotyczące składu ścieków przemysłowych wprowadzanych do kanalizacji określone przez odbiorcę [2, 4, 6] oraz rzeczywisty uzyskiwany skład ścieków technologicznych odprowadzanych z zakładu zestawiono w tabeli 1.

Analiza danych zawartych w tabeli 1 pozwala na stwierdzenie, że występują przekroczenia wymagań dotyczących składu ścieków w zakresie pH, BZT₅, ChZT, stężenia fosforu ogólnego, substancji ekstrahujących się eterem naftowym i zawiesin ogólnych. Nie stwierdzono przekroczeń w przypadku stężeń poszczególnych form azotu.

* Instytut Inżynierii Ochrony Środowiska, Politechnika Wrocławska, pl. Grunwaldzki 9, Wrocław

Tabela 1. Porównanie uzyskiwanego i wymaganego składu ścieków z zakładu produkcyjnego

Parametr	Jednostka	Skład ścieków z zakładu		Wymagania odbiorcy ścieków	Przekroczenie
		wg analizy odbiorcy	wg analizy PWr.		
Odczyn pH	-	4,1	5,25	6,5–9,5	TAK
BZT ₅	g O ₂ /m ³	5400	2900	800	TAK
ChZT	g O ₂ /m ³	10996	4856	1700	TAK
Azot ogólny	g N/m ³	-	148	200	NIE
Azot amonowy	g N/m ³	28,50	12,8	200	NIE
Azot azotynowy	g N/m ³	0,365	1,6	10	NIE
Fosfor ogólny	g P/m ³	13,20	13,7	5	TAK
Ekstrakt eterowy	g/m ³	519	308	100	TAK
Zawiesiny ogólne	g/m ³	4386	1880	400	TAK

1.2. KONCEPCJA MODERNIZACJI GOSPODARKI ŚCIEKOWEJ

Na podstawie przeprowadzonej oceny układu podczyszczania ścieków technologicznych z zakładu przemysłu cukierniczego zaproponowano dobór nowej technologii oczyszczania ścieków [7].

W celu spełnienia wymagań odbiorcy ścieków konieczne są następujące działania:

- neutralizacja ścieków do pH około 7,
- zmniejszenie stężenia substancji ekstrahujących się eterem naftowym,
- usunięcie zawiesin,
- usunięcie związków organicznych (obniżenie BZT₅ i ChZT),
- zmniejszenie stężenia fosforu ogólnego.

W celu usunięcia ze ścieków związków organicznych, związków azotu i fosforu oraz zmniejszenie stężenia zawiesin zaproponowano wdrożenie biologicznego oczyszczania ścieków w warunkach tlenowych. Przeprowadzono badania wstępne mające na celu określić podatność ścieków na biologiczne oczyszczanie.

1.3. BADANIA WSTĘPNE

W celu określenia podatności ścieków technologicznych z zakładu przemysłu cukierniczego na oczyszczanie biologiczne przeprowadzono badania wstępne w układzie laboratoryjnym składającym się z reaktora okresowego działania SBR. Na podstawie uzyskanych wyników stwierdzono, że ścieki odprowadzane z zakładu przemysłu cukierniczego są podatne na oczyszczanie w procesie osadu czynnego [5, 7].

Na podstawie wyników badań wstępnych zaproponowano przeprowadzenie badań zasadniczych mających na celu ustalenie optymalnych parametrów technologicznych pracy reaktorów SBR.

2. BADANIA TECHNOLOGICZNE

2.1. OPIS UKŁADU BADAWCZEGO

Badania prowadzono w układzie laboratoryjnym składającym się z 3 reaktorów SBR pracujących w dwóch cyklach w dobie, obejmujących fazę napowietrzania i sedymentacji:

- Reaktor 1 – przy hydraulicznym czasie przetrzymania wynoszącym 1 dobę,
- Reaktor 2 – przy hydraulicznym czasie przetrzymania wynoszącym 1,5 doby,
- Reaktor 3 – przy hydraulicznym czasie przetrzymania wynoszącym 2 doby.

Badania prowadzono w cyklu 12-godzinnym. Reżim pracy reaktorów ustalono biorąc pod uwagę skład ścieków odprowadzanych z zakładu oraz wymagania dotyczące składu ścieków wprowadzanych do kanalizacji. Cykl pracy reaktora składał się z następujących faz podstawowych:

- napowietrzanej (tlenowej) – 10,0 godz.,
- klarowania – 1,75 godz.,
- przestoju – 0,25 godz.

