



## **Współczyszczanie ścieków komunalnych i mleczarskich przy zastosowaniu technologii SBR**

*Joanna Struk-Sokołowska, Katarzyna Ignatowicz*  
*Politechnika Białostocka*

### **1. Wstęp**

Z prognoz Organizacji Narodów Zjednoczonych do spraw Wyżywienia i Rolnictwa (Food and Agriculture Organization of the United Nations) oraz Instytutu Ekonomiki Rolnictwa i Gospodarki Żywnościowej – PIB wynika, że na rynku światowym w 2013 roku podtrzymana zostanie wzrostowa tendencja produkcji mleka, a popyt nadal będzie przewyższać jego podaż. Skup mleka krowiego w Unii Europejskiej w 2012 roku wzrósł o 3%, zaś produkcja zwiększyła się m. in.: o 9,9% w Nowej Zelandii, o 5,5% w Australii, o 4,2% w USA, o 12% w Argentynie [11]. Z powyższych danych wynika, iż więcej mleka podlegać będzie procesowi przetwórstwa. Fakt ten jednoznacznie wskazuje, że problem powstających ścieków mleczarskich będzie nadal bardzo istotny [5].

Podlasie jest krajowym centrum produkcji mleka. Województwa mazowieckie, wielkopolskie, kujawsko-pomorskie i lubelskie odgrywają także ważną rolę w w/w gałęzi produkcji rolniczej [11]. Średnia dobowa produkcja mleka w Polsce to 33 miliony litrów. 70% mleka trafia do zakładów przetwórstwa (Dąbrowski [4], Ziętara [20]), stanowiąc objętość 23 milionów litrów na dobę. Wskaźnik ilości powstających ścieków mleczarskich na jednostkę produkcji kształtuje się na poziomie  $3,5 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3}$  przerabianego mleka [2], co mieści się w zakresie  $1,17\text{--}4,69 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3}$  podanym w wytycznych Ministerstwa Rolnictwa i Rozwoju Wsi [19]. Dobowa objętość ścieków mleczarskich to ponad  $80.000 \text{ m}^3$ . Biorąc pod uwagę powyższe dane oraz średnią wartość  $\text{BZT}_5 = 3050 \text{ g O}_2 \cdot \text{m}^{-3}$  [4], stwierdza się, że ścieki mleczarskie w Polsce niosą ze sobą ładunek zanieczyszczeń ponad  $4.000.000 \text{ RLM}$  na dobę.

Ścieki mleczarskie charakteryzują się wysokim ładunkiem ChZT oraz BZT<sub>5</sub> (tłuszcze, cukry, białka), dużą zmiennością ilościową i jakościową (fazy mycia linii produkcyjnych), składem uzależnionym od profilu produkcji [3, 5, 10]. Kierowane są do oczyszczalni indywidualnych, bądź na podczyszczalnie w celu usunięcia tłuszczów i neutralizacji ścieków. Do biologicznego oczyszczania ścieków mleczarskich stosuje się: rowy cyrkulacyjne, SBR, reaktory beztlenowe UASB, metody kombinowane i rozwiązania hybrydowe [5, 6, 9, 10, 12, 16, 18]. Na świecie ścieki mleczarskie podczyszczane są metodami beztlenowymi z odzyskiem energii, a następnie kierowane do oczyszczalni komunalnych. Sekwencyjnych Reaktorów Biologicznych nie stosuje się do współoczyszczania ścieków komunalnych i mleczarskich. Do oczyszczania tego rodzaju mieszanin stosowane są systemy przepływowe, ze względu na zmienny dobowy ładunek ścieków mleczarskich. Prowadzone są natomiast badania dotyczące współoczyszczania ścieków mleczarskich i odcieków składowiskowych technologią SBR [10].

Układy oczyszczalni ścieków z osadem czynnym mogą stanowić oczyszczalnie jedno-, dwu-, trzystopniowe, oczyszczalnie z biosorpcją i biostabilizacją oraz z zastosowaniem chemicznego doczyszczania ścieków. W celu ograniczenia stosowania środków chemicznych zmniejszających stężenie związków biogenych w ściekach oczyszczonych stosowane są sekwencyjne bioreaktory membranowe MSBR, reaktory z wkładem włóknistym, ruchomym złożem, zeolitami naturalnymi lub modyfikowanymi [17]. Nierównomierność ładunku dopływającego wraz ze ściekami mleczarskimi stanowi obciążenie dla oczyszczalni komunalnych. Przed przyjęciem ścieków mleczarskich warto zbilansować układ oczyszczania w celu przyjęcia i efektywnego oczyszczenia ścieków dopływających do oczyszczalni komunalnych [14].

Celem przeprowadzonych badań było ustalenie proporcji surowych ścieków komunalnych i mleczarskich, przy których proces współoczyszczania ścieków technologią osadu czynnego w komorach SBR zachodzi z największą efektywnością.

## 2. Materiał i metody badań

Eksperyment polegał na oczyszczaniu rzeczywistych ścieków komunalnych i mleczarskich, z wykorzystaniem osadu czynnego, pobranego z obiektu oczyszczalni ścieków. Parametry technologiczne procesu oczyszczania ścieków, zawierających w składzie ścieki komunalne (bez

mleczarskich) i mleczarskie (przy ich ściśle kontrolowanym udziale) – tabela 1, w modelowych komorach SBR były takie same jak w rzeczywistych komorach SBR.

