

Polimery i koagulanty.
Wartość dodana

Firma Kemipol Sp. z o.o. w Policach, KEMIRA Industrial & Water, Finland

Polimery i koagulanty. Wartość dodana

Zawiera materiały na seminarium naukowo-techniczne
Opalenica – Poznań
20–22 września 2017

Projekt i skład okładki:

Joseph's sons Studio kreatywne | www.josephssons.pl



wydawnictwo

Wydawnictwo hogben

al. Papieża Jana Pawła II 7,8 U2B, 70-415 Szczecin

ISBN 978-83-63868-85-7

Skład i druk:

printshop – cyfrowe centrum druku, www.idruk.pl

Spis treści

BILANS ENERGETYCZNY I MASOWY NA OBIEKTACH ŚCIEKOWYCH

Ocena strategii poprawy bilansu energii oczyszczalni ścieków przy wykorzystaniu modeli komputerowych	11
---	-----------

Ewa Zaborowska

Krzysztof Czerwionka

Jacek Mąkinia

Politechnika Gdańska

Bilans masowy osadów w stabilizacji beztlenowej – nowe doświadczenia	27
---	-----------

Andrzej Wójtowicz

Wodociągi Słupsk

PROBLEMY Z SIARKOWODOREM – NOWE ROZWIĄZANIA

Zastosowanie wodorotlenku żelaza do usuwania H_2S z biogazu	35
---	-----------

Dariusz Bocheński

Przedsiębiorstwo Oczyszczania Ścieków Gubin-Guben Sp. z o.o.

Siarkowódor w biogazie – korzyści ekonomiczne oraz aspekty techniczno-technologiczne procesu suplementacji masy fermentacyjnej pod kątem usuwania siarkowodoru z biogazu	45
---	-----------

Grzegorz Piechota¹

Krzysztof Chmielewski²

¹ GP CHEM. Laboratorium Badania i Analizy Biogazu & Inkubator Realizacji Technologicznych

² Kemipol Sp. z o.o.

ROZWÓJ POLIMERÓW – PRODUKCJA/ APLIKACJE/BEZPIECZEŃSTWO

Nowa generacja polimerów produkowanych w Kemira – Bradford – pierwsze doświadczenia	55
--	-----------

Jakob Janukiewicz

Kemira Szwecja

Obecność monomeru akryloamidowego we flokulantach poliakryloamidowych i osadach ściekowych z przemysłu spożywczego w aspekcie bezpieczeństwa żywności	69
--	-----------

Ewelina Mroczek-Krzyżelewska

Piotr Konieczny

Uniwersytet Przyrodniczy w Poznaniu

Dawkowanie koagulantów i polimerów wspomagających procesy fizyko – chemiczne w Oczyszczalni Ścieków „Jamno”	79
--	-----------

Rafał Schmidt

Piotr Maciołek

Miejskie Wodociągi i Kanalizacja Sp. z o.o. w Koszalinie

NOWE ZASTOSOWANIA PRZEMYSŁOWE

Nowe aplikacje tradycyjnych produktów – doświadczenia europejskie	95
--	-----------

Bengt Hansen

Kemira Szwecja

Zastosowanie reagentów chemicznych w procesie oczyszczania ścieków i obróbki osadów w przemyśle drobiarskim na przykładzie Cedrob Ujazdówek	121
--	------------

Radosław Majewski

Cedrob Ujazdówek

Oczyszczanie ścieków przemysłu miedziowego z wykorzystaniem reakcji Fentona	137
--	------------

Katarzyna Prygiel-Sokołowska

„Energetyka” sp. z o.o., Legnica

NOWE WDROŻENIA NA DUŻYCH OBIEKTACH KOMUNALNYCH

**Zastosowanie koagulantu do kondycjonowania osadów
przefermentowanych, doświadczenia technologiczne w eksploatacji
linii odwadniania osadów w Oczyszczalni Ścieków Płaszów 157**

Paweł Latała

MPWiK Kraków

**Efekty stosowania PIX-u 113 do wspomagania procesu
technologicznego w rozbudowanej oczyszczalni ścieków w Trepczy . . 175**

Adam Czekański

Sanockie Przedsiębiorstwo Gospodarki Komunalnej Sp. z o.o.

**Efekty zastosowania PAX-18 w Oczyszczalni Ścieków
w Gorzowie Wlkp. 211**

Wiesława Radko

Radosław Kasperski

PWiK Gorzów Wielkopolski

**Poszukiwania najkorzystniejszego rozwiązania miejskiej oczyszczalni
ścieków 225**

Piotr Marczykowski

Marcin Martyniuk

Politechnika Warszawska

Współpraca merytoryczna – Zbigniew Heidrich

TECHNOLOGIE STOSOWANE NA ZWIEDZANYCH OBIEKTACH

**Centralna Oczyszczalnia Ścieków – technologia oczyszczania ścieków
i przeróbki osadów. 243**

Paulina Mizerna-Nowotna

Przemysław Olejniczak

AQUANET Poznań

**Lewobrzeżna oczyszczalnia ścieków dla miasta Poznania –
technologia oczyszczania ścieków i powietrza. 257**

Monika Pielach

Paulina Mizerna-Nowotna

AQUANET Poznań

KOAGULANTY/POLIMERY – DOŚWIADCZENIA PRAKTYCZNE KEMIPOLU

Praktyczne zasady postępowania z polimerami sypkimi i emulsjami . 271

Michał Strzałkowski

Kemipol Police

**Pomiar i sterowanie on-line z platformy KemiData w wybranych
aplikacjach i parametrach procesowych oczyszczalni 277**

Paweł Miler

Kemipol Police

BILANS ENERGETYCZNY I MASOWY NA OBIEKTACH ŚCIEKOWYCH

|||||

[illegible]

WPROWADZENIE

Bez względu na wielkość oczyszczalni największe zużycie energii występuje w części biologicznej, w szczególności w odniesieniu do napowietrzania, które odpowiedzialne jest za 50-75% całkowitego zużycia energii elektrycznej (Gao i in. 2014). Z tego powodu bardzo istotnym zagadnieniem jest odpowiednio dobrany system kontroli napowietrzania, który umożliwia spełnienie

wymogów formalnych jakości ścieków oczyszczonych przy jednoczesnej minimalizacji zużycia energii. Szczegółowe badania wykazały, że czynnikami ograniczającymi całkowitą efektywność energetyczną bioreaktorów są ładunki azotu amonowego zawartego w strumieniu z gospodarki osadowej oraz brak dostępnego źródła węgla do denitryfikacji (Descoins i in., 2012).

Ostatnio szeroko rozpowszechniony na całym świecie jest nowy paradygmat w oczyszczaniu ścieków. Chociaż nadrzędnym celem oczyszczalni pozostaje właściwe oczyszczanie ścieków, to należy uwzględniać możliwości odzysku z nich dostępnych zasobów oraz energii. Bilans energetyczny oczyszczalni można poprawić poprzez zmniejszenie zużycia energii lub zwiększenie udziału energii odnawialnej w celu pokrycia zapotrzebowania na energię. Nowe podejście ukierunkowane jest na osiągnięcie neutralnego lub nawet pozytywnego energetyczne oczyszczania ścieków, a także na znaczeniu odzysku azotu i fosforu (Gao i in., 2014). W tym kontekście należy zwrócić uwagę na chemiczne, podwyższone strącanie osadu wstępnego (CEPT) oraz zastosowanie procesu deamonifikacji (łączącego proces częściowej nitryfikacji oraz anammox) do usuwania azotu zawartego w odciekach z odwadniania osadu z komór fermentacyjnych.

Typowa efektywność osadników wstępnych wynosi od 40 do 60% dla zawiesiny ogólnej oraz 25-40% dla ChZT. Poprzez dozowanie reagentów chemicznych można ją zwiększyć do 80-90% w odniesieniu do zawiesiny ogólnej oraz 50-70% w odniesieniu do ChZT (Kroiss i Cao 2014). Koncepcja CEPT polega na maksymalnym wydzieleniu substancji organicznych w postaci osadu wstępnego w procesach koagulacji, flokulacji i sedymentacji, jako źródło odnawialnej energii w procesie fermentacji metanowej. Jednocześnie uzyskuje się znaczące ograniczenie zapotrzebowania na tlen do procesu biologicznej mineralizacji związków organicznych w bioreaktorach.

Proces deamonifikacji można zastosować do oczyszczania odcieków z odwadniania osadów po procesie fermentacji metanowej. Typowo wprowadzają one od 10 do 30% ładunku azotu do bioreaktorów. Ich oczyszczanie w tym procesie w wydzielonych obiektach ciągu bocznego wiąże się ze zużyciem ok. połowy energii do napowietrzania i brakiem zapotrzebowania na związki organiczne w porównaniu do typowego układu procesów nitryfikacja-denitryfikacja (Siegrist i in. 2008).

Celem pracy jest przedstawienie strategii poprawy bilansu energii oczyszczalni ścieków przy wykorzystaniu modeli komputerowych na przykładzie oczyszczalni w Słupsku. Proponowane strategie obejmują chemiczne podwyższone usuwanie osadów wstępnych oraz oczyszczanie odcieków z odwadniania osadów przefermentowanych w procesie deamonifikacji. Symulacje umożliwiły oszacowanie zwiększonego wytwarzania biogazu i zmniejszenie zużycia

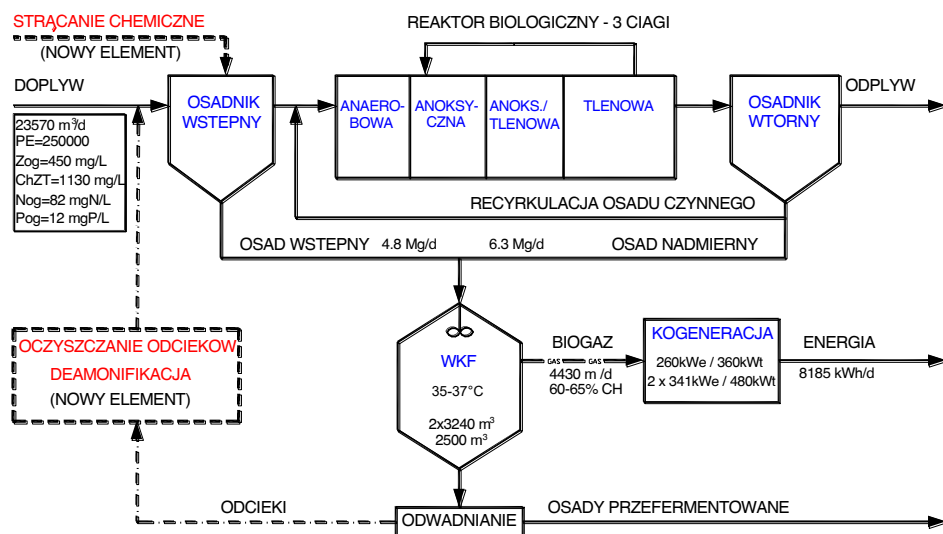
energii w celu napowietrzania. Wykazano, że proponowane rozwiązania mogą prowadzić do neutralności energetycznej analizowanej oczyszczalni.

METODYKA BADAŃ

CHARAKTERYSTYKA OCZYSZCZALNI W SŁUPSKU

Analizowana oczyszczalnia jest dużym obiektem oczyszczającym ścieki z miasta Słupska i okolic, przy średnim przepływie 20 000 – 25 000 m³/d. Projektowana wielkość oczyszczalni wynosi 200 000 RLM. Uproszczony schemat technologiczny oczyszczalni przedstawiono na rys. 1. Usuwanie osadów wstępnych realizowane jest w osadnikach typu radialnego. Aktualnie nie są dozowane czynniki strącające osad w tych osadnikach. Proces oczyszczania biologicznego realizowany jest w trzech ciągach bioreaktorów, obejmujących komory beztlenowe, anoksydacyjne i tlenowe oraz osadniki wtórne typu radialnego. Zastosowany w oczyszczalni układ umożliwia zmianę warunków beztlenowych na anoksydacyjne oraz anoksydacyjnych na tlenowe w wybranych komorach. Recyrkulacja wewnętrzna może być kierowana z komory tlenowej (nitrifikacji) do wybranej komory anoksydacyjnej. Powietrze jest dostarczane przez system napowietrzania drobnopęcherzykowego zasilany przez cztery dmuchawy, każda o mocy znamionowej 160 kW.

W tabeli 1 przedstawiono porównanie zapotrzebowania na energię dla oczyszczalni w Słupsku w odniesieniu do wartości typowych dla innych obiektów.



Rys. 1. Schemat oczyszczalni ścieków w Słupsku obejmujący proponowane modyfikacje (linia przerywana) (na podstawie Zaborowska i in. 2017).

Tabela 1. Charakterystyka produkcji i wykorzystania energii elektrycznej w oczyszczalni Słupsk (dane z 2013 roku)

Charakterystyka produkcji i wykorzystania energii elektrycznej	Oczyszczalnia Słupsk	Inne obiekty
Jednostkowe zapotrzebowanie, kWh/m ³ ścieków	0,48	0,3-0,8
Jednostkowe zapotrzebowanie, kWh/kg _{ChZT}	0,43 (0,58)	0,5-1,2
Udział napowietrzania w zapotrzebowaniu, %	53	50-75
Udział energii z kogeneracji biogazowej, %	73	30-70, ~100

*) średnia roczna w rozważanym roku eksploatacji

**) w obiektach stosujących dodatkowe substraty (kofermentację) lub zmodyfikowaną technologię

BADANIA W SKALI LABORATORYJNEJ

Badania laboratoryjne przeprowadzono w celu określenia optymalnych dawek reagentów służących do strącania osadu w osadnikach wstępnych. Jako reagenty strącające zastosowano:

- techniczny siarczan żelaza (III), przy dawkach 50, 75 i 100 g/m³ (w postaci PIX 113 firmy Kemipol),
- flokulant anionowy A110 firmy Kemipol, z dawką 0,2, 1,0, 2,0 i 3,0 g/m³.

W badaniach zastosowano uśrednione dobowo próby ścieków surowych, pobranych po kratkach w oczyszczalni Słupsk. Do 1 dm³ ścieków surowych umieszczonych w szklanych zlewkach dodawano określone dawki PIX 113. Zawartość intensywnie mieszano przy pomocy mieszadła magnetycznego przez 30 sekund (400 obr./min). Następnie dodawano określone dawki flokulanta i zawartość mieszano powoli przez 10 minut (130 obr./min.). Po tym czasie ścieki poddawano 2-godzinnej sedymentacji, po której dekantowano ciecz znad osadu. Równoległe próbkę ścieków surowych bez dozowania reagentów poddawano procesowi 2-godzinnej sedymentacji.

BADANIA W SKALI TECHNICZNEJ

Zasadnicze badania w skali technicznej w oczyszczalni ścieków w Słupsku, przeprowadzono w okresie od 08.09.2016 (godz. 8⁰⁰) do 12.09.2016 (godz. 8⁰⁰). W okresie poprzedzającym, tj. od 5.09 do 7.09 testowano poprawność funkcjonowania urządzeń pomiarowych stosowanych w czasie badań, a także dopracowywano na miejscu szczegóły organizacyjne związane z poborem i przekazywaniem prób (w szczególności tych z godzin nocnych), wykonywaniem oznaczeń oraz wykonywaniem i zapisywaniem odczytów z urządzeń pomiarowych zlokalizowanych w oczyszczalni.

Badania były podzielone na 3 okresy:

- od godz. 8⁰⁰ dnia 08.09.2016 do godz. 8⁰⁰ dnia 09.09.2016 – brak dozowania reagentów (wartości referencyjne) – 24 h,
 - od godz. 8⁰⁰ dnia 09.09.2016 do godz. 8⁰⁰ dnia 11.09.2016 – dozowanie wybranych reagentów w części mechanicznej oczyszczalni (dla całego obiektu) – 48 h,
 - od godz. 8⁰⁰ dnia 11.09.2016 do godz. 8⁰⁰ dnia 12.09.2016 – brak dozowania reagentów – 24 h.
- Łączny czas badań wynosił 96 h.