Reaktory zaszczerpiono osadem czynnym z komunalnej oczyszczalni ścieków. W każdym z reaktorów utrzymywano wiek osadu wynoszący 5 d. Temperatura prowadzenia procesu wynosiła ok. 20–25 °C. Badania trwały przez 18 dni, aby zapewnić okres wpracowania (przystosowania) osadu czynnego do założonych warunków technologicznych oraz specyficznego składu ścieków doprowadzanych do reaktorów, który powinien być równy minimum 3 wiekom osadu. W celu określenia skuteczności usuwania zanieczyszczeń oraz prawidłowości pracy osadu czynnego, okresowo pobierano do analiz fizykochemicznych ścieki surowe, oczyszczone i próbki osadu czynnego z reaktorów.

Sterowanie procesem oczyszczania odbywało się z wykorzystaniem komputerowego systemu sterowania w warunkach pełnej automatyzacji. Parametry technologiczne reaktorów SBR zestawiono w tabeli 2.

Tabela 2. Parametry technologiczne reaktorów SBR

Reaktor	Pojemność	Pojemność sedymentacyjna	Dopływ ścieków		Czas przetrzymania	Czas reakcji	Wiek osadu	Ilość osadu nadmiernego
	dm ³	dm ³	dm ³ /cykl	dm ³ /d	h	godz.	d	dm ³ /d
R1	3,5	1,75	1,75	3,5	24	20	5	0,7
R2	2,625	1,75	0,875	1,75	36	30	5	0,525
R3	2,333	1,75	0,583	1,17	48	40	5	0,467

Stanowisko badawcze przedstawiono na rysunku 1.



Rys. 1. Stanowisko badawcze – układ reaktorów SBR

2. WYNIKI BADAŃ

Wyniki badań przedstawiono w tabeli 3.

Tabela 3. Wyniki badań laboratoryjnych w reaktorach SBR

Oznaczenie	Jednostka	Wymagania odbiorcy ścieków	Ścieki						
			surowe	Oczyszczone R1		Oczyszczone R2		Oczyszczone R3	
				12 d	18 d	12 d	18 d	12 d	18 d
pH	-	6,5-9,5	4,48	7,58	7,40	7,67	7,50	7,76	7,83
Zasadowość	mol/m ³	-	-	3,2	4,0	2,5	2,2	2,5	2,9
BZT ₅	g O ₂ /m ³	800	2600	37	34	16	18	11	20
ChZT	g O ₂ /m ³	1700	4084	177	184	167	120	132	124
Substancje ekstrahujące się eterem naftowym	g/m ³	100	124	38	14	26	50	44	42
Fosfor ogólny	g P/m ³	5	41,7	18,4	27,3	18,4	17,9	20,8	23,8
Fosforany	g P/m ³	-	21,4	16,7	24,2	17,8	15,2	18,9	20,2
Azot organiczny	g N/m ³	-	86,8	16,8	5,7	8,0	0,2	9,5	1,9
Azot amonowy	g N/m ³	200	53,2	5,6	5,5	0,36	4,0	0,32	3,0
Azot azotynowy	g N/m ³	10	0,16	2,75	4,00	0,30	2,25	0,20	0,20
Azot azotanowy	g N/m ³	-	n.w.	1,5	1,4	7,5	7,5	9,0	1,1
TKN	g N/m ³	-	140	22,4	11,2	8,4	4,2	9,8	4,9
Azot ogólny	g N/m ³	200	140	26,7	16,6	16,2	14,0	19,0	6,2

W trakcie cyklu pracy reaktorów obserwowano wzrost odczynu pH ścieków od 4,5 w ściekach doprowadzanych do reaktora do ok. 7,5 w ściekach oczyszczonych. Odczyn ścieków oczyszczonych, pomimo braku korekty pH, mieścił się w zakresie określonym dla ścieków wprowadzanych do kanalizacji. Było to spowodowane intensywnym odpędzaniem dwutlenku węgla ze ścieków w trakcie fazy napowietrzanej w płytkich reaktorach laboratoryjnych. W warunkach technicznych w głębokim reaktorze, konieczne może być zastosowanie korekty pH do około 7 na początku cyklu pracy reaktora, tj. po wprowadzeniu nowej porcji ścieków surowych.