## 2.1. Materiał badawczy

### Charakterystyka oczyszczalni ścieków w Hajnówce

Mechaniczno-biologiczna oczyszczalnia ścieków w Hajnówce, o przepustowości dobowej 6600 m<sup>3</sup>, obsługuje równoważną liczbę mieszkańców (RLM) wynoszącą 38800. Do obiektu dopływają ścieki bytowe oraz przemysłowe m.in. z zakładów: przetwórstwa mleka oraz węgla drzewnego. Ścieki mleczarskie z OSM w Hajnówce dopływają do napowietrzanego zbiornika uśredniająco-retencyjnego.

Ścieki surowe z kanalizacji miejskiej tłoczone są do komory rozprężnej oraz są dowożone w ilości 10150 m<sup>3</sup>·rok<sup>-1</sup> do punktu zlewnego. Stację mechanicznego oczyszczania stanowi zblokowane urządzenie Rotomat Huber, skąd ścieki dopływają do przepompowni pośredniej, a następnie tłoczone są do komór SBR. Czas trwania pojedynczego cyklu wynosi 8 godzin i obejmuje: anaerobową fazę defosfatacji, aerobową fazę utleniania związków węgla i nityfikacji, anoksydacyjną fazę denitryfikacji, sedymentację osadu czynnego (z okresowym spustem osadu nadmiernego) i dekantację ścieków oczyszczonych. Warunki tlenowe zmieniają się w zakresie 0–2 g O<sub>2</sub>·m<sup>-3</sup>. Istnieje możliwość dozowania PIX na kanale spustowym ścieków oczyszczonych. Sklarowane ścieki odprowadzane są do dwustopniowych, tlenowych stawów stabilizacyjnych. Osad nadmierny ustabilizowany tlenowo jest odprowadzany do zagęszczaczy grawitacyjnych, a następnie zagęszczany wirówką i higienizowany wapnem przed finalnym rolniczym wykorzystaniem. Osad ten może być także wykorzystany do ochrony terenów rolniczych przed migracją zanieczyszczeń agrochemicznych [7].

### Okręgowa Spółdzielnia Mleczarska w Hajnówce

Zakład posiada nowoczesny park maszynowy. Nowo powstałe hale produkcyjne wyposażone w najbardziej nowoczesne linie technologiczne oraz wdrożony i sprawnie funkcjonujący System Analizy Zagrożeń i Krytycznych Punktów Kontroli dostosowały produkcję zakładu do wymogów Unii Europejskiej. Sery żółte, mleko w proszku, śmietana znalazły uznanie nie tylko wśród polskich klientów, ale także z Czech,

Węgier, Rosji, Holandii, Niemiec, Włoch, Algierii. Eksport stanowi ponad 40% ogólnej sprzedaży spółdzielni. Zakład odprowadza ścieki mleczarskie do napowietrzanego zbiornika uśredniająco-retencyjnego, umożliwiającego wyrównanie ładunku zanieczyszczeń. Średnia dobowo objętość ścieków mleczarskich wynosi  $500 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ , co stanowi 10% objętości całkowitej ścieków dopływających do oczyszczalni komunalnej. Pod względem ładunku BZT<sub>5</sub> ścieki mleczarskie mają aż 32% udział, natomiast ładunek ChZT tych ścieków kształtuje się średnio na poziomie 21%.

### Laboratoryjne komory SBR

Model doświadczalny (rys. 1) składa się z jednakowych komór SBR o objętości całkowitej  $17 \text{ dm}^3$  i objętości czynnej  $13 \text{ dm}^3$ , pracujących w układzie równoległym. Średnica komory wynosi 200 mm, a wysokości: całkowita 550 mm, czynna 420 mm, spustowa 260 mm. Ścieki do układu podawane są za pomocą 4-kanałowej pompy perystaltycznej. Każda komora wyposażona jest w mieszadło mechaniczne 31JB90B o wymiarach: 32x36x80cm. Kształt końcówki mieszającej zapewnia przepływ, który nie niszczy struktury kłaczków osadu czynnego.

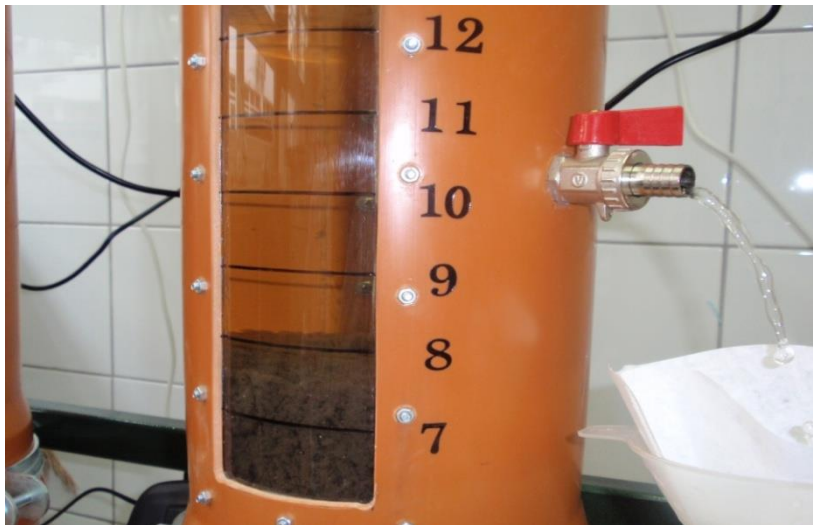


**Rys. 1.** Model doświadczalny komór SBR

**Fig. 1.** Experimental model of SBR chambers

Napowietrzanie odbywa się przy użyciu 2 membranowych 4-wyjściowych urządzeń Sera Precision Air 550R plus oraz dysków napowietrzających Hailea Air Stone o wymiarach 80 x 15 mm i średnicy 80 mm, umieszczonych na dnie komory. Pomiar parametrów pracy układu tj.: stężenie tlenu rozpuszczonego, pH, przewodność, temperatura zapewnia sonda typu HQD z czujnikami INTELLICAL.