METODY ANALITYCZNE

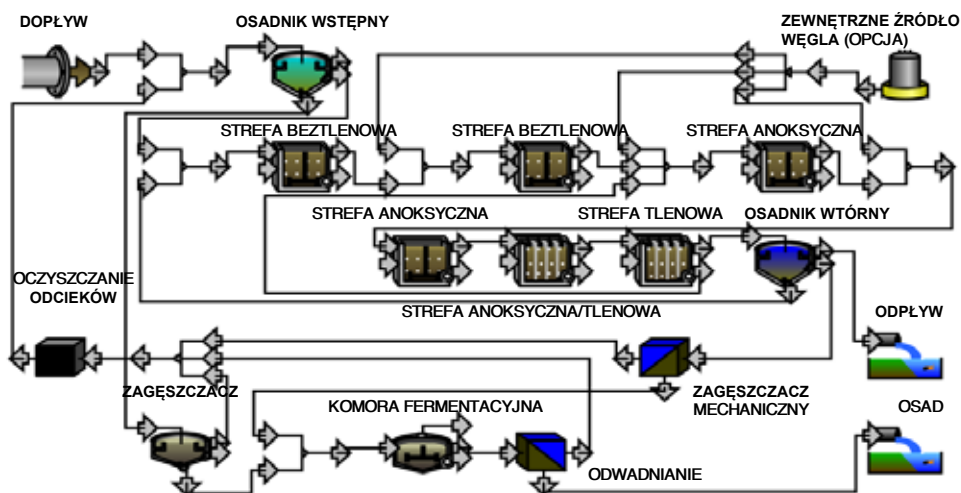
Zawiesina ogólna i organiczna była mierzona metodą grawimetryczną według Polskich Norm (PN-72/C-04559). Całkowita i/lub rozpuszczona frakcja ChZT oraz $\text{PO}_4\text{-P}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$, $\text{NH}_4\text{-N}$ oznaczano metodą testów kuwetowych na spektrofotometrze Xion 500 (Hach Lange GmbH, Niemcy).

PROCEDURA MODELOWANIA

Do modelowania pracy oczyszczalni zastosowano program GPS-X ver. 6.4. (Hydromantis, Inc, Kanada). Obejmował on oddzielne modele dedykowane do następujących procesów jednostkowych: zmodyfikowany model ASM2d dla osadu czynnego i model MantisAD do fermentacji beztlenowej. Zastosowane w tej pracy modyfikacje modelu ASM2d zostały szczegółowo opisane przez Swinarski i in. (2012). MantisAD jest modelem opracowanym przez zespół Hydromantis w celu uproszczenia modelowania procesu fermentacji beztlenowej i dedykowany obiektom o ograniczonej ilości danych (Copp i in., 2005).

Model komputerowy przygotowany dla oczyszczalni w Słupsku w programie GPS-X przedstawiono na rys. 2. Ikony reprezentują oddzielne modele procesów, w tym sedymentację osadów wstępnych oraz beztlenowe, anoksydacyjne i tlenowe etapy oczyszczania biologicznego w linii ściekowej, a także procesy gospodarki osadowej z uwzględnieniem zagęszczania oraz fermentacji beztlenowej. Linia osadowa została rozszerzona o obiekt symulujący usuwanie azotu w procesie deamonifikacji. Ikona „zewnętrzne źródło węgla” oznacza opcję dozowania zewnętrznego źródła węgla organicznego (w postaci reagenta KEM Carbo firmy Kemipol) do reaktorów biologicznych w przypadku deficytu węgla dla prawidłowego przebiegu procesu denitryfikacji. Dozowanie reagentów do strącania wstępnego zostało symulowane przez zmianę efektywności usuwania zawieszin w osadniku wstępnym.

Modelowanie obejmowało trzy główne etapy: kalibrację i walidację komór osadu czynnego i komory fermentacji metanowej oraz symulację strategii związanych z podwyższonym strącaniem osadów wstępnych i zastosowa-



Rys. 2. Model komputerowy oczyszczalni ścieków w Słupsku (na podstawie Zaborowska i in. 2017)

niem oczyszczania odcieków z odwadniania osadów przefermentowanych w procesie deamonifikacji.

WYNIKI BADAŃ

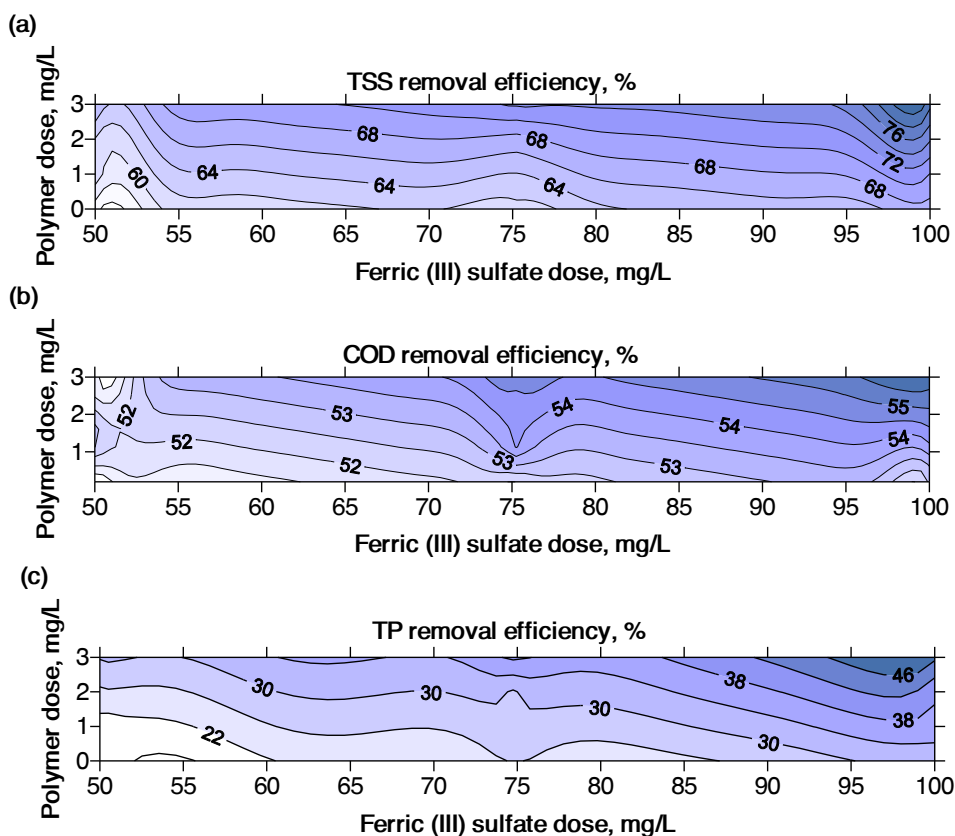
STRĄCANIE WSTĘPNE

W analizowanych próbach ścieków surowych stężenie ChZT wahało się od 1158 do 2218 g/m³, w tym 38,5% stanowiła frakcja rozpuszczona. Średnie stężenia azotu i fosforu wynosiły odpowiednio 82,9 (± 10,4) g N/m³ i 16,4 (± 2,9) g P/m³. Średnie stężenie zawiesiny ogólnej wyniosło 558 g/m³, w tym 71% stanowiła frakcja organiczna. Po 2 godzinach sedimentacji (bez dodawania reagentów) średnia efektywność usuwania wynosiła 43,3% dla ChZT, 18,9% dla P_{og}, 7,7% dla N_{og} i 59% dla zawiesiny ogólnej (w tym 66% dla zawiesiny organicznej).

Efektywność podwyższonego usuwania zawiesiny ogólnej w procesie strącania wstępnego zależała od dawek zastosowanych reagentów. Przykładowe wyniki w odniesieniu do zawiesiny ogólnej, ChZT i fosforu ogólnego przedstawiono na rys. 3. Efektywność usuwania zawiesiny ogólnej osiągnęła maksymalną wartość 78,6% (87,2% dla zawiesiny organicznej) dla maksymalnych, zastosowanych dawek reagentów. Skuteczność usuwania ChZT wahała w zakresie od 50,5 do 55,8%. Zaobserwowano negatywny wpływ przedawkowania Fe₂(SO₄)₃ przy niskich dawkach polimeru A110. Przy zastosowaniu dawki Fe₂(SO₄)₃ równej 75 g/m³ Fe₂(SO₄)₃ i 1 g/m³ polimeru A110 otrzymano sto-

sunkowo wysokie wartości efektywności usuwania zanieczyszczeń, w tym skuteczność usuwania frakcji zawiesinowej ChZT wyniosła 95%. Uzyskane w trakcie badań laboratoryjnych wyniki były podobne do wyników podanych przez De Feo i in. (2008). W przypadku fosforu ogólnego efektywność jego usuwania była stosunkowo niska (19,7-46,8%). Wynikało to głównie z małej podatności na usuwanie w procesie sedymentacji małych cząstek zawiesiny zawierającej fosforan żelaza (III).

Wyniki uzyskane przy dozowaniu $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ i polimeru anionowego były porównywalne z wynikami wcześniejszych badań, w których zastosowano koagulanty organiczne (Czerwionka i in., 2015). Jednak wysokie ceny tych koagulantów prowadziły do ujemnego bilansu kosztów.



Rys. 3. Efektywność usuwania zawiesiny ogólnej (a), ChZT(b) i P_{og} (c) ze ścieków surowych przy dozowaniu siarczanu żelaza (III) (PIX 113) i polimeru anionowego (A110) (na podstawie Zaborowska i in. 2017)

BADANIA W SKALI TECHNICZNEJ

Na podstawie wyników badań laboratoryjnych, do badań w skali technicznej w oczyszczalni Słupsk wytypowano następujące reagenty:

- koagulant żelazowy PIX-113, przy dawce wynoszącej 100 g/m³ ścieków,
- polielektrolit anionowy A110, przy dawce wynoszącej 1 g/m³ ścieków.

Koagulat PIX-113 wprowadzany był do kanału przed piaskownikiem napowietrzanym (fot. 1), przy wykorzystaniu istniejącej w oczyszczalni instalacji dozującej ten reagent. Wydajność pomp dozujących ustawiono w oparciu o średni przepływ ścieków surowych. Polielektrolit A110 został dostarczony na teren oczyszczalni w czterech paletozbiornikach o pojemności 1 m³ każdy. Do dozowania tego reagenta wykorzystano specjalistyczny zestaw pompowy umieszczony w zamykanym kontenerze transportowym. Przy założonym stężeniu polielektrolitu, zużycie reagenta wynosiło 1 m³ w czasie 12 godzin pracy instalacji. Polielektrolit dozowany był do komory rozdziału (znajdującej się przed osadnikami wstępnymi) za pomocą układu zraszającego (fot. 2).



Fot. 1. Dozowanie PIX-113 do kanału przed piaskownikiem



Fot. 2. Instalacja do dozowania polielektrolitu A110 do komory rozdziału przed osadnikami wstępnymi w trakcie badań w oczyszczalni Słupsk

Jako zabezpieczenie wymaganych parametrów jakości ścieków oczyszczonych w odniesieniu do azotu ogólnego zastosowano układ automatycznego dozowania zewnętrznego źródła węgla organicznego, w postaci reagenta KEM Carbo firmy Kemipol. Obejmował on stację dozowania (fot. 3) współpracującą z sondą pomiarową stężenia azotanów w odpływie z jednego z bioreaktorów.



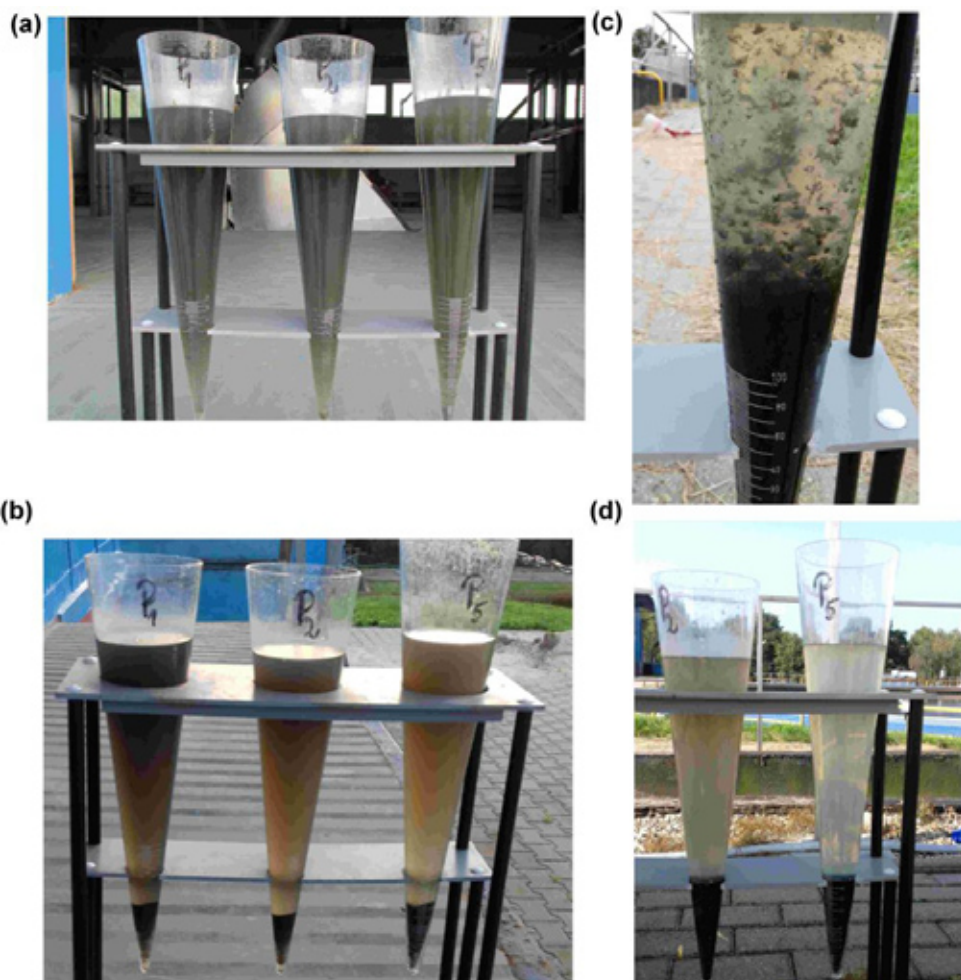
Fot. 3. Instalacja dozowania zewnętrznego źródła węgla organicznego do reaktora biologicznego (Mąkinia i in. 2013).

W trakcie dozowania reagentów wykonano wizualną ocenę skuteczności ich dozowania w odniesieniu do objętości wydzielonego osadu oraz klarowności cieczy nadosodowej w lejach Imhoffa (fot. 4). W tym celu kilkakrotnie pobrano próby ścieków surowych (P1 na fot. 4), po dozowaniu reagenta PIX-113 (P2 na fot. 4) oraz po dozowaniu polielektrolitu A110 (P5 na fot. 4).

Na podstawie przeprowadzonych obserwacji stwierdzono, że dozowanie wybranych reagentów przy założonych wstępnie dawkach skutkuje zauważalnym wzrostem wielkości i ilości wydzielanych osadów oraz wzrostem klarowności cieczy nadosadowej. Jednocześnie objętości osadów po 2 godzinach sedymentacji były zbliżone, co wskazuje na dobre właściwości zagęszczające osadów powstających w procesie koagulacji.