Wyniki badań zasadniczych wykazały wysoką (>95%) skuteczność usuwania ChZT oraz BZT₅ we wszystkich reaktorach. Wartości ChZT i BZT₅ w ściekach oczyszczonych były znacząco niższe niż wartości dopuszczalne dla ścieków wprowadzanych do kanalizacji.

Obserwowano zadowalającą skuteczność usuwania substancji ekstrahujących się eterem naftowym. Po okresie wpracowania układu, stężenia substancji ekstrahujących się eterem naftowym w ściekach oczyszczonych nie przekraczały 50 g/m³, podczas gdy wartość dopuszczalna dla ścieków wprowadzanych do kanalizacji wynosi 100g/m³.

Stopień usuwania fosforu ogólnego we wszystkich reaktorach był niezadowalający. Z uwagi na prawdopodobną dużą zmienność stężenia fosforu ogólnego w ściekach z zakładu, zastosowanie metod biologicznych usuwania fosforu (proces wzmożonego biologicznego usuwania fosforu w warunkach beztlenowo-tlenowych) nie gwarantuje zapewnienia wymaganego stężenia fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych. Z tego względu należałoby wyposażyć reaktor w instalację automatycznego pomiaru stężenia fosforanów i dozowania soli żelaza (np. PIX-u) w celu chemicznego strącania fosforu w przypadku stwierdzenia przekroczenia wartości wymaganej.

Stężenia azotu ogólnego, jak i azotu amonowego i azotynowego w ściekach odprowadzanych z zakładu nie przekraczają wartości dopuszczalnych dla ścieków wprowadzanych do kanalizacji. Wyniki badań zasadniczych wykazały dobrą skuteczność usuwania azotu ogólnego we wszystkich reaktorach.

Pomimo zastosowania krótkiego wieku osadu wynoszącego 5 dób, obserwowano częściową biologiczną nityfikację (utlenianie azotu), co spowodowane było wysoką temperaturą ścieków w reaktorach laboratoryjnych ok. 20–25 °C. W wyniku zachodzącego procesu częściowej nityfikacji w ściekach oczyszczonych obserwowano wzrost stężenia azotu azotynowego i azotanowego, przy czym stężenia azotu azotynowego nie przekraczały 4 g N/m³, a azotu azotanowego 10 g N/m³.

W warunkach technicznych przy wieku osadu 5 dób i niższych temperaturach ścieków, proces nityfikacji powinien być znacznie ograniczony. Dodatkowo w celu wyeliminowania procesu nityfikacji można wiek osadu skrócić do 4 dób. W okresie letnim przy podwyższonych temperaturach ścieków i krótkim wieku osadu rzędu 4–5 dób, może występować częściowa nityfikacja do azotu azotynowego, co skutkować będzie podwyższonym stężeniem azotu azotynowego w ściekach oczyszczonych, przy czym stężenie azotu azotynowego jest limitowane na dość niskim poziomie 10 g N/m³. Problem ten może być rozwiązany poprzez wprowadzenie krótkiej (około 1 godziny) fazy nienapowietrzanej na początku cyklu, lub wydłużenie wieku osadu w celu umożliwienia pełnej nityfikacji azotu azotynowego do azotanowego, który nie jest limitowany w ściekach oczyszczonych.

Z uwagi na specyficzną konstrukcję reaktorów laboratoryjnych oraz małe objętości ścieków oczyszczonych, w trakcie badań w ściekach tych nie oznaczano stężenia zawiesin. Jednakże, stężenie zawiesin ogólnych w odpływie z prawidłowo eksploatowanego reaktora SBR w warunkach technicznych będzie znacznie mniejsze od 50 g sm/m³, podczas gdy wartość dopuszczalna dla ścieków wprowadzanych do kanalizacji określona przez odbiorcę wynosi 400 g sm/m³.

Produkcja osadu nadmiernego w przeliczeniu na ilość oczyszczanych ścieków w reaktorach R1, R2 i R3 wynosiła odpowiednio ~0,7 kg sm/m³·d, ~0,9 kg sm/m³·d oraz 0,7–0,9 kg sm/m³·d.