Dekantacja ścieków oczyszczonych (rys. 2) odbywa się przez boczny zawór spustowy. Osad nadmierny z SBR usuwany jest za pomocą zaworu spustowego umieszczonego w dnie komory. Czas trwania poszczególnych faz procesowych sterowany jest programatorem czasowym.



**Rys. 2.** Dekantacja ścieków oczyszczonych z komory SBR  
**Fig. 2.** Decanting of treated effluent from the chamber SBR

## 2.2. Metodyka badań technologicznych

Przed każdą serią badań z komory SBR w oczyszczalni ścieków w Hajnówce pod koniec fazy napowietrzania pobierano mieszaninę osadu czynnego i ścieków oczyszczonych. Po dostarczeniu do laboratorium napełniono nią komory SBR (po 8 dm<sup>3</sup>). Korygowano stężenie biomasy tak, aby stężenie zawiesin w osadzie czynnym wynosiło ok. 3,7 kg·m<sup>-3</sup>. Przez 24 godziny (3 pełne cykle) zawartość reaktorów poddano reżimowi technologicznemu, w którym długości faz w cyklu były takie same jak w Hajnówce. Przed rozpoczęciem eksperymentu pobrano świeże ścieki

komunalne i mleczarskie, w których oznaczono wartości i stężenia zanieczyszczeń. Następnie z w/w ścieków wykonano mieszaniny w proporcjach podanych w tabeli 1, w których dokonano analizy własności fizyczno-chemicznych.

Na podstawie uzyskanych wyników obliczono stosunek C:N:P. Przygotowane ścieki poddano 8-godzinnemu cyklowi oczyszczania w komorach SBR. Stosunek ilości ścieków wprowadzanych do reaktorów do ich objętości był taki sam jak w przypadku oczyszczalni ścieków w Hajnówce.

**Tabela 1.** Udziały procentowe oraz objętości ścieków komunalnych i mleczarskich

**Table 1.** The percentages and volume of municipal and dairy wastewater

SBR	Udział		Ścieki		Osad czynny i ścieki, cm <sup>3</sup>
			Komunalne	Mleczarskie	
1	2		3	4	5
SBR 1	procentowy	%	95,0	5,0	
	objętościowy	cm <sup>3</sup>	4750,0	250,0	13000,0
SBR 2	procentowy	%	80,0	20,0	
	objętościowy	cm <sup>3</sup>	4000,0	1000,0	13000,0
SBR 3	procentowy	%	50,0	50,0	
	objętościowy	cm <sup>3</sup>	2500,0	2500,0	13000,0

Czas trwania poszczególnych faz procesowych był następujący: napełnianie i mieszanie – 20 min, napowietrzanie i mieszanie – 300 min, sedymentacja – 100 min, dekantacja – 60 min. Parametry technologiczne procesu oczyszczania były identyczne w każdej komorze SBR. Warunki tlenowe zmieniały się w zakresie 0,0–2,0 g O<sub>2</sub>·m<sup>-3</sup>, stężenie osadu czynnego w komorach kształtowało się na poziomie 3700 g·m<sup>-3</sup>. Próbkę pobrane do analiz to:

- surowe ścieki komunalne,
- surowe ścieki mleczarskie,
- ścieki komunalne z 5% udziałem mleczarskich,
- ścieki komunalne z 20% udziałem mleczarskich,
- ścieki komunalne z 50% udziałem mleczarskich,
- mieszanina osadu czynnego i ścieków oczyszczonych,
- ścieki po napełnieniu komór SBR – po 20 minutach mieszania,

- ścieki po 120 min. napowietrzania i mieszania w komorach SBR,
- ścieki po 300 min. napowietrzania i mieszania w komorach SBR.

Wykonano 3 serie pomiarowe. Podane w tabelach 2, 3 wartości stężeń stanowią średnią z uzyskanych wyników.

### 2.3. Metodyka badań analitycznych

Zakres analiz wykonanych w pobranych próbkach obejmował:

- ChZT<sub>Cr</sub> – metodą dwuchromianową wg: PN-74/C-04578.03;
- BZT<sub>5</sub> – metodą manometryczną systemem OxiTop Standard;
- Węgiel całkowity – metodą wysokotemperaturowego rozkładu z detekcją w podczerwieni analizatorem węgla TOC ThermoEuroglas, TOC-L Shimadzu;
- N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> – metodą spektrofotometryczną wg: PN-ISO 7150-1:2002;
- N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> – metodą spektrofotometryczną wg: PN-82/C-04576/08;
- N<sub>KJ</sub> – metodą spektrofotometryczną, po mineralizacji;
- N ogólny – metodą obliczeniową;
- PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> – metodą spektrofotometryczną wg: PN-EN ISO 6878:2006;
- P ogólny – metodą spektrofotometryczną wg: PN-EN ISO 6878:2006;
- Indeks osadu czynnego – metodą wagową (pomiar objętościowy);
- Stężenie osadu – metodą wagową.