Nie stwierdzono istotnych różnic w stężeniach azotu azotanowego w odpływie z komór osadu czynnego dla okresu przed i w trakcie dozowania re-

agentów. Natomiast stężenie fosforu fosforanowego było wyraźnie niższe w okresie dozowania reagentów.



Fot. 4. Wpływ dozowania reagentów PIX 113 i A110 na koagulację zanieczyszczeń zawartych w ściekach surowych w trakcie badań w skali technicznej (P1 – próbka ścieków surowych, P2 – próbka pobrana przed piaskownikiem, po wprowadzeniu reagenta PIX113, P5 próbka pobrana z komory rozdziału, po wprowadzeniu polielektrolitu A110), (a) próbki bezpośrednio po pobraniu, (b) próbki po 2 h sedymentacji (9.09), (c) szczegółowy obraz flokulacji zawiesin w próbce P5, (d) próbki po 2 h sedymentacji (10.09)

SYMULACJE STRATEGII POPRAWY BILANSU ENERGII

W ramach symulacji uwzględniono wpływ dwóch strategii modernizacji zakładu. Pierwsza strategia przewidywała zwiększoną produkcję osadu wstępnego w wyniku dozowania reagentów chemicznych w części mechanicznej oczyszczalni. Druga strategia zakładała zastosowanie procesu deamonifi-

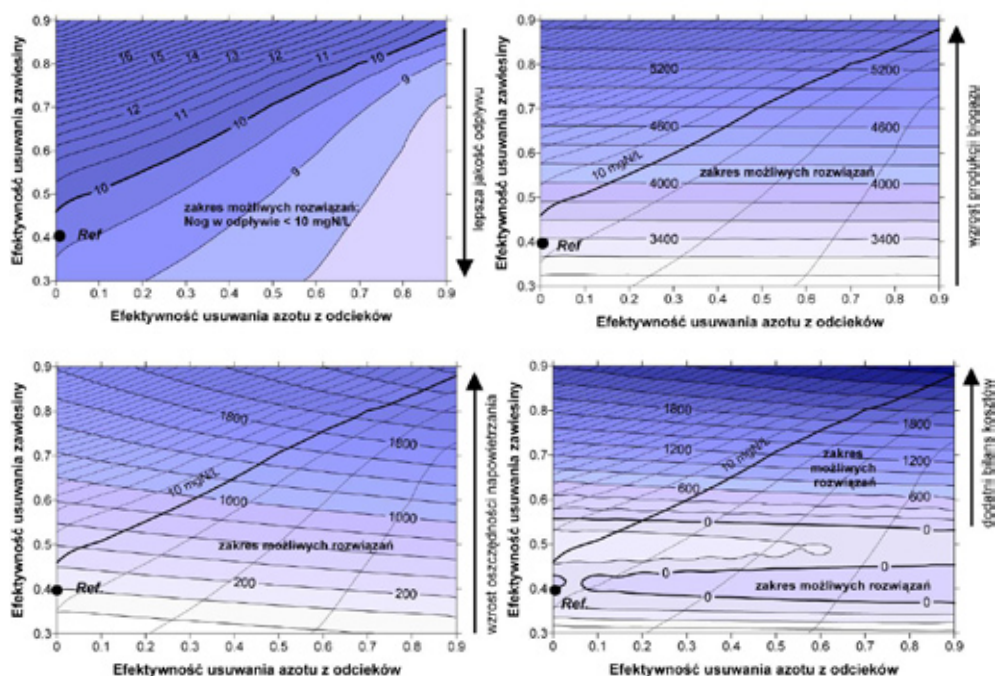
kacji do oczyszczania odcieków powstających w trakcie odwadniania osadu przefermentowanego. Przy opracowaniu strategii zakładano utrzymanie rzeczywistych warunków operacyjnych, w tym charakterystykę ścieków dopływających, wartości recyrkulacji zewnętrznej oraz stężenie zawiesiny ogólnej w osadzie wstępnym i nadmiernym osadzie czynnym.

W pierwszej strategii efektywność usuwania zawiesiny ogólnej w osadniku wstępnym była wartością zmienną, w zakresie od 30% do 90%, z 10% krokiem. Przy czym wartość odniesienia wynosiła 40%, podczas gdy 80% stanowi maksymalną wartość osiągniętą w badaniach laboratoryjnych. W efekcie zmienny był także stosunek osadów wstępnych do nadmiernego osadu czynnego oraz objętość osadów zmieszanych kierowanych do komór fermentacyjnych. Przy maksymalnej efektywności usuwania zawiesin w osadniku wstępnym, wielkość obciążenia komór zawiesiną organiczną wzrosła o 19% do wartości $1,56 \text{ kg/m}^3 \text{ d}$. Spowodowało to spadek hydraulicznego czasu zatrzymania do 17,4 dnia. Uzyskany stopień wykorzystania frakcji organicznej osadu w komorze fermentacyjnej wzrósł o 8%, a jednostkowa wydajność produkcji biogazu zwiększyła się o 9%. W tym ostatnim przypadku wydajność osiągnęła $1,19 \text{ m}^3/\text{kg}$ zawiesiny organicznej.

W drugiej strategii wartością zmienną była efektywność usuwania azotu z odcieków z odwadniania osadu przefermentowanego. Przyjęto wartości w zakresie od 0% (dla stanu odniesienia) do 90%, z krokiem co 10%. Symulacje przeprowadzono dla stałej wartości stężenia tlenu rozpuszczonego ($2 \text{ g O}_2/\text{m}^3$) w strefie aerobowej bioreaktora. Obserwowany spadek natężenia przepływu powietrza nie przekraczał 5% dla maksymalnej efektywności usuwania azotu. Udział azotu zawartego w odciekach do azotu zawartego w ściekach surowych wynosił tylko o 0,15 dla warunków stanu odniesienia. Z drugiej strony zaobserwowano znaczną zmianę w zapotrzebowaniu powietrza dla pierwszej strategii skutkującej zwiększonym obniżeniem (o 25%) dla 80% skuteczności usuwania zawiesin w osadniku wstępnym.

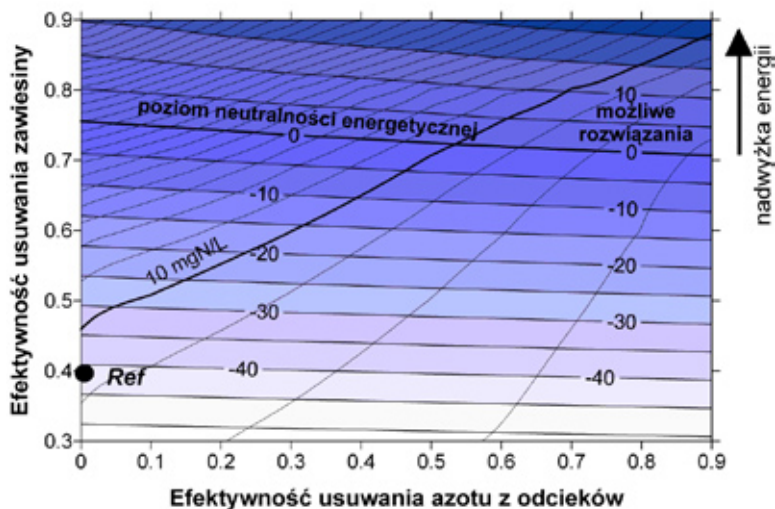
Bilans energii elektrycznej obliczano równocześnie dla każdej wartości analizowanych zmiennych. Obliczenia obejmowały symulowane zużycie energii i oszczędności w zakresie napowietrzania osadu czynnego i potencjalnej produkcji energii z biogazu. Odzysk energii w jednostce kogeneracji przyjęto na poziomie 32%, co odpowiadało rzeczywistym warunkom eksploatacyjnym w badanej instalacji. Wartość opałową biogazu oszacowano jako $22,3 \text{ MJ/m}^3$ przy zawartości metanu na poziomie 62%. Obliczenia uzupełniające obejmowały bilans kosztów. Koszty energii obliczono dla uśrednionej ceny energii elektrycznej 0,7 PLN za kWh. W przypadku chemikaliów stosowanych do wytrącania przyjęto następujące ceny: 0,55 PLN za kg siarczynu żelaza (III) i 9,0 PLN za kg polimeru A110. W cenę wliczono koszt transportu.

Na rys. 4 przedstawiono wyniki analiz wrażliwości dla proponowanych strategii w warunkach letnich. Rys. 4a przedstawia zakres dopuszczalnych wyników, które są zgodne z polskimi normami dla stężenia azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych (10 g N/m^3). Możliwe było założenie maksymalnej dopuszczalnej efektywności usuwania zawieszin w osadniku wtórnym na poziomie około 80%, pod warunkiem że równocześnie usunięto 90% ładunku azotu zawartego w odciekach. Wyniki te zostały przeniesione na inne wykresy. Korzystnym efektem pierwszej strategii jest zwiększona produkcja biogazu, a w konsekwencji zwiększona produkcja energii w jednostce kogeneracji. Wpływ na wielkość produkcji biogazu ma zmienną wartość efektywności usuwania zawieszin w osadniku wstępnym (rys. 4b). Maksymalny potencjalny wzrost produkcji energii z biogazu wynosi 56% w porównaniu ze stanem odniesienia. Obie strategie powodowały zmniejszenie zużycia energii w celu napowietrzania (do 36%). Decydujące znaczenie na oszczędności energii na napowietrzanie ma ładunek zawieszin usunięty w osadniku wstępnym (rys. 4c). Bilans kosztów jest również silnie uzależniony od ilości osadu wydzielonego w osadniku wstępnym (rys. 4d). Pozytywne wyniki można uzyskać pod kątem relacji między ceną energii a cenami i dawkami koagulantów/flokulan-



Rys. 4. Modelowe prognozy dotyczące: (a) stężenia N_{og} w ściekach oczyszczonych w gN/m^3 , (b) produkcji biogazu w m^3/d , (c) oszczędności energii na napowietrzanie w kWh/d , (d) bilansu kosztów w PLN/d . „Ref” oznacza aktualną wartość dla oczyszczalni w Słupsku (stan referencyjny) (na podstawie Zaborowska i in. 2017)

tów. Zmniejszone zużycie energii do napowietrzania w wyniku usunięcia azotu z odcieków z odwadniania osadów było mniejsze. Dla obecnego poziomu odzysku energii w kogeneracji i ceny energii dla badanej oczyszczalni, głównym czynnikiem determinującym dodatnie saldo kosztów jest wybór reagentów do strącania wstępnego.



Rys. 5. Przewidywane w modelu warunki neutralności energetycznej, % (na podstawie Zaborowska i in. 2017)

W okresie letnim jednostkowe zapotrzebowanie na energię (0,52 kWh/m³) było wyższe w porównaniu ze średnią roczną, a udział energii z biogazu wyniósł zaledwie 59%. Symulowane wyniki stanu neutralności energetycznej w tym okresie przedstawiono na rys. 5. Wyniki wskazują, że „punkt neutralny” znajduje się dla 75% efektywności usuwania zawiesiny ogólnej w osadniku wstępnym i 50% efektywności usuwania azotu z odcieków, utrzymując jednocześnie wymagane stężenie N_{og} w ściekach oczyszczonych. Maksymalny osiągalny wynik wyniósł 23% powyżej poziomu neutralności energetycznej. Dla 67% efektywności usuwania zawiesin deficyt energii (12%) był podobny do wyników (19%) podanych przez Gori i in. (2013). Oczyszczalnia Ścieków w Strass wykazała wyższą produkcję energii elektrycznej w porównaniu do zużycia energii i uzyskała 108% efektywności odzysku energii w 2005 r. (Kroiss i Cao 2014).

PODSUMOWANIE

Na podstawie wykonanych badań można sformułować następujące wnioski:

- możliwy jest potencjalny wzrost produkcji biogazu w komorze fermentacyjnej: do 56%, oraz redukcja zapotrzebowania na energię do napowietrzania: do 36%,
- proponowane usprawnienia technologiczne poprawiają bilans energii oraz mogą prowadzić do osiągnięcia samowystarczalności energetycznej oczyszczalni,
- zakres rozwiązań obejmujący dodatni bilans energii został wyznaczony przy efektywności usuwania zawiesiny w osadniku wstępnym $\geq 75\%$ oraz skuteczności usuwania azotu z odcieków $\geq 50\%$,
- cena koagulantów/flokulantów w relacji do cen energii elektrycznej stanowi główny czynnik determinujący dodatni bilans kosztów.

PODZIĘKOWANIA

Badania zrealizowano w ramach projektu BARITECH współfinansowanego ze środków Funduszy Norweskich, w ramach programu Polsko-Norweska Współpraca Badawcza, Konkurs Główny, realizowany przez Narodowe Centrum Badań i Rozwoju, umowa nr pol-nor/197025/37/2013.

Instalacja dozowania zewnętrznego źródła węgla organicznego została wykonana w ramach projektu INCAS nr UDA-POIG.01.03.01-22-140/09-04 finansowanego ze środków Europejskiego Funduszu Rozwoju Regionalnego w ramach Programu Operacyjnego „Innowacyjna Gospodarka”.

LITERATURA

- Copp J.B., Belia E., Snowling S., Schraa O. 2005 Anaerobic digestion: a new model for plant-wide wastewater process modelling. *Water Science and Technology*, 52(10-11), 1-11.
- Czerwionka K., Szyszko M., Tuszyńska A., Makinia J. 2015 Impact of enhanced pretreatment on biological nutrient removal in municipal wastewater treatment plants. In: *IWA Specialist Conference on Nutrient Removal and Recovery: moving innovation into practice proceedings*, Gdansk, Poland, 18-21.05.2015.
- De Feo G., De Gisi S., Galasso M. 2008 Definition of a practical multi-criteria procedure for selecting the best coagulant in a chemically assisted primary sedimentation process for the treatment of urban wastewater. *Desalination*, 230, 229-238.
- Descoins N., Deleris S., Lestienne R., Trouvé E., Maréchal F. 2012 Energy efficiency in waste water treatments plants: Optimization of activated sludge process coupled with anaerobic digestion. *Energy*, 41, 153-164.
- Gao H., Scherson Y.D., Wells G.F. 2014 Towards energy neutral wastewater treatment: methodology and state of the art. *Environmental Science: Processes Impacts*, 16, 1223-1246.
- Gori R., Giaccherini F., Jiang L.-M., Sobhani R., Rosso D. 2013 Role of primary sedimentation on plant-wide energy recovery and carbon footprint. *Water Science and Technology*, 68(4), 870-878.
- Hernández-Sancho F., Molinos-Senante M., Sala-Garrido R. 2011 Energy efficiency in Spanish wastewater treatment plants: A non radial DEA approach. *Science of the Total Environment*, 409, 2693-2699.
- Kroiss H., Cao Y. 2014 Energy considerations. In: *Activated Sludge – 100 Years and Counting*. Jenkins D., Wanner J. (ed.), IWA Publishing, London, 221-244.

- Mąkinia J., Czerwionka K., Darul H. (2013). Dawkowanie odpadów z produkcji alkoholu dla poprawy efektywności denitryfikacji i bilansu energetycznego w oczyszczalni ścieków „RUPTAWA” w Jastrzębiu Zdrój. Forum Eksploatatora, nr 3/2013 (66), 38-42.
- Siegrist H., Salzgeber D., Eugster J., Joss A. 2008 Anammox brings WWTP closer to energy autarky due to increased biogas production and reduced aeration energy for N-removal. Water Science and Technology, 57(3), 383-388.
- Swinarski M., Makinia J., Stensel H.D., Czerwionka K., Drewnowski J. 2012 Modeling external carbon addition in biological nutrient removal processes with an extension of the International Water Association activated sludge model. Water Environment Research, 84(8), 646-655.
- Zaborowska E., Czerwionka K., Makinia J. 2017 Strategies for Achieving Energy Neutrality in Biological Nutrient Removal Systems – a Case Study of the Slupsk WWTP (northern Poland). Water Science and Technology, 75(3), 727-740.

sama. No bo gdzie mogłaby zniknąć?. Domieszki mineralne w biogazie nie stanowią żadnego istotnego znaczenia dla bilansu.