W reaktorach po wprowadzeniu nowej porcji ścieków surowych obserwowano powstawanie niewielkich ilości lekkiej piany, utrzymującej się przez około 0,5 h, przy czym zjawisko to było najbardziej intensywne w reaktorze R1. Podczas badań obser-

wowano krótkotrwałe zakłócenia procesu sedymentacji osadu, polegające na wypływananiu niewielkich ilości osadu na powierzchnię pod koniec fazy sedymentacji. Były one spowodowane występowaniem częściowej nityfikacji azotu w trakcie fazy napowietrzania, oraz częściowej denityfikacji w fazie sedymentacji. W skali technicznej problem ten nie powinien występować z uwagi na niższe temperatury ścieków. Ewentualnym rozwiązaniem jest skrócenie wieku osadu lub wprowadzenie krótkiej fazy nienapowietrzanej na początku cyklu pracy reaktora. Wyniki analiz fizykochemicznych ścieków oczyszczonych wskazują na dobrą kondycję osadu czynnego.

3. PODSUMOWANIE I WNIOSKI

Z przeprowadzonych badań laboratoryjnych wynika, że dobre efekty usuwania zanieczyszczeń ze ścieków zakładu przemysłu cukierniczego można uzyskać wykorzystując do ich oczyszczania metodę osadu czynnego.

Skuteczne oczyszczanie ścieków uzyskano przy następujących parametrach technologicznych procesu osadu czynnego:

- wiek osadu: 5 d,
- hydrauliczny czas przetrzymania ścieków: 1–2 d,
- obciążenie osadu ładunkiem BZT₅: 0,6–0,75 g O₂/g sm·d,
- obciążenie osadu ładunkiem ChZT: 0,9–1,15 g O₂/g sm·d,
- temperatura prowadzenia procesu: 20–25 °C,
- produkcja osadu: 0,7–0,9 kg sm/m³·d
- stężenie tlenu rozpuszczonego: > 2 g O₂/m³.

LITERATURA

- [1] BARTOCHA M., *Koncepcja rozdzielania kanalizacji i podczyszczania ścieków przemysłowych*, „Projekt” Usługi Projektowo-Inwestycyjne, mgr inż. Mirosław Bartocha, Nysa 30.04.2003.
- [2] PISMO NR CN/TM/2010/02/01 z dnia 19.02.2010 kierowane przez zakład przemysłu cukierniczego do Instytutu Inżynierii Ochrony Środowiska Politechniki Wrocławskiej.
- [3] ROZPORZĄDZENIE MINISTRA BUDOWNICTWA z dnia 14 lipca 2006 r. w sprawie sposobu realizacji obowiązków dostawców ścieków przemysłowych oraz warunków wprowadzania ścieków do urządzeń kanalizacyjnych, Dz.U. Nr 136, Poz. 964.
- [4] WYNIKI ANALIZ ŚCIEKÓW odprowadzanych z zakładu przemysłu cukierniczego wykonane przez odbiorcę ścieków
- [5] MAŃCZAK M., BALBIERZ P., RUCKA K., *Opracowanie wytycznych do modernizacji gospodarki ściekowej Spółdzielni Pracy „CUKRY NYSKIE”*, Raport SPR 18/2010, Politechnika Wroclawska 2010.

- [6] RUCKA K., BALBIERZ P., MAŃCZAK M., *Ocena możliwości oczyszczania ścieków z zakładu przemysłu cukierniczego*, [w]: Interdyscyplinarne Zagadnienia w Inżynierii i Ochronie Środowiska 2, Praca zbiorowa pod redakcją T.M. Traczewskiej, Oficyna Wydawnicza Politechniki Wrocławskiej, Wrocław 2012.
- [7] RUCKA K., BALBIERZ P., MAŃCZAK M., *Badania podatności ścieków z przemysłu cukierniczego na oczyszczanie metodą osadu czynnego*, [w]: Interdyscyplinarne Zagadnienia w Inżynierii i Ochronie Środowiska 3, Praca zbiorowa pod redakcją T.M. Traczewskiej, Oficyna Wydawnicza Politechniki Wrocławskiej, Wrocław 2013.

TECHNOLOGICAL STUDY OF CONFECTIONARY INDUSTRY WASTEWATER TREATMENT IN THE ACTIVATED SLUDGE PROCESS

The results of technological studies of confectionery industry wastewater treatment in the activated sludge process were shown. The study was conducted in the laboratory activated sludge system equipped with the SBR reactors. Based on the conducted technological study, the optimal technological parameters of confectionery industry wastewater treatment in the activated sludge process were determined.