## 3. Omówienie wyników badań

W tabeli 2 podano charakterystykę ścieków komunalnych, mleczarskich oraz mieszanin tych ścieków. Uzyskane wyniki badań potwierdzają znaczny ładunek zanieczyszczeń organicznych doprowadzany do oczyszczalni komunalnych ze ściekami mleczarskimi. Na podstawie wyników wykonanych analiz stwierdzono, że średnia wartość ChZT ścieków komunalnych była zbliżona do podanej przez Sadecką i Płuciennik-Koropczuk [13], natomiast dwukrotnie niższa od średniej wartości w ściekach mleczarskich ChZT = 1300 mg O<sub>2</sub>·dm<sup>-3</sup>. Jest to wartość niższa od prezentowanych przez Dąbrowskiego [4], Grala [6], Tawfika i in. [16], Wojnicza i Anielak [17], natomiast mieszcząca się w zakresie podanym przez Janczukowicza i in. [8] i Demirela i in [5]. Średnia wartość BZT<sub>5</sub> surowych ścieków komunalnych wynosiła 380 mg O<sub>2</sub>·dm<sup>-3</sup>, zaś w

ściekach mleczarskich  $820 \text{ mg O}_2 \cdot \text{dm}^{-3}$ , co stanowi niższą wartość od podanej przez Dąbrowskiego [4], ale w zakresie podanym przez Anielak [1]. Stwierdzono, że średnie stężenie azotu ogólnego wynosiło  $36 \text{ mg N} \cdot \text{dm}^{-3}$  i było zdecydowanie niższe niż ustalone przez Anielak [1]. Stężenie fosforu ogólnego było zbliżone do uzyskanego przez Dąbrowskiego [4] oraz mieściło się w przedziale prezentowanym przez Janczukowicza [8]. Porównując skład surowych ścieków komunalnych i mleczarskich odnotowano zdecydowane różnice w wartościach oraz stężeniach wszystkich analizowanych zanieczyszczeń.

Dodatkowo określono skład mieszaniny ścieków komunalnych i mleczarskich, przy ich ściśle kontrolowanych proporcjach. Wyniki zestawiono w tabelach 2 i 3. Stwierdzono, że zmianom uległy wszystkie parametry charakteryzujące ścieki.  $\text{BZT}_5$  zwiększało wartość wraz ze wzrostem udziału ścieków mleczarskich w mieszaninie, podobnie jak  $\text{ChZT}$ , azot azotanowy (V) i fosfor ogólny. Odwrotna sytuacja miała miejsce w odniesieniu do azotu Kjeldahla i azotu ogólnego, gdy stężenie zmniejszało się wraz ze wzrostem udziału ścieków mleczarskich. Największe stężenie azotu amonowego ( $44,6 \text{ mg N-NH}_4 \cdot \text{dm}^{-3}$ ) odnotowano w ściekach komunalnych z 20% udziałem ścieków mleczarskich i było ono wyższe od maksymalnego prezentowanego przez Janczukowicza [8] oraz Dąbrowskiego [4].

Zmiany składu ścieków po kolejnych fazach procesowych komór SBR podano w tabeli 4. Stwierdzono, że napełnienie komór SBR połączone z 20 minutowym mieszaniem (faza procesowa A–B) objętości reaktora doprowadziło do gwałtownego obniżenia wszystkich analizowanych parametrów – tabela 4 i 5. Było to spowodowane rozcieńczeniem ścieków w komorze oraz zachodzącą intensywnie defosfatacją. Największy spadek odnotowano w przypadku  $\text{BZT}_5$  (w komorze z 5% udziałem ścieków mleczarskich) i  $\text{ChZT}$  (w reaktorze z ich 50% udziałem). W komorze SBR 1 znacznie obniżyło się stężenie węgla całkowitego,  $\text{N}_{\text{KJ}}$  i  $\text{N}_{\text{og}}$ , natomiast w SBR 3 azotany V, fosforany i  $\text{P}_{\text{og}}$ .

Faza procesowa B–C (120 minut napowietrzania i mieszania ścieków) w reaktorze oczyszczającym ścieki komunalne z 50% udziałem ścieków mleczarskich spowodowało obniżenie  $\text{ChZT}$  ścieków o ponad 47,0% z wartości  $68,0$  do  $35,8 \text{ mg O}_2 \cdot \text{dm}^{-3}$ .



**Tabela 2.** Charakterystyka surowych ścieków komunalnych, mleczarskich oraz mieszanin ścieków**Table 2.** Characteristics of raw municipal wastewater, dairy and wastewater mixtures

Parametr	Jednostka	Ścieki surowe		Mieszanina 95% komunalnych 5% mleczarskich	Mieszanina 80% komunalnych 20% mleczarskich	Mieszanina 50% komunalnych 50% mleczarskich
		komunalne	mleczarskie			
1	2	3	4	5	6	7
<b>BZT<sub>5</sub></b>	mg O <sub>2</sub> ·dm <sup>-3</sup>	380,0	820,0	400,0	460,0	500,0
<b>ChZT</b>	mg O <sub>2</sub> ·dm <sup>-3</sup>	590,0	1299,0	672,0	751,0	870,0
<b>Węgiel całkowity</b>	mg C·dm <sup>-3</sup>	266,4	382,6	284,0	310,2	309,8
<b>Azot amonowy</b>	mg N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> ·dm <sup>-3</sup>	53,4	19,7	34,7	44,6	31,9
<b>Azot azotanowy (V)</b>	mg N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ·dm <sup>-3</sup>	4,2	8,6	6,5	10,3	14,8
<b>Azot Kjeldahla</b>	mg N·dm <sup>-3</sup>	64,3	27,3	62,5	61,0	38,7
<b>Azot ogólny</b>	mg N·dm <sup>-3</sup>	69,0	36,0	70,0	72,0	54,0
<b>Fosforany</b>	mg P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> ·dm <sup>-3</sup>	13,50	31,80	13,70	15,60	20,30
<b>Fosfor ogólny</b>	mg P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> ·dm <sup>-3</sup>	15,11	35,20	15,20	17,30	24,00