Podobne uproszczenie dotyczyło również ubytku masy mineralnej w odciekach. Węzeł odwodnieniowy bilansowany był tylko z uwagi na zmianę wilgotności i ewentualnie zawiesinę ogólną, która nawet w dużej ilości nie miała znaczącego wpływu na bilans. O ile nie było zbyt głębokiego procesu rozkładu szczególnie biologicznego osadu nadmiernego, to błędy były „akceptowalne” i stanowiły ok. 5-10%.

Intensyfikacja procesów fermentacji spowodowała znaczny wzrost mineralnych ładunków zwrotnych, szczególnie takich jak zasadowość i azot. Również struwit, o ile jest odprowadzany z ciągu osadowego i nie stanowi masy osadów odwodnionych, może mieć znaczenie dla poprawnego bilansowania, choć już w mniejszym stopniu.

Przy intensywnej fermentacji stężenie amoniaku wzrasta do poziomu $1\,500 \div 1\,800 \text{ mg/dm}^3$, a w przypadku głębokiej wymuszonej hydrolizy nawet do ok. $3\,000 \text{ mg/dm}^3$. Zważywszy, że inhibicja fermentacji zaczyna się od $1\,500 \text{ mg N-NH}_4/\text{dm}^3$, a toksyczne oddziaływanie na proces od $3\,000 \text{ mg N-NH}_4/\text{dm}^3$ sam ten fakt jest już zmartwieniem technologów poszukujących strategii zmniejszenia ryzyka procesowego. Ale to już na odrębny artykuł.

Zwrot zasadowości jest jeszcze bardziej widoczny. W przypadku OS Słupsk jest to poziom ok. $6\,000 \text{ mg CaCO}_3/\text{dm}^3$, ale już w intensyfikacji procesu (np. przy hydrolizie termicznej THP) są to ilości na poziomie ok. $30\,000 \text{ mg CaCO}_3/\text{dm}^3$.

Stężenia poszczególnych substancji będą wzrastały wraz z koncentracją osadu w komorach, tj. obciążeniem komór suchą masą poszczególnych osadów. W przypadku wysokotermicznych procesów do komór będzie trafiać osad o dużym stopniu zagęszczenia (ok. 15-18% s.m.), natomiast uwzględniając zwrot wilgotności z redukcji organiki na poziomie $0,7 \text{ kg/kg}$ zredukowanej organiki, komora pracować będzie ze stężeniem ok. 3,5-5 s.m.%, w zależności od stopnia rozkładu. Dlatego warunki prowadzenia procesu należy brać pod uwagę planując holistycznie cały proces przeróbki osadów wraz z prawidłowym funkcjonowaniem ciągu ściekowego oczyszczalni.

Odnosząc stężenia do masy odcieków zależnej od stopnia zagęszczenia osadów i kosubstratów wejściowych oraz redukcji organiki w procesie fermentacji, mineralne ładunki zwrotne mogą znacząco zakłócić bilans, szczególnie, że obliczenie redukcji masy organicznej bazuje na wartości substancji mineralnych w osadzie przefermentowanym. W zależności od stopnia redukcji i intensywności procesu masa mineralna odprowadzana w odcieku może stanowić od $10 \div 80\%$ ładunku na wejściu do procesu, co będzie miało olbrzymie znaczenie dla wartości bilansowych.

Tabela 1. Przykładowy dobowy bilans masowy osadów dla oczyszczalni komunalnej o obciążeniu ok. 200 000 RLM z głęboką fermentacją, bez kofermentacji

SUROWIEC	MASA [Mg/d]	s.m.	s.m.org.	kg s.m.	kg s.m.org.	kg s.m.min.	H ₂ O [Mg/d]
osad wstępny zagęszczony	96,0	5,00%	80,0%	4 800,0	3 840,0	960,0	91,2
osad nadmierny zagęszczony	90,0	8,00%	80,0%	7 200,0	5 760,0	1 440,0	82,8
RAZEM OSAD MIESZANY	186	6,45%	80,0%	12 000,0	9 600,0	2 400	174,0
wstępny po fermentacji	94,6	1,27%	60,0%	1 200,0	720,0	480,0	93,4
nadmierny po fermentacji	88,1	2,73%	70,0%	2 400,0	1 680,0	720,0	85,7
OSAD PRZEFERMENTOWANY	182,6	1,97%	66,7%	3 600,0	2 400,0	1 200	179,0
ZREDUKOWANO RAZEM	3,4	4,48%	75,00%	70,0%	7 200,0	1 200,0	-5,0
zredukowany wstępny	1,4	3,73%	81,25%	75,00%	3 120,0	480,0	-2,2
zredukowany nadmierny	1,9	5,27%	70,83%	66,67%	4 080,0	720,0	-2,9
OSAD ODWODNIONY	18,0	20,00%	66,7%	3 600,0	2 400,0	1 200	14,4

Dla przykładu podanego w tabeli 1 przyjęto redukcję masy mineralnej odpowiedniej dla ładunku odpowiadającemu stężeniom łącznym ($\text{CaCO}_3 + \text{N-NH}_4 + \text{P}$) na poziomie 7 900 ppm. Jak wynika z przedstawionego bilansu masowego redukcja organiki jest na bardzo wysokim poziomie 70%, produkcja biogazu wynosi ok. 6 100 Nm^3/d , a pomimo to masa organiczna w osadzie przefermentowanym jest wysoka i wynosi blisko 67%.

Jednostkowa produkcja osadu również wykazuje bardzo niską wartość ok. 7 kg s.m. /RLM/rok, co jest wartością odbiegającą od znanej dotychczas wartości minimalnej określanej na poziomie 12÷14 kg s.m./RLM/rok.

Intensyfikacja procesów stabilizacji beztlenowej wymaga uwzględnienia w bilansie redukcji masy mineralnej oraz refleksji nad ładunkami zawracanymi. Z jednej strony jest wyraźny efekt spadku jednostkowej produkcji osadu, lecz kosztem w tym przypadku może być zawracany ładunek amoniaku.

Przy planowaniu wdrożenia różnych technologii głębokiej stabilizacji należy posługiwać się bardziej zaawansowanymi metodami bilansowania, co pozwoli na lepszą ocenę efektywności wdrażanych procesów, jak również ustalenie warunków gwarancji z dostawcą technologii.

W Słupsku proces ten został zaplanowany etapowo, poprzez sukcesywną optymalizację węzłów technologicznych. Poprawę efektywności w pierwszej kolejności realizowano poprzez wzrost hydraulicznego czasu retencji HRT. Dotyczyło to zarówno powiększenia kubatury fermentacji, jak również wzro-

Tabela 2. Wskaźniki dla różnych warunków bilansowania uwzględniających redukcję masy mineralnej (przyjęto 80% s.m.org. w osadzie wstępnym i nadmiernym na wejściu do komory)

Warunki procesu stabilizacji w bilansowaniu	substancje mineralne		substancje org. osad przefermentowany		produkcja osadu			biogaz	
	odcieki [ppm]	redukcja [%]	s.m.org. [%]	redukcja [%]	os.przefer. kg s.m./d	kg s.m. /RLM/r	os.odwod. Mg/d [20% s.m.]	m ³ /d	l/ RLM/d
stabilizacja bez red. min.	0	0	68,70%	45%	7 675	14,0	38,4	3 700	18,5
stabilizacja klasyczna	2 150	15%	72,10%	45%	7 315	13,3	36,6	3 725	18,6
głęboka stabilizacja	7 900	50%	66,70%	75%	3 600	6,6	18	6 080	30,4
stabilizacja z THP	30 000	70%	66,70%	85%	2 160	3,9	10,8/7,7*	6 900	34,5

* stopień odwodnienia osadu po THP wynosi zazwyczaj ok. 30%, co może mieć znaczenie dla oceny efektywności procesu

stu stopnia zagęszczania osadów kierowanych do komór fermentacyjnych. Obecnie HRT wynosi ok. 45 dób i po kilkumiesięcznym okresie adaptacyjnym osiągnięto oczekiwane rezultaty. Uzyskano redukcję substancji na poziomie 75% s.m.org., co wraz z niewielkim udziałem kofermentacji umożliwia produkcję biogazu w przedziale 6 000÷7 000 m³/d.

Praca z krótkim wiekiem osadu czynnego również daje efekty w postaci mniejszej mineralizacji osadu nadmiernego (>80%), a dobra praca piaskownika, osadników wstępnych oraz zagęszczaczy grawitacyjnych poprawiła znacząco udział organiki w suchej masie osadu wstępnego (obecnie ok. 85%). Prowadzony jest również program badawczy z Politechniką Gdańska nad dalszą poprawą efektywności energetycznej poszczególnych procesów technologicznych. Rozważana jest zasadność wdrożenia strącania wstępnego pod kątem wzrostu produkcji biogazu, z jednoczesną kontrolą pracy reaktora biologicznego.

Analizujemy również możliwość wdrożenia procesu THP w połączeniu ze wzrostem obciążenia komory kosubstratami wysokoenergetycznymi. Zakładamy wzrost redukcji organiki do 85% s.m.org. Uwzględniamy przy tym ładunki zwrotne oraz warunki prowadzonego procesu pod kątem inhibicji oraz wpływu instalacji na funkcjonowanie wszystkich procesów na oczyszczalni i kompostowni (np. utrata wysokiej koncentracji azotu w osadzie odwodnionym pogorszy walory nawozowe produkowanego kompostu, ale jednocześnie zmniejszy emisję amoniaku do atmosfery w dalszej obróbce, co przyczyni się do zmniejszenia uciążliwości odorowej).

Wybudowany w ostatnich latach biologiczny reaktor sekwencyjny w ciągu bocznym umożliwia redukcję do 200 kg N/d. Istnieje możliwość zmiany technologii SBR na deamonifikację. Jest to ważny potencjał umożliwiający zminimalizowanie skutków głębokiej stabilizacji na prawidłową pracę reaktora biologicznego w ciągu głównym.

W analizowanym przypadku wzrost produkcji biogazu o ok. 10-15% w wyniku wdrożenia THP może być mało opłacalny. Ekonomikę poprawia redukcja suchej masy osadów o ok. 40%, a w odniesieniu do masy mokrej nawet dwukrotnie, co ma duże znaczenie na koszty dalszej przeróbki i zagospodarowania osadów. Szkoda tylko, że kosztem jest utarta azotu, co pogarsza właściwości nawozowe osadu i kompostu. W dużych oczyszczalniach z zanieczyszczonym osadem procesy THP coraz częściej kojarzone są z przekształcaniem termicznym i uzupełniane są jeszcze głębszą redukcją masy mineralnej poprzez strącanie fosforu do formy struwitu, jako wyodrębnionego nawozu mineralnego. Bardzo możliwe, że docelowe wskaźniki jednostkowej produkcji osadów będą na poziomie jeszcze niższym, choć do niedawna 4 kg s.m./RLM/rok wydawało się niemożliwe!

PROBLEMY Z SIARKOWODOREM – NOWE ROZWIĄZANIA

|||||

Przedsiębiorstwo Oczyszczania Ścieków Gubin-Guben Sp. z o.o.

Biogaz do roku 2016 był naszym głównym „zielonym paliwem”. Alternatywnym paliwem od roku 2002 jest również gaz ziemny, a od lipca 2016 kolejnym źródłem „energii zielonej” jest instalacja fotowoltaiczna o mocy 250 kW.

O ile gaz ziemny, a teraz i fotowoltaika, nie stwarzają problemów techniczno-finansowych, to biogaz niestety stwarza takie problemy.

Nasz układ technologiczny produkcji biogazu oparty jest o zamkniętą komorę fermentacji mieszaną sprężonym biogazem i filtry piaskowe odwadniania biogazu. Nasz wyprodukowany biogaz zawiera zatem spore ilości H_2S , które zdecydowanie mają wpływ na koszty związane z utrzymaniem stanu technicznego zespołów prądotwórczych.

Według danych technicznych silników gazowych, by pracowały one prawidłowo, to zawartość H_2S w biogazie powinna być na poziomie nie większym niż 500 – 600 ppm. W naszym przypadku wynosi to 2000 ppm., a bywa i więcej.

Taki stan rzeczy wymuszał wymianę oleju w silnikach praktycznie co 100 godzin pracy. A pomimo tego i tak żywotność pracy silników zdecydowanie była krótsza, co wymuszało konieczność zakupu nowych silników jeszcze przed upływem okresu ich amortyzacji. Taki stan rzeczy zdecydowanie zwiększał koszty eksploatacji oczyszczalni. Szukaliśmy rozwiązania tego problemu.

Zaczęliśmy nawet rozważać możliwość zakupienia instalacji odsiarczania biogazu.

W roku 2016 przedstawiciel Kemipolu zaproponował nam zakup produktu (tlenek żelaza) o nazwie BDT1K, który dozowany do komory fermentacyjnej w dawce od 25–150 kg/dobę w zdecydowany sposób miał obniżyć zawartość H_2S w biogazie. Oczywiście z ochotą przyjęliśmy na próbę ofertę.

Próbie rozpoczęliśmy w okresie 3 miesięcy od września 2016 do listopada 2016r. stosując dawki od 25 do 150 kg/dobę tego preparatu. Niestety, ta próba skończyła się fiaskiem. Pokazują to slajdy nr 2-6. Przy naszym składzie osadów ściekowych to nie zadziałało, a w listopadzie wręcz nawet zwiększyła się zawartość H_2S w biogazie. Trudne było do określenia, czy wzrost H_2S w biogazie, to wynik 3 –miesięcznego dozowania preparatu BDT1K do komory, czy zmieniła się charakterystyka naszych osadów ściekowych?

Musieliśmy przerwać te badania, bo nie przyniosły żadnego efektu.

W trakcie kolejnych rozmów z przedstawicielem Kemipolu zaproponował On nam inny preparat (wodorotlenek żelaza) o nazwie BDP1K.

W bieżącym roku po okresie zimowym postanowiliśmy ponownie podjąć próbę zastosowania proponowanego preparatu.

Od 15 kwietnia 2017 r. do 7 czerwca 2017r. dozowaliśmy preparat BDP1K do komory fermentacyjnej w ilościach od 100 – 25 kg/dobę, co przedstawiają slajdy nr 8-11.

Już w krótkim czasie okazało się, że efekt jest niepodważalny. Z ponad 2000 ppm H_2S w biogazie po zastosowaniu dawki 100 kg/dobę preparatu, zeszliśmy początkowo do nawet 400 ppm H_2S , a po zejściu z dawką do 25 kg/

dobę, zawartość H_2S w biogazie ustabilizowała się na poziomie 1000–1100 ppm. Zakładamy, że przy dawce 50 kg/dobę preparatu BDP1K zawartość H_2S w biogazie powinna utrzymywać się na poziomie około 600 ppm. To tyle ile wymagane jest fabrycznie dla silników gazowych.

Zastosowanie wodorotlenku żelaza w naszym przypadku powinno dać nam w skali roku zaoszczędzenie tylko na kosztach zakupu oleju i robociznie ilości wymian około 40 995 zł/rok. Przedstawiają to slajdy nr 13-14.