Kolejne 180 minut napowietrzania (faza procesowa C–D) zmniejszyło ChZT o 18,0% do wartości 29,2 mg O<sub>2</sub>·dm<sup>-3</sup>. Obniżenie ChZT w trakcie całej fazy napowietrzania i mieszania o długości 300 minut (B–C + C–D) było większe w mieszaninie ścieków komunalnych z 20% udziałem ścieków mleczarskich, natomiast mniejsze w komorze oczyszczającej ścieki komunalne z 5% udziałem ścieków mleczarskich. Najmniejszą efektywność usuwania BZT<sub>5</sub> podczas fazy procesowej B–C odnotowano w mieszaninie ścieków komunalnych z 50% udziałem ścieków mleczarskich (SBR 3). Wyniosła ona 50,0% obniżając BZT<sub>5</sub> z 50,0 do 25,0 mg O<sub>2</sub>·dm<sup>-3</sup>. W mieszaninie ścieków oczyszczanych w SBR 1 faza B–C spowodowała obniżenie BZT<sub>5</sub> o blisko 67,0%, a w SBR 2 aż o 75,0% (z 40,0 do 10,0 mg O<sub>2</sub>·dm<sup>-3</sup>) – tabela 3. Faza procesowa C–D (kolejne 180 minut napowietrzania i mieszania zawartości komór SBR) spowodowała obniżenie BZT<sub>5</sub> o 50,0% w SBR 2 i o 60,0% w SBR 3. Natomiast nie odnotowano zmiany tego parametru w komorze oczyszczającej ścieki komunalne z 5% udziałem ścieków mleczarskich. Faza procesowa B–C, trwająca 120 minut, spowodowała znikome obniżenie węgla całkowitego mniejsze od 1,0% z wartości 106,9 do 106,2 mg C·dm<sup>-3</sup> w komorze SBR 1 oczyszczającej ścieki komunalne z 5% udziałem ścieków mleczarskich, podczas gdy w komorze z 50% udziałem ścieków mleczarskich sprawność usunięcia węgla całkowitego przekroczyła 20,0%, z 140,2 do 112,0 mg C·dm<sup>-3</sup> – tabela 3. Największe obniżenie stężenia azotu amonowego (ponad 96,0%), podczas fazy B–C zaobserwowano w komorze SBR 3, mimo najmniejszego stężenia tego zanieczyszczenia w mieszaninie ścieków surowych wynoszącego 31,9 mg N-NH<sub>4</sub>·dm<sup>-3</sup>. W komorze SBR 1, gdzie ścieki mleczarskie stanowiły tylko 5% 120 minut napowietrzania i mieszania (faza procesowa B–C) przyniosło zaledwie 35,0% usunięcia azotu amonowego z 17,2 do 11,2 mg N-NH<sub>4</sub>·dm<sup>-3</sup>. Nie odnotowano wpływu fazy procesowej C–D na zmianę stężenia azotu amonowego w SBR 3, podczas gdy w komorze SBR 1 efekt usunięcia tego parametru przekroczył 85,0% obniżając stężenie z 11,2 do 1,6 mg N-NH<sub>4</sub>·dm<sup>-3</sup>. W komorze SBR 1 oczyszczającej ścieki komunalne z 5% udziałem ścieków mleczarskich nie odnotowano obniżenia azotanów V podczas faz procesowych B–C i C–D. Ich stężenie wzrosło w trakcie 120 minut fazy B–C we wszystkich modelowych komorach SBR.

**Tabela 3.** Jakość ścieków podczas faz procesowych SBR**Table 3.** Wastewater quality during the phases of the SBR process

Parametr	Faza procesowa SBR	SBR 1	SBR 2	SBR 3
		95% kom 5% mlecz	80% kom 20% mlecz	50% kom 50% mlecz
1	2	3	4	5
<b>BZT<sub>5</sub></b> mg O <sub>2</sub> ·dm <sup>-3</sup>	B	30,00	40,00	50,00
	C	10,00	10,00	25,00
	D	10,00	5,00	10,00
<b>ChZT</b> mg O <sub>2</sub> ·dm <sup>-3</sup>	B	63,00	69,00	68,00
	C	34,10	34,20	35,80
	D	30,30	27,50	29,20
<b>Węgiel całkowity</b> mg C·dm <sup>-3</sup>	B	106,90	128,40	140,20
	C	106,20	107,90	112,00
	D	90,40	80,20	91,20
<b>Azot amonowy</b> mg N-NH <sub>4</sub> ·dm <sup>-3</sup>	B	17,20	18,20	13,80
	C	11,20	3,30	<0,50
	D	1,60	<0,50	<0,50
<b>Azot azotanowy (V)</b> mg N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ·dm <sup>-3</sup>	B	4,30	3,40	4,70
	C	6,00	13,60	14,60
	D	10,30	11,80	14,00
<b>Azot Kjeldahla</b> mg N·dm <sup>-3</sup>	B	22,05	23,76	24,76
	C	14,53	5,48	2,86
	D	2,98	2,27	1,87
<b>Azot ogólny</b> mg N·dm <sup>-3</sup>	B	26,40	27,20	29,50
	C	20,70	20,50	18,90
	D	14,15	14,10	15,90
<b>Fosforany</b> mg P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> ·dm <sup>-3</sup>	B	12,10	14,00	17,30
	C	11,00	11,10	14,20
	D	5,00	4,80	6,80
<b>Fosfor ogólny</b> mg P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> ·dm <sup>-3</sup>	B	13,85	15,40	20,40
	C	11,90	12,00	16,80
	D	5,50	5,00	8,00

*B – po 20 minutach mieszania, C – po 120 minutach napowietrzania i mieszania, D – po 300 minutach napowietrzania i mieszania*

**Tabela 4.** Efektywność usuwania BZT<sub>5</sub>, ChZT, C<sub>całk</sub>, N<sub>og</sub>, P<sub>og</sub> podczas faz procesowych SBR**Table 4.** BOD<sub>5</sub> removal efficiency, COD, C<sub>tot</sub>, N<sub>tot</sub>, P<sub>tot</sub> in the SBR process phases

Parametr jednostka	Fazy procesowe SBR	SBR 1	SBR 2	SBR 3
		95% kom + 5% mlecz	80% kom + 20% mlecz	50% kom + 50% mlecz
		Efektywność usuwania [%]		
1	2	3	4	5
<b>BZT<sub>5</sub></b> mg O <sub>2</sub> ·dm <sup>-3</sup>	A-B	92,5	91,3	90,0
	B-C	66,7	75,0	50,0
	C-D	nie odnotowano	50,0	60,0
	całkowita	97,5	98,9	98,0
<b>ChZT</b> mg O <sub>2</sub> ·dm <sup>-3</sup>	A-B	90,6	90,8	92,2
	B-C	45,9	50,4	47,4
	C-D	11,1	19,6	18,4
	całkowita	95,5	96,3	96,6
<b>Węgiel całkowity</b> mg C·dm <sup>-3</sup>	A-B	62,4	58,6	54,8
	B-C	0,7	16,0	20,1
	C-D	14,9	25,7	18,6
	całkowita	68,2	74,2	70,6
<b>Azot ogólny</b> mg N·dm <sup>-3</sup>	A-B	62,3	62,2	45,4
	B-C	21,6	24,6	35,9
	C-D	31,6	31,2	15,9
	całkowita	79,8	80,4	70,6
<b>Fosfor ogólny</b> mg P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> ·dm <sup>-3</sup>	A-B	8,9	11,0	15,0
	B-C	14,1	22,1	17,7
	C-D	53,8	58,3	52,4
	całkowita	63,8	71,1	66,7

A – ścieki surowe, B – po 20 minutach mieszania, C – po 120 minutach napowietrzania i mieszania,  
D – po 300 minutach napowietrzania i mieszania

**Tabela 5.** Efektywność usuwania związków azotu i fosforu podczas faz procesowych SBR  
**Table 5.** Removal efficiency of nitrogen and phosphorus in the SBR process phases

Parametr jednostka	Fazy procesowe SBR	SBR 1	SBR 2	SBR 3
		95% kom + 5% mlec	80% kom + 20% mlec	50% kom + 50% mlec
1	2	Efektywność usuwania [%]		
		3	4	5
Azot amonowy mg N-NH <sub>4</sub> ·dm <sup>-3</sup>	A-B	50,4	59,2	56,7
	B-C	34,9	81,9	96,4
	C-D	85,7	84,9	nie odnotowano
	całkowita	95,4	98,9	98,4
Azot azotanowy (V) mg N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ·dm <sup>-3</sup>	A-B	33,9	67,0	68,2
	B-C	nie odnotowano	nie odnotowano	nie odnotowano
	C-D	nie odnotowano	13,2	4,1
	całkowita	nie odnotowano	nie odnotowano	5,4
Azot Kjeldahla mg N·dm <sup>-3</sup>	A-B	64,7	61,1	36,1
	B-C	34,1	76,9	88,5
	C-D	79,5	58,6	34,6
	całkowita	95,2	96,3	95,2
Fosforany mg P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> ·dm <sup>-3</sup>	A-B	11,7	10,3	14,8
	B-C	9,1	20,7	17,9
	C-D	54,6	56,8	52,1
	całkowita	63,5	69,2	66,5

*A – ścieki surowe, B – po 20 minutach mieszania, C – po 120 minutach napowietrzania i mieszania,  
D – po 300 minutach napowietrzania i mieszania*