Przy takim wyniku konieczna wymiana oleju w silnikach wymagana będzie co ca. 270 godzin pracy silnika. Oczywiście koszty rutynowych serwisów zespołu prądotwórczego pozostają na niezmiennym poziomie, ale robocizna związana z ilością wymian oleju ma już wymiennie niższą wartość, natomiast zawartość H_2S w biogazie na poziomie wymogów fabrycznych dla silnika pozwala zakładać, że przepracuje on gwarantowaną fabrycznie ilość motogodzin, a to przekłada się na wymierne korzyści finansowe, bo zakup jednego nowego zespołu prądotwórczego o mocy 230kW, to wydatek rzędu min. 800 000 zł. Z całości rozważania można założyć, że zastosowanie wodorotlenku żelaza przyniesie wyraźnie pozytywny efekt finansowy, zatem dalej będziemy prowadzić analizy i współpracę z Kemipolem w tym zakresie.

„ZASTOSOWANIE WODOROTLENKU ŻELAZA DO USUWANIA H_2S Z BIOGAZU ”



2016		WRZESIEŃ		DAWKA BDT1K w kg	H_2S ppm
1				0	2 000
2				75	2 000
3				75	1 800
4				75	1 800
5				75	1 800
6				75	1 800
7				150	1 800
8				150	1 700
9				150	1 700
10				150	1 700
11				150	1 600
12				150	1 500
13				150	1 400
14				25	1 400
15				25	1 500

2016						
WRZESIEŃ	DAWKA BDT1K w kg				<u>H₂S ppm</u>	
16			25		1 600	
17			25		1 600	
18			25		1 600	
19			25		1 600	
20			25		1 600	
21			25		1 600	
22			25		1 600	
23			25		1 600	
24			25		1 600	
25			25		1 600	
26			25		1 600	
27			25		1 600	
28			25		1 600	
29			25		1 600	
30			25		1 600	3

2016						
PAŹDZIERNIK	DAWKA BDT1K w kg				<u>H₂S ppm</u>	
1			25		1 600	
2			25		1 600	
3			25		1 600	
4			25		1 600	
5			25		1 700	
6			25		1 700	
7			25		1 700	
8			25		1 700	
9			25		1 700	
10			25		1 800	
11			25		1 800	
12			25		1 800	
13			25		1 800	
14			25		1 800	
15			25		1 800	4

2016							
PAŹDZIERNIK		DAWKA BDT1K w kg				<u>H₂S</u> ppm	
	16			25		1 800	
	17			25		1 800	
	18			25		1 800	
	19			25		1 800	
	20			25		1 800	
	21			25		1 800	
	22			25		1 900	
	23			25		1 900	
	24			25		1 900	
	25			25		1 900	
	26			25		1 900	
	27			25		1 900	
	28			25		1 900	
	29			25		1 900	
	30			25		1 900	
	31			25		1900	5

2016							
LISTOPAD		DAWKA BDT1K w kg				<u>H₂S</u> ppm	
	1			25		1 900	
	2			25		1 900	
	3			25		>2000	
	4			75		>2000	
	5			75		>2002	
	6			75		>2000	
	7			75		>2000	
	8			75		>2000	
	9			75		>2000	
	10			75		>2000	
	11			75		>2000	
	12			75		>2000	6



7

2017						
KWIECIEŃ	DAWKA BDP1K w kg				<u>H₂S</u> ppm	
15			100		>2000	
16			100		400	
17			100		400	
18			75		400	
19			75		600	
20			75		600	
21			25		600	
22			25		600	
23			25		700	
24			25		700	
25			25		700	
26			25		800	
27			25		800	
28			25		800	
29			25		800	
30			25		800	

8

2017						
MAJ	DAWKA BDP1K w kg				H ₂ S ppm	
1			25		800	
2			25		800	
3			25		800	
4			25		800	
5			25		800	
6			25		800	
7			25		800	
8			25		800	
9			25		800	
10			25		900	
11			25		900	
12			25		900	
13			25		900	
14			25		900	
15			25		900	

9

2017						
MAJ	DAWKA BDP1K w kg				H ₂ S ppm	
16			25		900	
17			25		900	
18			25		900	
19			25		900	
20			25		1 000	
21			25		1 000	
22			25		1 000	
23			25		1 000	
24			25		1 000	
25			25		1 000	
26			25		1 000	
27			25		1 000	
28			25		1 000	
29			25		1 000	
30			25		1 000	
31			25		1 100	

10

2017								
CZERWIEC				DAWKA BDP1K w kg			<u>H₂S</u> ppm	
	1			25			1	100
	2			25			1	100
	3			25			1	100
	4			25			1	100
	5			25			1	100
	6			25			1	100
	7			25			1	100

11



12

KOSZTY WYMIANY OLEJU BEZ BDP1K

- ◆ 1. ILOŚĆ GODZIN PRACY
- ◆ ZESPOŁU PRĄDOTWÓRCZEGO 8 000 h/rok
- ◆ 2. ILOŚĆ WYMIAN OLEJU CO 100-150mg 76 razy
- ◆ 3. ROCZNE ZUŻYCIE OLEJU (1 WYMIANA=70l.) 5 320 litrów
- ◆ 4. KOSZT ROCZNY ZAKUPU OLEJU (1 litr = 12 zł.) 63 840 zł.
- ◆ 5. KOSZT ROBOCIZNY WYMIANY OLEJU +FILTRY 58 520 zł

◆ SUMA KOSZTÓW WYMIANY OLEJU = 122 360 zł/rok

13

KOSZTY WYMIANY OLEJU PO DODANIU BDP1K

- ◆ 1. ILOŚĆ GODZIN PRACY
- ◆ ZESPOŁU PRĄDOTWÓRCZEGO 8 000 h/rok
- ◆ 2. ILOŚĆ ROCZNA WYMIAN OLEJU CO 270 mg 29 razy
- ◆ 3. ROCZNE ZUŻYCIE OLEJU (1 WYMIANA=70l.) 2 030 litrów
- ◆ 4. KOSZT ROCZNY ZAKUPU OLEJU (1 litr = 12 zł.) 24 360 zł/rok
- ◆ 5. KOSZT ROBOCIZNY WYMIANY OLEJU +FILTRY 22 330 zł/rok
- ◆ 6. KOSZT ZAKUPU BDP1K (WODOROTLENEK ŻELAZA) 34 675 zł/rok

◆ WYNIK FINANSOWY PO PODANIU BDP1K

122 360 – (24 360 + 22330 + 34 675) =

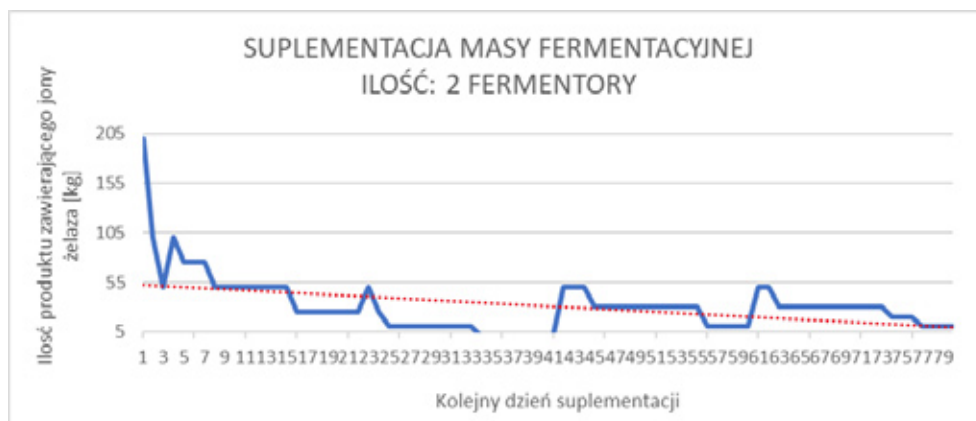
40 995 zł/rok

14

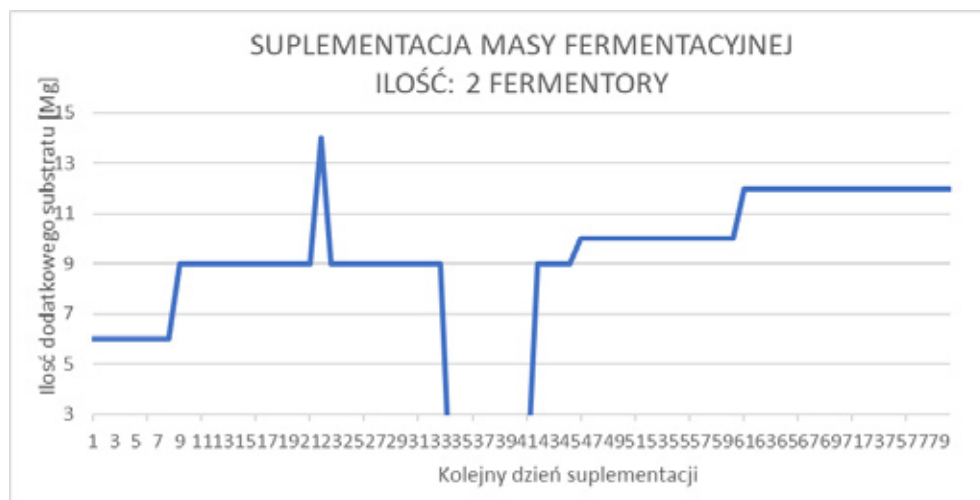
ASPEKTY TECHNICZNO-TECHNOLOGICZNE

Dozowanie jonów żelaza w procesie fermentacji metanowej

Badania nad suplementacją masy fermentacyjnej jonami żelaza (III) prowadzono na dwóch biogazowniach rolniczych w województwie warmińsko-mazurskim o zainstalowanej mocy 0,98MW, każda. Suplementowana i analizowana masa fermentacyjna poddawana była procesowi mezofilnej fermentacji metanowej w dwóch fermentorach o pojemności roboczej 3300m³, każda. Temperatura procesu w okresie ciągłości 80 dni suplementacji i prowadzenia pomiarów utrzymywana była w przedziale od 38,5 do 40°C. Biogazownie jako główny substrat wykorzystują kiszonkę kukurydzianą, gnojowicę świńską oraz bogatą w siarkę *melasę*, której podawanie do procesu spowodowało wzrost siarkowodoru w biogazie do poziomu powyżej 2000ppm. Zadaną w okresie eksperymentu suplementację dla 2 fermentorów przedstawiono na poniższym wykresie.



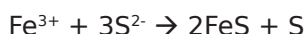
Na poniższym wykresie przedstawiono ilości dobowe (Mg) substratu wprowadzanego do fermentorów w czasie trwania eksperymentu.



Na poniższym wykresie przedstawiono wartości stężeń zawartości siarkowodoru w biogazie w okresie trwania eksperymentu. Pomiaru stężenia H_2S dokonywano codziennie stacjonarnym analiztorem ExTox, przed podaniem świeżej dawki dodatkowego substratu (melasy).



Wysoką efektywność odsiarczania biogazu dozując jony żelaza bezpośrednio do masy fermentacyjnej zawdzięczamy poniższej reakcji:



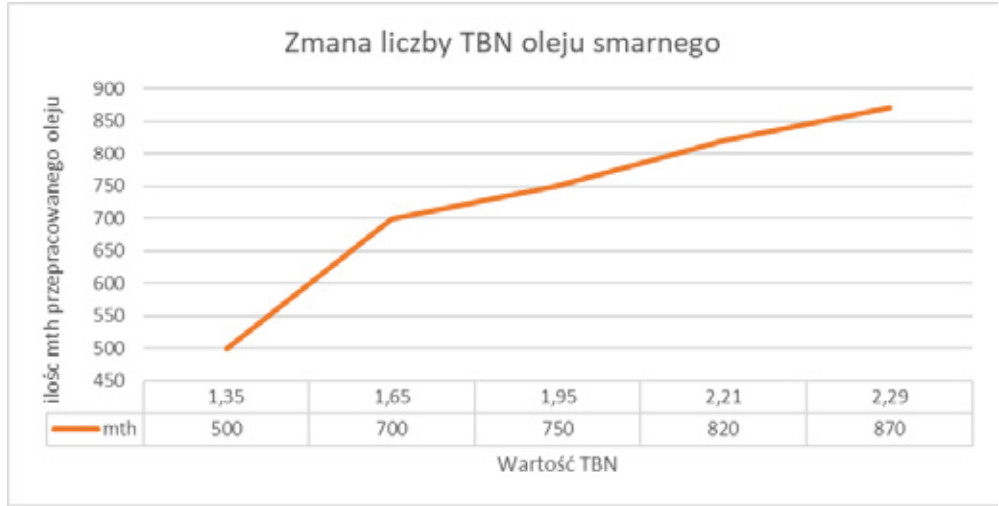
tworząc łatwo rozpuszczalny w kwasach siarczek żelaza (II) oraz siarkę elementarną S^0 .

Uzyskane wyniki stężenia siarkowodoru w biogazie pokazują, że największe przyrosty stężeń mają miejsce podczas zwiększania ilości dozowanego dodatkowego substratu, co obrazują widoczne na powyższym wykresie piki przyrostu siarkowodoru. Redukcja stężenia H_2S w całym okresie trwania suplementacji wyniosła 2084 ppm, w stosunku do punktu początkowego. Średnie stężenie H_2S w biogazie w okresie eksperymentu nie przekroczyło 100 ppm.

Siarkowódór, a olej silnikowy

Określenie zawartości siarkowodoru i utrzymywanie go na względnie niskim poziomie w biogazie (poniżej 100 ppm) stanowi bardzo istotny aspekt mający znaczący wpływ na efektywność produkcji energii elektrycznej, za-

nieczyszczenie środowiska czy problemy z eksploatacją instalacji. Jego niskie stężenie w biogazie ma to bezpośredni wpływ na wydłużenie interwałów wynikami oleju w agregatach prądotwórczych w wyniku utraty przez lubrikant właściwości smarnych. Podczas prowadzenia eksperymentu badano olej silnikowy stosowany w agregacie prądotwórczym zasilanym biogazem pochodzącym z suplementowanych komór fermentacyjnych. Wyniki analiz właściwości smarnych oleju (MOBIL PEGASUS 605) w postaci liczby TBN wraz z interwałami wymiany, przedstawiono na poniższym wykresie.



W okresie 80 dni suplementowania masy fermentacyjnej jonami żelaza uzyskano przyrost ilości motogodzin pracy oleju w stosunku do stanu początkowego 370 mth, co stanowi wydłużenie interwału wymiany oleju ze względu na zaniżoną liczbę TBN o 74%.

Suplementacja, a kondycja makro- i mikroelementarna fermentorów

W okresie trwania eksperymentu wykonano 2 badania poziomu niezbędnych makro i mikro elementów obecnych w masie fermentacyjnej. Badania wykonano w 1 i 78 dniu suplementacji. Wyniki zestawiono w poniższej tabeli:

Pierwiastek	P	Hg	Se	Cr	Zn	Cd	Co	Mg	Mn	Cu	Mo	Ni	Pb	K	Na	Ca	Fe	S
Dzień supl.	Stężenie (mg/kg)																	
1	1710	0,00061	0,136	1,62	32,65	0,044	0,16	450	35	6,23	0,436	2,1	0,32	7700	2200	1600	390	570
78	1750	0,00062	0,138	1,58	33,85	0,042	0,13	455	36	5,88	0,477	2,6	0,35	7540	1890	1552	440	582

W całym okresie suplementacji niezauważona znacznych zmian stężeń makro i mikroelementów w masie fermentacyjnej, co pozwala stwierdzić, że

suplementacja masy fermentacyjnej jonami żelaza nie miała wpływu na kondycję fermentora.