Natomiast podczas fazy C–D azotany V zmniejszyły się w SBR 2 o ponad 13,0% z 13,0 do 11,8 mg  $\text{N-NO}_3^- \cdot \text{dm}^{-3}$ , a w SBR 3 nieznacznie o 4,0% z 14,6 do 14,0 mg  $\text{N-NO}_3^- \cdot \text{dm}^{-3}$ . Sprawność usuwania  $\text{N}_{\text{KJ}}$  podczas napowietrzania i mieszania zawartości komór SBR była zdecydowanie odmienna w każdej z komór modelowych. Faza procesowa B–C miała największą skuteczność (ponad 88,0%) w mieszaniu ścieków komunalnych z 50% udziałem ścieków mleczarskich, natomiast najmniejszą (34,0%) w mieszaniu z ich 5% udziałem. Sytuacja wyglądała odmiennie w trakcie fazy C–D (kolejne 180 minut napowietrzania i mieszania ścieków). Największą efektywność usunięcia  $\text{N}_{\text{KJ}}$  (bliską 80,0%) odnotowano w SBR 1, natomiast najmniejszą (niespełna 35,0%) w SBR 3. Obniżenie stężenia azotu ogólnego podczas fazy procesowej B–C w komorach SBR było bardzo zbliżone i wahało się od blisko 22,0 do 36,0% (tabela 4). Natomiast w trakcie fazy C–D w SBR 1 i SBR 2 było takie same i wynosiło ok. 31,0%. W SBR 3, gdzie ścieki mleczarskie miały 50% udział, efekt usunięcia azotu ogólnego w czasie fazy C–D osiągnął niecałe 16,0%. Po napełnieniu komór SBR średnie stężenie fosforu ogólnego w ściekach mieściło się w zakresie od 13,85 mg  $\text{P-PO}_4^{3-} \cdot \text{dm}^{-3}$  w SBR 1, 15,40 mg  $\text{P-PO}_4^{3-} \cdot \text{dm}^{-3}$  w SBR 2 do 20,40 mg  $\text{P-PO}_4^{3-} \cdot \text{dm}^{-3}$  w SBR 3 – tabela 4. Największą efektywność obniżenia Pog przekraczającą 22,0%, w trakcie fazy procesowej B–C (120 minut napowietrzania i mieszania) odnotowano w komorze SBR 2, oczyszczającej ścieki komunalne z 20% udziałem ścieków mleczarskich. Stężenie Pog zmieniło się z 15,40 do 12,00 mg  $\text{P-PO}_4^{3-} \cdot \text{dm}^{-3}$ , aby następnie zmniejszyć się do 5,00 mg  $\text{P-PO}_4^{3-} \cdot \text{dm}^{-3}$  (o ponad 58,0%) podczas fazy C–D (kolejne 180 minut napowietrzania i mieszania ścieków i biomasy).

Substancja organiczna charakteryzowana za pomocą  $\text{BZT}_5$  w układzie ścieki surowe – ścieki po 300 minutach napowietrzania i mieszania oraz sedymentacji usunięta została o 97,5% w komorze oczyszczającej ścieki komunalne z 5% udziałem ścieków mleczarskich, natomiast o blisko 99,0% w komorze SBR 2, gdzie udział ścieków mleczarskich w mieszaniu wynosił 20% – tabela 4. Obliczone na podstawie wyników eksperymentu efektywności usuwania  $\text{BZT}_5$  są większe niż prezentowane przez Janczukowicza [8]. Największy całkowity efekt usunięcia  $\text{ChZT}$  przekraczający 96,0% odnotowano w komorze SBR 3, gdzie oczyszczano ścieki komunalne z 50% udziałem ścieków z przemysłu spożywczego. Stanowi to wartość większą od podanej przez Janczu-

kowicza [8], ale zgodną z prezentowaną przez Struk-Sokołowską [15]. Natomiast węgiel całkowity najsprawniej (o ponad 74,0%) usunięty został w komorze SBR 2, gdzie ścieki mleczarskie miały 20% udział, a z najmniejszym efektem (o 68,0%) podczas oczyszczania mieszaniny ścieków z 5% udziałem ścieków mleczarskich. Podobnie największą sprawność usunięcia Nog (przekraczającą 80,0%) odnotowano w SBR 2. Była ona mniejsza od prezentowanej przez Struk-Sokołowską [15], natomiast większa od podanej przez Janczukowicza [8]. Najlepszy średni efekt usuwania Pog odnotowano również w komorze SBR 2. Jego wartość kształtowała się na poziomie przekraczającym 71,0%, będąc wielkością nieco większą od prezentowanej przez Janczukowicza [8] i zdecydowanie mniejszą od podanej przez Struk-Sokołowską [15].

#### 4. Wnioski

Analiza wyników wykonanych pomiarów i obliczeń pozwala na następujące stwierdzenia:

1. Mieszaniny ścieków komunalnych i mleczarskich, przy ściśle kontrolowanych proporcjach różnią się składem jakościowo-ilościowym zanieczyszczeń.
2. Jakość przygotowanych do eksperymentu mieszanin ścieków komunalnych z udziałem ścieków z przemysłu mleczarskiego zapewniała właściwe biologiczne oczyszczanie metodą osadu czynnego zachowując odpowiednie proporcje między związkami węgla oraz azotu i fosforu.
3. W komorach SBR uzyskano średnią efektywność usuwania: ChZT w zakresie 95,5–96,6%, BZT<sub>5</sub> w przedziale 97,5–98,9%, C całkowitego w granicach 68,2–74,2%.
4. Azot ogólny usuwany był ze średnią efektywnością od 70,6 do 79,8%, fosfor ogólny w zakresie 63,8–71,1% w trzech modelowych komorach SBR.
5. Porównanie wyników analiz ścieków pobranych podczas procesu oczyszczania mieszanin ścieków komunalnych i mleczarskich, przy ściśle kontrolowanym udziale ścieków z przemysłu spożywczego pozwala stwierdzić, iż największą efektywność usunięcia większości zanieczyszczeń odnotowano przy objętościowym udziale ścieków mleczarskich równym 20% w komorze SBR 2.

*Podziękowania składamy pracownikom PWiK w Hajnówce, a w szczególności Panu Januszowi Bilkiewicz za pomoc w badaniach. Publikacja współfinansowana jest ze środków Unii Europejskiej w ramach Europejskiego Funduszu Społecznego w ramach projektu „Stypendia dla doktorantów kluczem rozwoju woj. podlaskiego” (nr projektu WND-POKL.08.02.01-20-070/11).*

## Literatura

1. **Anielak A.M.:** *Gospodarka wodno-ściekowa przemysłu mleczarskiego.* Agro Przemysł 2/2008, 57–59 (2008).
2. **Bartkiewicz B., Umiejewska K.:** *Oczyszczanie ścieków przemysłowych.* PWN, 2010.
3. **Buczak B.:** *Oczyszczanie ścieków mleczarskich z uwzględnieniem usuwania azotu – mity i rzeczywistość.* III Konferencja Naukowo-Techniczna nt.: Ochrona środowiska. Woda i ścieki w przemyśle spożywczym, Białystok, 2010.
4. **Dąbrowski W., Puchlik M.:** *Udział frakcji ChZT w ściekach mleczarskich w oczyszczalni stosującej intensywne usuwanie związków węgla, azotu i fosforu.* Rocznik Ochrona Środowiska (Annual Set the Environment Protection), 12, 735–746 (2010).
5. **Demirel B., Yenigun O., Onay T. T.:** *Anaerobic treatment of dairy wastewaters: a review.* Proc. Biochem., 40, 2583–2595 (2005).
6. **Grala A., Zieliński M., Dudek M, Dębowski M.:** *Efektywność oczyszczania ścieków mleczarskich w reaktorze beztlenowym o przepływie pionowym.* Inż. Ekolog. 22, 97–105 (2010).
7. **Ignatowicz K.:** *Use of natural waste materials as sorbents for limiting the migration of pesticides from graveyards.* Przemysł Chemiczny, 87, 5, 464–466 (2008).
8. **Janczukowicz W.:** *Usuwanie fosforu ze ścieków mleczarskich w bioreaktorze sekwencyjnym w obecności wybranych lotnych kwasów tłuszczowych (LKT).* Rozprawy i monografie 107, Wydawnictwo Uniwersytetu Warmińsko-Mazurskiego, Olsztyn, 2005.
9. **Janczukowicz W., Rodziewicz J., Filipkowska U.:** *Ocena procesów biologicznego usuwania azotanów (V) i fosforanów w komorze SBR z zewnętrznym źródłem węgla,* Rocznik Ochrona Środowiska (Annual Set the Environment Protection), 13, 453–470 (2011).
10. **Neczaj E., Kacprzak M., Kamizela T., Lach J., Okoniewska E.:** *Sequencing batch reactor system for the co-treatment of landfill leachate and dairy wastewater.* Desalination, 222, 404–409 (2008).



11. **Olkowska O.:** *Raport Rynek mleka – styczeń 2012*. Polska Federacja Hodowców Bydła i Producentów Mleka, 2012.
12. **Rajesh Banu J., Anandan S., Kaliappan S., Ick-Tae Y.:** *Treatment of dairy wastewater using anaerobic and solar photocatalytic methods*. *Solar Energy* 82, 812–819 (2008).
13. **Sadecka Z., Pluciennik-Koropczuk E.:** *Fracje ChZT w modelach biokinetycznych*. *Oczyszczanie ścieków i przeróbka osadów ściekowych*, Uniwersytet Zielonogórski, 39–48 (2009).
14. **Struk-Sokolowska J.:** *Zmiany udziału frakcji ChZT podczas oczyszczania ścieków komunalnych z dużym udziałem ścieków mleczarskich*. *Rocznik Ochrona Środowiska (Annual Set the Environment Protection)*, 13, 2015–2032 (2011).
15. **Struk-Sokolowska J.:** *Wpływ modernizacji oczyszczalni ścieków na frakcje ChZT oraz sprawność procesu oczyszczania*. *Gaz, Woda i Technika Sanitarna*, 6, 273–276 (2012).
16. **Tawfik A., Sobhey M., Badawy M.:** *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 (2008).
17. **Wojnicz M., Anielak A.M.:** *Badania nad możliwością oczyszczania ścieków przemysłu mleczarskiego w systemie SBR z wykorzystaniem zeolitu naturalnego*. W:// *Oczyszczanie ścieków i przeróbka osadów ściekowych*, Oficyna Wydawnicza Uniwersytet Zielonogórski, Zielona Góra, 2, 133–142 (2008).
18. **Wojnicz M.:** *Wpływ modyfikacji układu faz procesowych na efektywność oczyszczania ścieków przemysłu mleczarskiego w systemie SBR*. *Monografie PAN Komitetu Inż. Środ.*, 59, 2, Lublin, 2009.
19. *Wytyczne w zakresie wykorzystania produktów ubocznych oraz zalecanego postępowania z odpadami w rolnictwie i przemyśle rolno-spożywczym*, Ministerstwo Rolnictwa i Rozwoju Wsi, Instytut Technologiczno-Przyrodniczy, Falenty–Warszawa, listopad 2010.
20. **Ziętara W.:** *Tendencje zmian w produkcji mleka w Polsce*. *Rocznik Nauk Rolniczych*, seria G, 96, 1, 2009.

## **Municipal and Dairy Wastewater Co-treatment Using SBR Technology**

### **Abstract**

The aim of the study was to determine the proportion of raw municipal wastewater and dairy, at which the process co-treating the activated sludge treatment technology SBR occurs in the cells of most higher efficiency.

The study used real municipal wastewater, dairy and activated sludge taken from the wastewater treatment plant in Hajnówka. The study was conducted in an experimental model of chambers SBR. Prepared a mixture of municipal wastewater and dairy (with their 5, 20, 50 percent share), which was 8-hour cycle of SBR treatment chambers. Comparison of results of analyzes of wastewater collected during the treatment of mixtures of municipal wastewater and dairy, with the participation of a strictly controlled waste from the food industry to the conclusion that the most effective to remove most of the contaminants were recorded with the participation of dairy sewage volume of 20% in the chamber SBR 2.