WNIOSKI

Cały eksperyment trwał 80 dni, do jego przeprowadzenia zużyto 704 Mg dodatkowego substratu w postaci *melasy* oraz 2,5 Mg produktu zawierającego jony żelaza. Wyniki przeprowadzonych doświadczeń jednoznacznie wskazują, że dodatek jonów żelaza (III) do procesu fermentacji metanowej pozwala na znaczną i szybką redukcję zawartości siarkowodoru w biogazie. Otrzymana redukcja na poziomie ponad 96% i utrzymanie niskiej zawartości H_2S podczas zwiększania udziału melasy w procesie karmienia wymagała jednak wprowadzenia do układu w początkowej fazie eksperymentu dużej dawki preparatu (ponad 400kg), co spowodowało obniżenie stężenia już zdysocjowanych form siarkowodoru w postaci H_2S_{aq} . Suplementacja produktem zawierającym związki żelaza w okresie trwania eksperymentu nie miała wpływu na stężenie makro i mikroelementów zawartych w masie fermentacyjnej, prze utrzymywanie pH na poziomie powyżej 8,0 i braku rozpuszczalności osadu w postaci FeS , który mógł zostać usunięty wraz z pofermentem.

W eksperymencie usuwania siarkowodoru z biogazu, z zastosowaniem suplementacji masy fermentacyjnej jonami żelaza zauważono, że należy ona do technologii prostych, tanich i stosunkowo skutecznych, a tym samym ma szanse na powszechne zastosowanie w biogazowniach rolniczych jak również komunalnych oczyszczalniach ścieków.

ASPEKTY EKONOMICZNE

Siarkowodor jest gazem niepożądanym w instalacjach z dwóch względów:

1. Jest toksyczny
2. W połączeniu z wodą (wilgocią) tworzy kwas siarkowy powodujący korozję metalu oraz betonu

W eksploatacji instalacji, w których istnieje niebezpieczeństwo pojawiania się siarkowodoru oba ww punkty są jednakowo ważne.

Adn punkt 1

Zależność stężenie-skutek w warunkach powtarzanego narażenia ludzi na siarkowodor (H_2S)

Przy stężeniu > 140 ppm przestajemy czuć siarkowodor, czyli przestaje-

Wartość LOEL, mg/m ³ (ppm)	Obserwacje kliniczne	Piśmiennictwo
0,028 (0,02)	minimalny próg zapachowy	<i>Beliles 1993</i>
0,07 ÷ 7,3 (0,05 ÷ 5,2)	zaburzenia syntezy hemu u pracowników przemysłu wiskozowego	<i>Tenbunen i in. 1983</i>
0,18 (0,13)	ogólnie akceptowany próg zapachowy	<i>Deng 1992</i>
2,8 (2)	nieistotne zaburzenia czynnościowe u astmatyków (narażenie 30 min)	<i>Jäppinen i in. 1990a</i>
4,2 ÷ 7 (3 ÷ 5)	intensywny zapach	<i>Beliles 1993</i>
14 (10)	narażenie 15 min nie upośledzało czynności płuc	<i>Bhambhani i in. 1996</i>
14 (10)	zmniejszenie pochłaniania tlenu w trakcie wysiłku fizycznego (narażenie 2 razy 30 min)	<i>Bhambhani i in. 1997</i>
140 (>100)	zapach H_2S niewyczuwalny	<i>Glass 1990; OSHA 2000</i>
700 – 1400 (500 – 1000)	stymulacja kłębków szyjnych	<i>ACGIH 1991</i>
1400 – 2800 (1000 -2000)	porażenie ośrodka oddechowego i zatrzymanie oddechu	<i>ACGIH</i>

my zachowywać się racjonalnie. Oddychanie powietrzem, w którym stężenie siarkowodoru jest wyższe niż 140 ppm prowadzi do bardzo poważnych konsekwencji zdrowotnych.

Adn punkt 2

Unikniemy siarkowodoru poprzez stosowanie substratów których fermentacja nie generuje powstawania siarkowodoru. Sposób dobry, ale przeważnie drogi, a w większości wypadków niemożliwy ze względu na dostępność substratów.

Dozując związki żelaza wraz z substratami wiążemy siarkowodor, który nie pojawia się w niebezpiecznej postaci gazowej.

Usuwanie (wiązan) siarkowodoru związkami żelaza w procesie produkcji biogazu znacznie obniża koszt produkcji.

EKONOMIA W USUWANIU SIARKOWODORU Z BIOGAZU

1. Rozszerzenie gamy stosowanych substratów

Posłużmy się tu następującym przykładem:

Biogazownia o mocy 1MW dziennie zużywa ok 80 ton różnych substratów w tym 40%=32 tony kiszonki kukurydzy. Siarkowodór przed filtrami biogazu utrzymuje się na poziomie 300-400 ppm.

Dzienny koszt kiszonki: $32 \text{ t} \times 110 \text{ pln/t} = 3520 \text{ zł}$ to rocznie $> 1 \text{ mln pln}$

Istnieje możliwość zastąpienia kiszonki tanim substratem, lecz wtedy następuje wzrost stężenia siarkowodoru do 1200-1400 ppm, dużo powyżej akceptowalnego poziomu H_2S 300+400ppm.

Z praktyki wiemy, że dzienna dawka związków żelaza 50 -100 kg np. w formie BDP 1K spowoduje obniżenie zawartości siarkowodoru do stanu 300-400 ppm. Koszt dzienny stosowania BDP 1K:

50 kg= 150 pln rocznie: ok 50 000 pln

100 kg= < 300 pln rocznie: ok 100 000 pln

2. Oszczędności oleju silnikowego

80 dniowy test z BDP 1K wykazał wydłużenie okresu wymian oleju o 74%. Zakładając normalny okres wymian co 2000 h lub inaczej co 3 miesiące 4x w roku, okresy wymian wydłużają się do ok 5 miesięcy czyli ok 2,5 x na rok. Producenci biogazu mogą na tym skorzystać jeśli producent silnika godzi się na dłuższy okres między wymianami oleju

3. Oszczędności „wkładów” filtrów biogazu z węglem aktywnym lub związkami żelaza

Oszczędności na węglu aktywnym jest ciężko wyliczyć a w teście ten parametr nie podlegał obserwacji ze względu na zbyt krótki okres testu. Zakłada się, że 1 tona węgla aktywnego absorbuje maksymalnie 700 ton siarki. Dla biogazowni o mocy 1 MW i pracy filtrów o objętości 1 tona pod obciążeniem 1500 ppm H_2S wymiany następowałyby co 2 miesiące. Cena węgla aktywnego waha się w granicach 8-15000 pln/t

4. Żywotność świec silników.

Wydłuża się również żywotność świec silnikowych i innych części, zmniejsza się ilość nagaru i osadu z siarki. Żywotność świec ma wpływ na koszt eksploatacji każdy silnik ma 8 świec każda w cenie € 350.

ROZWÓJ POLIMERÓW
– PRODUKCJA/APLIKACJE/BEZPIECZEŃSTWO

|||||

**NOWA GENERACJA POLIMERÓW PRODUKOWANYCH
W KEMIRA – BRADFORD – PIERWSZE
DOŚWIADCZENIA**

|||||

Jakob Janukiewicz

Kemira Szwecja



Nowa generacja flokulantów do odwadniania – zwiększona
efektywność energetyczna

Kemira Superfloc® XD-7600

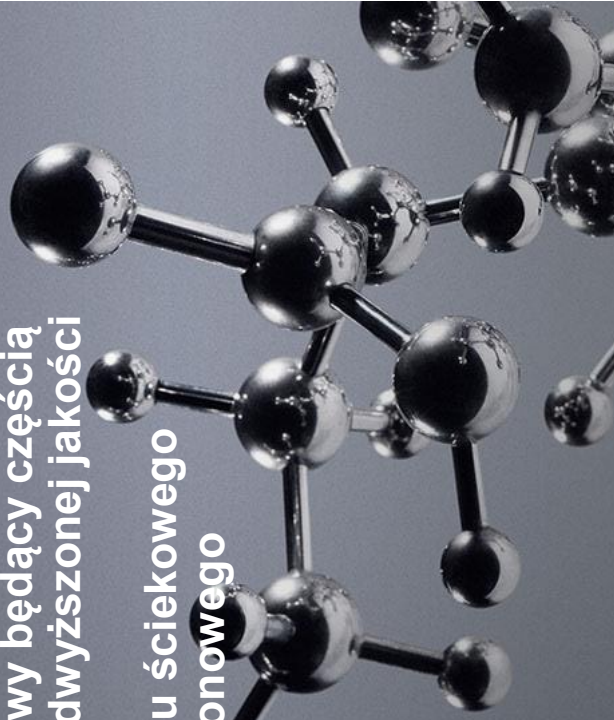
kemira

Co to jest Superfloc® XD-7600?

Pierwszy proszkowy polimer kationowy będący częścią nowej grupy produktów Kemira o podwyższonej jakości

Zaprojektowany do aplikacji do osadu ściekowego wymagającego polimeru wysokokationowego

kemira



Gdzie stosować Superfloc® XD-7600?

- Odwadnianie osadów na wirówkach/ prasach taśmowych/ prasach komorowych
- Osad z wymaganiami **polimeru wysokokationowego**:
przefermentowany lub nie, osad przemysłowy z mleczarni, przemysłu spożywczego



Kiedy warto próbować Superfloc® - jeśli używane są:

- Seria Zetag 818X
- Serie Flopam 4600 / 4650
- Superfloc® C-498HMW
- To przykłady, można również w innych zastosowaniach



Superfloc XD-7600

Podstawowe dane

- Wyskokationowy, wysoki ciężar cząsteczkowy, proszkowy
- Produkowany w San Giorgio (Włochy)
- Opakowania: 25 kg worki / 500 kg BB / 750 kg BB
- Specyfikacja i karty charakterystyki – wysyłamy na żądanie klienta
- Dostępne próbki
- Aplikacje :
 - Odwadnianie osadów na wirówkach/ prasach taśmowych/ prasach komorowych
 - Osad wymagający produktu wyskokationowego
 - Na przykład: miejsca gdzie używane są polimery z serii 818X BASF

	Opakowania
Superfloc XD-7600	25 kg bag
Superfloc XD-7600	500 kg BB
Superfloc XD-7600	750 kg BB

Polimer

Superfloc XD-7600 Przykłady zastosowań

kemira



Przykład 1 / Superfloc XD-7600

Klient brytyjski

Dane obiektu:

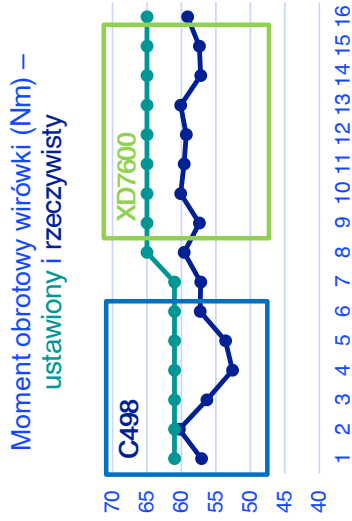
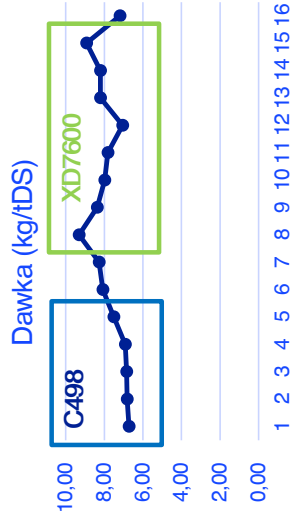
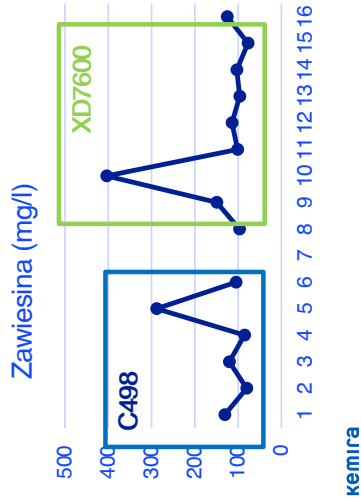
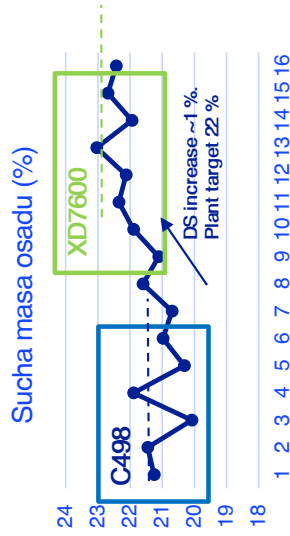
- 410.000 mieszkańców równoważnych
- Przepływ 109.000 m³/dz
- 10.000 ton suchej masy osadu
- Osad prefermentowany
- 2 wirówki typu Guinard D7LL
- Przepływ $\approx$ 30 to 35 m³/godz
- Sucha masa na wejściu $\approx$ 4 to 4,5 %
- Stosowany Polymer: C-498
- Stacja przygotowania polimeru: system szarżowy SNF Posidose
- Do osadu dodawane jest również rozwiązanie wapna, podnoszone pH z 7,9 do 8,5 w celu zabicia bakterii w osadzie odprowadzanym
- Data testu: 25 sierpień, 2016

kemira



Wyniki

Stosowanie Superfloc SD7600 dało wyższą suchą masę osadu niż przy C498 (+1%). Pożądana sucha masa 22%. Jakość filtratu – dobra (taka jak przy dotychczasowym C498)



Przykład 2 / XD-7600

Klient szwedzki

Dane obiektu:

- 320.000 mieszkańców równoważnych
- Przepływ 126.000 m³/dz
- 10.000 ton suchej masy osadu
- Osad przefermentowany
- 2 wirówki Alfa Laval (NX 4850)
- Przepływ $\approx$ 15 m³/godz
- Sucha masa na wejściu $\approx$ 3 %
- Dotychczasowy polimer: C-498HWW
- Data testu: 14 grudnia, 2016

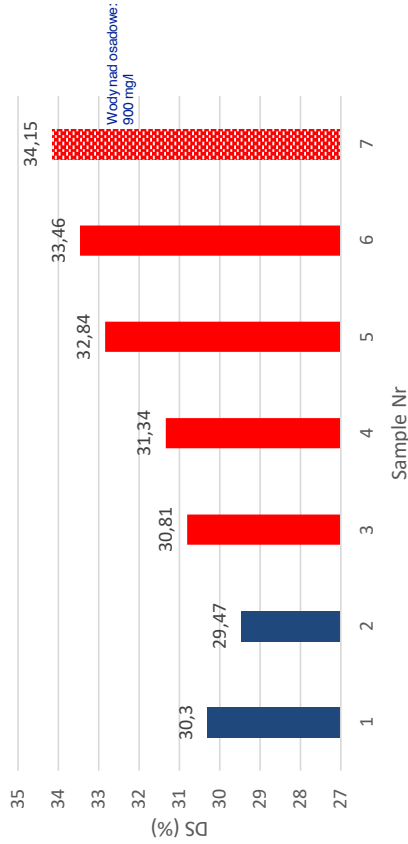


kemira

Przykład 2 / XD-7600

Wyniki – wirówka nr 2

Sucha masa (%) przy C-498HMW vs XD7600



Próbka Nr	Produkt/Moment
1	C-498HMW/Torque 14/ Best result Nov 2016
2	C-498HMW/Torque 14/ Average Nov 2016
3	XD7600/Torque 15
4	XD7600/Torque 16
5	XD7600/Torque 16
6	XD7600/Torque 17
7	XD7600/Torque 18

- Filtrat przejrzysty dla próbek 1 to 6 (< 500 mg/l) / w próbce 7 : 900 mg/l
- Zwiększenie suchej masy w próbce 6 (XD-7600) w stosunku do średniej w listopadzie o 4% !!
- Oszczędności klienta z tytułu zwiększenia 1% suchej masy: ≈ 100 Keuro !!

Superfloc XD-7600 zestawienie testów przemysłowych (czerwiec 2017)



	Kraj	Aplikacja	Dotychczas polimer	Komentarz
	Szwecja	Wirówka	C-498HMM	Zwiększenie SM 2 & 4% w porównaniu z listopadem 2016 Odciek przejrzysty Klient używa do dziś
	Szwecja	Wirówka	Zetag 8187	Pierwszy polimer Kemiry zapewniający przejrzysty odciek – testy są kontynuowane
	Holandia	Wirówka	C-498HMM	SM zwiększona o 0,5% / lepsza jakość odcieku
	Szwecja	Wirówka	C-498	SM zwiększona o 0,5% / lepsza jakość odcieku
	Belgia	Prasa taśmowa	Kuriflock PC-1530	Lepszy niż inne produkty Kemiry, ale nie taki jak Kuriflock PC-1530. Przyczyną może być słabe mieszanie – lepkość XD-7600 większa
	UK	Wirówka	C-498	Pierwszy test – zwiększenie SM o 1.2%. Drugi big-bag testowany XD-7600 bez dokładnej analizy wyniku

kemira

Superfloc XD-7600 zestawienie testów przemysłowych (czerwiec 2017)



	Country	Application	Incumbent polymer	Comments
	Niemcy	Wirówka	C-498HMMW	Gorsze wyniki z XD-7600 w stosunku do C-498HMMW
	Niemcy	Wirówka	C-498HMMW EPAM blend	Niemożliwa praca jedynie z XD-7600. Podobne wyniki jak z C-498HMMW i XD-7600 jeśli zmieszane z EPAM
	UK	Wirówka	C-496HMMW	Wyniki bardzo dobre, zwiększenie SM o 1 to 2%
	Hiszpania	Wirówka	Zetag 8187 / Actipol K777	Test przemysłowy z C-498HMMW rozpoczął się 21 czerwca a następnie test z XD-7600. Sprostowanie: przy C-498 HMMW odwodniona większa objętość osadu, przy nieco niższej dawce i lepszym odcieku niż przy XD-7600.
	Francja	Wirówka	Flopam 4808SSH	Test przemysłowy – koniec czerwca 2017. XD-7600 nie dorównał do Flopamu FO4808SSH
	UK	Wirówka	C-498HMMW	Test przemysłowy w lipcu

A close-up, vertical photograph of a metal saw blade. The blade is positioned diagonally, showing its sharp teeth. The surface of the blade is heavily textured with a grey, crystalline or scale-like coating, likely the Superfloc mentioned in the text. The background is a soft, out-of-focus blue-grey.

Najbliższa przyszłość...

Kemira Superfloc® XD-5300

kemira

wu. Istotnym osiągnięciem prac badawczych związanych z charakterystyką i obecnością preparatów poliakryloamidowych w różnych matrycach jest doskonalenie metodologii ich oznaczania z wykorzystaniem technik: GC, HPLC czy MS (Keramat i in. 2011).

Preparaty poliakryloamidowe jako skuteczne flokulanty mają wiele zastosowań do celów niespożywczych, takich jak produkcja masy celulozowej, papieru i tekstyliów na skalę przemysłową (Katja, Mika 2007). Poliakryloamidy są też wykorzystywane do produkcji tworzyw sztucznych, farb, lakierów, klejów i zapraw murarskich (Pingot i in. 2013). Preparaty oparte na wykorzystaniu PAM są też stosowane w procesie oczyszczania ścieków w celu usprawnienia procesu odwadniania i zagęszczania osadów (Green, Stott 2001).

Dzięki chemicznemu wspomaganiu procesów oczyszczania ścieków, w różnych węzłach technologicznych instalacji tj. na kratkach i sitach, w osadnikach i łapaczach tłuszczu lub we flotatorach powstają osady ściekowe. Są trudne do unieszkodliwienia i wykorzystania, ponieważ charakteryzują się nie tylko dużą, zależną od technologii oczyszczania ścieków masą, posiadają konsystencję plastyczną, typową dla gęstej zawiesiny, a ponadto łatwo fermentują. Są uciążliwym odpadem, związanym z dodatkowymi kosztami stabilizacji, transportu i magazynowania. Wybór kierunku zagospodarowania osadów ściekowych najczęściej wymaga indywidualnego podejścia, ale powinien pozostać zawsze w ścisłym związku z konkretnymi uwarunkowaniami danego zakładu, między innymi z położeniem zakładu, charakterem wewnątrzzakładowej kanalizacji, stosowaną technologią podczyszczania ścieków, stopniem i rodzajem wyposażenia (Duan i in. 2012; Fernandez Rodriguez i in. 2012).

O ile w przypadku osadów pochodzących z procesów oczyszczania ścieków komunalnych mamy do czynienia z cechami, które często uniemożliwiają ich wykorzystanie rolnicze jak np. zwiększoną zawartość metali ciężkich i innych silnie toksycznych związków chemicznych pochodzenia nieorganicznego lub organicznego, przemysł spożywczy generuje zazwyczaj osady o korzystnych właściwościach nawozowych, nadające się po odpowiedniej stabilizacji, zarówno do polepszania właściwości gleb użytkowanych rolniczo jak i do efektywnej rekultywacji terenu gleb zdegradowanych lub też do kształtowania szaty roślinnej nieużytków. Duża zawartość substancji organicznej oraz znaczące ilości makro- i mikroelementów w odpowiednio przygotowanym osadzie lub gotowym nawozie organicznym korzystnie wpływają na właściwości fizykochemiczne gleby oraz wykazują oddziaływanie glebotwórcze, stymulując akumulację związków próchnicznych w glebie (Komisja Europejska 2001; Vanerkar i in. 2013).

W takich warunkach, aktualnym problemem pozostaje jednak pytanie o mechanizmy przemian wymienionych wcześniej substancji chemicznych,

a zwłaszcza obecności i degradacji flokulantów poliakryloamidowych podczas stosowanych metod stabilizacji surowych osadów ściekowych. Prace modelowe dotyczące rozkładu akryloamidu wskazują na jego wysoką biodegradowalność z udziałem licznych mikroorganizmów i enzymów w środowisku, gdzie może być on wykorzystany jako źródło azotu lub węgla (Bavernik 1996; Dai i in. 2014). Rozpad poliakryloamidu i przyspieszone uwalnianie monomeru zaobserwowano między innymi w wyniku oddziaływania promieniowania słonecznego na wodne roztwory PAM zawierające jony żelaza (Woodrow i in 2008).

Jak pokazuje praktyka, nie można wykluczyć możliwości pozyskiwania surowców roślinnych, w tym zwłaszcza warzyw z gleb nawożonych stabilizowanymi osadami ściekowymi, a tym samym spożywczego wykorzystania takich surowców. W tym kontekście zasadne staje się sformułowanie hipotezy o znaczącym ryzyku zagrożenia dla konsumenta żywności od pozostałości zastosowanych flokulantów poliakryloamidowych. Analiza tego problemu w podejściu obejmującym różne aspekty ich praktycznego wykorzystania, stała się głównym celem zrealizowanych badań.

HIPOTEZA BADAWCZA, CELE SZCZEGÓŁOWE, UKŁAD DOŚWIADCZENIA

Przed rozpoczęciem prac eksperymentalnych sformułowano następującą hipotezę badawczą: monomer akrylamidowy pochodzący z flokulantów poliakryloamidowych o nieodpowiedniej jakości posiada zdolność do migracji w łańcuchu żywnościowym (flokulant-osad-roślina jadalna) i może stanowić potencjalne zagrożenie dla konsumenta żywności. W cyklu badań zaplanowanych do realizacji w ramach niniejszej pracy postanowiono zatem skupić się na następujących zagadnieniach:

1. oznaczeniu i porównaniu zawartości resztkowego monomeru z wykorzystaniem nowoczesnej i czułej metody wysokociśnieniowej chromatografii cieczowej (HPLC) w wybranych flokulantach poliakryloamidowych stosowanych w oczyszczaniu ścieków, zagęszczaniu i odwadnianiu osadów ściekowych różnego pochodzenia,
2. oznaczeniu zawartości resztkowego monomeru w testowym materiale roślinnym pochodzącym z hydroponicznej uprawy z użyciem pożywki zawierającej flokulanty poliakryloamidowe o różnym stopniu spoli-meryzowania oraz określenie wpływu ich pozostałości na testowane rośliny,
3. wykonaniu doświadczenia z udziałem wybranej rośliny testowej wysiewanej na podłoże torfowe zawierające flokulant poliakryloamidowy i próba określenia stopnia mobilności monomeru wraz z potwierdzeniem jego ewentualnej kumulacji w tkankach rośliny. Celem

badania było uzyskanie odpowiedzi, czy i w jakim stopniu procesy zachodzące w torfie wpływają na rozkład pozostałości flokulantów poliakryloamidowych,

4. ocenie zmian zawartości monomeru w procesach stabilizacji osadów ściekowych. Doświadczenie polegało na pobraniu surowego osadu ściekowego z wybranej biologicznej oczyszczalni ścieków przemysłu spożywczego, jego kontrolowanym odwodnieniu z udziałem flokulantu zawierającego monomer akryloamidowy, a następnie obróbka osadu z użyciem izotermicznego bioreaktora do laboratoryjnych badań procesów rozkładu tlenowego i beztlenowego materiałów organicznych, wyposażonego w systemy kontrolno-pomiarowe zmian parametrów badanego materiału,
5. wykonaniu porównawczej analizy zawartości resztkowego monomeru akryloamidowego w próbach nawozów organicznych wytwarzanych w warunkach przemysłowych z udziałem osadów ściekowych poddanych wcześniej obróbce przy użyciu wybranych flokulantów poliakryloamidowych,

Omawiane badania były przedmiotem rozprawy doktorskiej, wykonanej w Katedrze Zarządzania Jakością Żywności Wydziału Nauk o Żywności i Żywieniu Uniwersytetu Przyrodniczego w Poznaniu. Powstał cykl tematycznie powiązanych prac naukowo-badawczych opublikowanych w wybranych czasopismach naukowych o zasięgu międzynarodowym w latach 2014 – 2017 roku. Poniżej przedstawiono krótkie omówienia najważniejszych wyników.

WYNIKI I ICH OMÓWIENIE

1. Mroczek E., Konieczny P., Kleiber T., Waśkiewicz A., 2014. *Response of hydroponically grown head lettuce on residual monomer from polyacrylamide. Food Additives & Contaminants, Part A, Volume 31, Issue 8, 2014, 1399-1405*

Celem przeprowadzonych badań była w pierwszej kolejności porównawcza analiza jakości flokulantów poliakryloamidowych dostępnych na rynku od różnych producentów. Do oznaczenia monomeru akryloamidowego (AMD) wykorzystano technikę wysokosprawnej chromatografii cieczowej (HPLC) z detektorem fluorescencyjnym. Analizy dokonano w wybranych flokulantach poliakryloamidowych stosowanych w technologii uzdatniania wody, oczyszczania ścieków oraz obróbki osadów różnego pochodzenia. Wyniki ($34 \text{ ppm} < \text{AMD} < 1005 \text{ ppm}$) potwierdzają dostępność preparatów chemicznych o różnym stopniu spolimeryzowania i różnorodnej jakości.

Analizowano problem wychwytu monomeru akryloamidowego (AMD) przez sałatę uprawianą w prostym doświadczeniu modelowym w układzie

hydroponicznym przy wykorzystaniu pożywek mineralnych wytworzonych z dodatkiem dwóch rozpuszczalnych w wodzie flokulantów, zawierających odpowiednio 176 i 763 ppm AMD. W ramach przeprowadzonych badań potwierdzono migrację AMD do matryc roślinnych sałaty głowiastej (*Lactuca sativa* L.). Dodatkowo w przypadku prób z dodatkiem flokulantu do pożywki odnotowano niekorzystne zmiany morfologiczne, zmiany we wzroście rośliny porównując je do próby kontrolnej (FC), objawiające się zarówno tendencją do spadku średniej masy główki jak i średniej liczby liści. W celu analizy tego problemu dokonano również analizy makro- i mikropierwiastków w matrycy rośliny testowej. Potwierdzono między innymi, że obserwowane zmiany spowodowane są zaburzeniami w gospodarce składnikami mineralnymi (N, P, Mg, Fe, Mn, Cu) pobieranymi przez roślinę z pożywki. Oznacza to w praktyce, że flokulanty poliakryloamidowe blokują dostępność i wchłanianie składników odżywczych do rośliny. Eksperyment potwierdził hipotezę badawczą dotyczącą problemu migracji reszkowego monomeru do części nadziemnych sałaty. Potwierdzono, że reszkowy monomer ma tendencję do migracji AMD do rośliny niezależnie od jakości i stopnia spolimeryzowania flokulantu poliakryloamidowego. Poziom AMD w badanych próbkach sałaty był bardzo niski (10 i 30 ng kg⁻¹), niemniej w świetle uzyskanych wyników, powstaje potencjalne ryzyko dla konsumenta żywności pochodzenia roślinnego związane z pozostałościami AMD. Badania w tym kierunku wymagają potwierdzenia w bardziej złożonym układzie doświadczenia.

2. Mroczek E., Konieczny P., Kleiber T., Waśkiewicz A. *Effect of residual monomer from polyacrylamide on head lettuce grown in peat substrate*, 2015, *Food Additives & Contaminants – Part A*, 32(12):2113-2119.

Wyniki badań opublikowane w niniejszej pracy stanowią kontynuację pracy dotyczącej hydroponicznej uprawy sałaty (*Lactuca sativa* L.) tym razem wybrano układ bardziej złożony, czyli środowisko organiczne (substrat torfowy) zawierające flokulant poliakryloamidowy o zawartości AMD nie wyższej niż 1000 mg kg⁻¹ AMD. Doświadczenie prowadzono w czterech modułach: próba kontrolna – bez dodatku flokulantu do podłoża oraz próby z dodatkiem do podłoża różnych dawek preparatu PAM 0,5/1,5/3,0 mg dm⁻³. Dokonano oznaczania zawartości AMD, zawartość chlorofilu, masy głowy sałaty, a także analizy makro- i mikroelementów w zliofilizowanym materiale roślinnym. Uzyskane wyniki potwierdziły zdolność domigracji AMD z podłoża torfowego do rośliny testowej co wpłynęło na istotne pogorszenie plonowania roślin w stosunku do kontroli prowadząc tym samym do destabilizacji gospodarki mineralnej rośliny. Zbliżone relacje zaobserwowano również dla pomiaru SPAD, będącego miarą zawartości chlorofilu w liściach sałaty. Istotnie obniżona wartość SPAD

dla prób z dodatkiem flokulantu do podłoża może świadczyć o zmniejszeniu zawartości chlorofilu i uszkodzeniu aparatu fotosyntetycznego, co mogło w konsekwencji wpływać na obniżenie plonowania roślin. Obawa związana z ryzykiem przeniesienia pozostałości AMD od stosowanego osadu ściekowego do roślin jadalnych wciąż pozostaje aktualna, a zasadnicze pytanie stanowi kwestia bezpieczeństwa dla konsumenta żywności. W celu zapewnienia maksymalnej ochrony konsumentów losy monomeru akryloamidowego po zastosowaniu flokulantów opartych na PAM do obróbki osadów ściekowych powinny być starannie monitorowane w całym łańcuchu „od pola do stołu”.

3. Mroczek E, P. Konieczny, A. Lewicki, A. Waśkiewicz, J. Dach, 2016, *Preliminary study of acrylamide monomer decomposition during methane fermentation of dairy waste sludge, Journal of Environmental Sciences (China), 45:108-114*

Nie można wykluczyć, że intensywne procesy biochemiczne związane z coraz powszechniej stosowanymi technologiami obróbki np. kompostowania lub fermentacji metanowej różnego rodzaju bioodpadów, w tym osadów ściekowych, nie wnoszą ryzyka związanego z rozkładem pozostałości flokulantów poliakryloamidowych. Z drugiej strony mogą to być procesy skutecznie zmniejszające to zagrożenie. Stosowanie pulp po fermentacji metanowej osadów jako nawozów organicznych może oznaczać zatem realne zagrożenie związane z mobilnością form monomerycznych akryloamidu do tkanek roślin wykorzystywanych do celów spożywczych. Przy wykorzystaniu laboratoryjnego izotermicznego bioreaktora o pojemności 120 dm³ do badań procesów beztlenowego rozkładu materiałów organicznych podjęto badania zmian zawartości monomeru akryloamidowego w osadzie ściekowym pobranym z zakładów mleczarskich używających flokulantu poliakryloamidowego w dawce 3.5 kg Mg⁻¹ suchej masy do odwadniania osadów. Surowy osad ściekowy po zabiegu odwodnienia z udziałem flokulantu poliakryloamidowego w warunkach przemysłowych, poddano kontrolowanej fermentacji metanowej. Doświadczenie biogazowe prowadzono w warunkach fermentacji mezofilnej (39 ± 1°C) oraz fermentacji termofilnej (54 ± 1°C). Uzyskane wyniki wskazują, że również technologia biogazowa oparta na fermentacji metanowej, niezależnie od warunków temperaturowych prowadzonego procesu, ma wpływ na istotną redukcję AMD zawartego w badanym osadzie mleczarskim. Stopień redukcji monomeru akryloamidu dla fermentacji termofilnej wyniósł 100%, zaś dla fermentacji mezofilnej 91%. W praktyce oznacza to, że technologia fermentacji metanowej zmniejsza ryzyko migracji szkodliwego resztkowego monomeru akryloamidowego do środowiska.

4. Mroczek-Krzyżelewska, E, Konieczny, P., Lewicki, A., Janczak, D., Waśkiewicz, A., 2017, *Changes in acrylamide monomer content during composting of dairy processing sludge*, *Applied Ecology and Environmental Research*, 15(3):39-50

W doświadczeniu prowadzonym w okresie 31 dni z wykorzystaniem bioreaktora laboratoryjnego, kompostowaniu w kontrolowanych warunkach poddano mieszaninę zawierającą osad ściekowy pochodzący z mleczarni, odwodniony wcześniej z udziałem flokulantu poliakryloamidowego oraz słomę. Dokonano 3-krotnej analizy AMD w 1, 10 oraz 31 dniu procesu, stwierdzając istotne zmniejszenie jego zawartości do 23% początkowej zawartości. Uzyskane wyniki wskazują, że przebieg procesu kompostowania badanego osadu był uwarunkowany takimi czynnikami jak temperatura procesu oraz intensywność napowietrzania kompostowanego substratu, a intensywne procesy biochemiczne zachodzące podczas kompostowania prowadzą do redukcji zagrożenia od resztkowego monomeru akryloamidowego. Jak można przypuszczać, akryloamid w takich warunkach ulega rozkładowi i zostaje wykorzystany jako źródło azotu i węgla przez drobnoustroje uczestniczące w procesie.

5. Konieczny P., E. Mroczek, A. Waśkiewicz, T. Kleiber, *The presence of acrylamide monomer in flocculants and sewage sludge from food industry in terms of food safety*, *Proceedings of 4th International Conference: Agriculture & Food, 20–24 June 2016 Elenite Holiday Village, Bulgaria (Poster Session: 22.06.2016)*.

Plakat omawia wyniki cyklu badań własnych dotyczących zagadnienia obecności resztkowego monomeru akryloamidowego we flokulantach poliakryloamidowych stosowanych w obróbce ścieków i osadów ściekowych pochodzących z przemysłu spożywczego i wynikającego stąd potencjalnego zagrożenia dla konsumentów żywności pochodzenia roślinnego. Jak pokazuje praktyka, mimo restrykcji wynikających z zapisów prawnych, osady tego rodzaju są wykorzystywane w nawożeniu organicznym roślin o przeznaczeniu spożywczym, w tym zwłaszcza takich warzyw jak sałata, ziemniaki czy pomidory, pozyskiwanych między innymi z upraw ogrodowych. Plakat prezentuje wyniki oznaczania metodą HPLC szkodliwego resztkowego monomeru akryloamidowego w losowo wybranych flokulantach poliakryloamidowych, a także w sałacie głowiastej pochodzącej z testowej hydroponicznej oraz torfowej uprawy przeprowadzonej w warunkach szklarniowych. Wyniki dowodzą negatywnego oddziaływania tych pozostałości chemicznych na cechy morfologiczne sałaty (liczba i barwa liści), a także ich roli jako czynnika zakłócającego prawidłowe wchłanianie makro- i mikro pierwiastków niezbędnych do wzrostu testowych roślin. Zabiegi związane ze stabilizacją osadów w warunkach fer-

mentacji tlenowej lub beztlenowej istotnie zmniejszają zawartość AMD, a tym samym ryzyko ich uwalniania do środowiska.

Nowym elementem badań są niepublikowane wcześniej wyniki oznaczania monomeru w próbach nawozów organicznych przygotowanych w warunkach przemysłowych z udziałem osadów ściekowych, poddanych różnym zabiegom stabilizującym. Jak wykazano, osady poddane lagunowaniu, kompostowaniu czy technologii tzw. „efektywnych mikroorganizmów” (EM) były wolne od AMD, a śladowe ilości monomeru (< 10 ppm) stwierdzono jedynie w próbach osadu wapnowanego. Wyniki te potwierdzają, że technologie związane z komercyjnym przygotowaniem osadów i nawozów opartych na osadach ściekowych przyczyniają się do zmniejszenia zawartości szkodliwego monomeru, a tym samym minimalizują ryzyko jego przedostawania się do środowiska w następstwie nawożenia organicznego.

NAJWAŻNIEJSZE STWIERDZENIA I WNIOSKI

Na podstawie wyników zrealizowanych badań można sformułować następujące wnioski i stwierdzenia:

1. Dostępny jest szeroki asortyment polimerów akryloamidowych (PAM) o różnorodnej jakości chemicznej uwarunkowanej zmienną zawartością resztkowego monomeru akryloamidowego (AMD), która w warunkach wykonanego doświadczenia zmieniała się w granicach od 34 ppm do 1005 ppm.
2. Doświadczenie hydroponiczne oraz uprawa w substracie torfowym z udziałem sałaty głowiastej jako rośliny testowej potwierdziło hipotezę o możliwości migracji AMD z podłoża do liści, co istotnie zakłóciło procesy wzrostowe rośliny i jej cechy morfologiczne oraz wpłynęło na gospodarkę wybranymi makro- i mikroelementami.
3. Odnotowano istotny spadek zawartości AMD w osadach ściekowych odwadnianych przy użyciu PAM i poddanych procesom stabilizacji wybranymi metodami (fermentacji beztlenowej) w warunkach laboratoryjnych, przy czym ten pożądaný efekt był najwyższy dla fermentacji beztlenowej termofilnej 100%, natomiast dla fermentacji mezofilnej 91%. W warunkach laboratoryjnych odnotowano podobny efekt w przypadku kompostowania badanego osadu ściekowego przez okres 31 dni.
4. Komercyjnie dostępne nawozy organiczne przygotowane z udziałem osadów ściekowych poddanych działaniu flokulantów poliakryloamidowych w typowych dawkach, badane w niniejszej pracy, były wolne od znaczących ilości monomeru akryloamidowego. Śladowe ilości AMD stwierdzone w osadzie ściekowym pochodzącym z zakładu mleczar-

skiego i poddanym wapnowaniu potwierdzają hipotezę o znaczącej roli metody stabilizacji osadów dla obecności AMD w gotowych produktach nawozowych.

5. Wobec realnego ryzyka stosowania osadów ściekowych nie spełniających wymagań określonych przepisami prawa do nawożenia organicznego roślin jadalnych, zasadny jest postulat starannego monitorowania obecności resztkowego monomeru akryloamidowego zarówno w polimerach poliakryloamidowych stosowanych w gospodarce wodno-ściekowej i osadowej przemysłu spożywczego jak i systematycznego śledzenia jego losów w całym łańcuchu żywnościowym.

LITERATURA

- Bavernik F.W., Soyka RE, Lentz RD, Andrawes FF, Messner LS, 1996. Fate of acrylamide monomer following application of Polyacrylamide to Cropland, In: *Proceedings: Managing Irrigation Induced Erosion and Infiltration with Polyacrylamide, May 6,7 and 8 University of Idaho Misc. Pub., Eds: Collage of Southern Idaho, Twin Falls.* 103-110.
- Dai X, Luo F, Yi J, He Q, Dong B, 2014, Biodegradation of polyacrylamide by anaerobic digestion under mesophilic condition and its performance in actual dewatered sludge system, *J. Bioresour. Technol.* 153:55-61.
- Duan, NN, Dong B, Wu B, Dai XH, 2012. High-solid anaerobic digestion of sewage sludge under mesophilic conditions: Feasibility study. *J. Bioresour. Technol.* 104, 150–156.
- Fernandez Rodriguez J, Perez M, Romero LI, 2012. Mesophilic anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste: Optimisation of the semicontinuous process. *J. Chem. Eng.* 10-15.
- Green VS, Stott DE, 2001. Polyacrylamide: a review of the use, effectiveness, and cost of a soil erosion control amendment. In: Stott DE, Mohtar RH, Steinhardt GC, editors. *Sustaining the global farm. Selected papers from the 10th International Soil Conservation Organization Meeting; 2009 May. West Lafayette (IN): Purdue University.* 384–389.
- Katja H, Mika S, 2007. Flocculation in paper and pulp mill sludge process. *Res J. Chem. Environ.* 11:96–103.
- Keramat J, Lebail A, Prost C, Soltanizadeh N, 2011. Acrylamide in foods: Chem Anal A review. *Food Bioprocess Tech.* 4: 340-363, <http://dx.doi.org/10.1007/s11947-010-0470>.
- Komisja Europejska, 2001. Disposal and recycling routes for sewage sludge. Part 1- Sludge use acceptance. ISBN 92-894-1798-6. 1–54.
- Komisja Europejska, 2002. *Opinion of the scientific committee on food on new findings regarding the presence of acrylamide in food. SCF/CS/CNTM/CONT/4 Final.1–16* <http://www.inchem.org/documents/pims/chemical/pim652.htm>
- Pingot D, Pyrzanowski K, Michałowicz J, Bukowska B, 2013. Toxicity of acrylamide and its metabolite – glycidamide, *Medycyna Pracy*, 64(2):259–271.
- Rudén C, 2004. Acrylamide and cancer risk-expert risk assessments and the public debate. *Food Chem. Toxicol.* 42:335–349.
- Skog K, Alexander J, 2006. *Acrylamide and other hazardous compounds in heat-treated foods.* Cambridge: Woodhead Publishing Limited. 536.
- Tareke E, Rydber P, Karlsson P, Eriksson S, Törnqvist M, 2002. Analysis of acrylamide, a carcinogen formed in heated foodstuffs. *J. Agric. Food Chem.* 50:4998–5006.
- Vanerkar AP, Satyanarayan S, Satyanarayan S, 2013. Treatment of food processing industry wastewater by coagulation/flocculation process. *Inter. J. Chem. Phys. Sci.* 2:63–72.
- Wenzl T, Calle MB, Anklam E, 2003. Analytical methods for the determination of acrylamide in food products: a review. *Food Addit. Contam.* 20:885–902.
- Woodrow J. E, Seiber JN, Miller GC, 2008. Acrylamide Release Resulting from Sunlight Irradiation of Aqueous Polyacrylamide/Iron Mixtures, *J. Agr. Food Chem.* 56 (8):2773-2779.

Dobre efekty pełnego biologicznego usuwania związków azotu i fosforu uzyskuje się dla systemów wielostopniowych z recyrkulacją ścieków. Jednakże rygorystyczne parametry prowadzonych procesów denitryfikacji, nitryfikacji i defosfatacji zmuszają do zastosowania substancji wspomagających pracę oczyszczalni ścieków zwłaszcza, gdy do głównego ciągu oczyszczania doprowadzane są wody nadosadowe z przeróbki osadów. Najczęściej stosowanym preparatami są koagulanty PIX i substancje wspomagające koagulację – flokulanty (polimery organiczne). W porównywalnych warunkach zastosowanie chemicznego wspomaganie niektórych procesów jednostkowych, w technologii oczyszczania ścieków jest uzasadnione przede wszystkim ze względów ekonomicznych oraz eksploatacyjnych. Przy oczyszczaniu ścieków komunalnych stosuje się strącanie wstępne, symultaniczne, końcowe lub mieszane. W nowoczesnych systemach oczyszczania i doczyszczania ścieków dominują następujące procesy fizyko – chemiczne:

1. koagulacja + flokulacja,
2. koagulacja + sedymentacja + flokulacja.

Natomiast w przypadkach konieczności szczególnej ochrony odbiornika ścieków, takich jak ochrona wód morskich w sąsiedztwie plaż i kąpielisk, ochrona ujęć wodnych dla zaopatrzenia miast lub przemysłu spożywczego stosuje się dodatkowo proces dezynfekcji.

Bardzo ważnym elementem jest prawidłowo prowadzona eksploatacja jednostkowych procesów zachodzących w oczyszczanych ściekach, w tym szczególnie nadzorowanie procesów koagulacji i flokulacji. Badania własne i liczne obserwacje wykazały, że dawka PIX-u, na przykład do wstępnego i symultanicznego strącania fosforu powinna być wyznaczona doświadczalnie z zachowaniem reżimu technologicznego. Równocześnie proces koagulacji i flokulacji powinien być szczegółowo przebadany z uwagi na zachodzące niekorzystne procesy deflokulacji, rozpuszczania i roztwarzania.

Dlatego celem pracy jest przedstawienie prawidłowego sposobu prowadzenia procesu strącania wstępnego, symultanicznego, mieszanego oraz koagulacji i flokulacji na Oczyszczalni Ścieków „Jamno” w Koszalinie. Praca ma charakter technologiczny i aplikacyjny. Przedstawiono w niej sposoby prowadzenia prawidłowego, pod kątem technologicznym, procesu koagulacji i flokulacji.

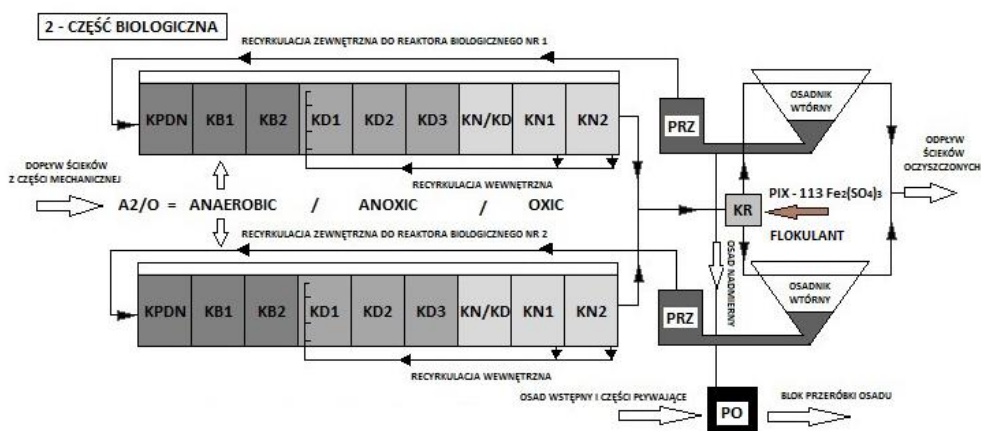
Charakterystyka Oczyszczalni Ścieków „Jamno”

Ścieki do Oczyszczalni Ścieków „Jamno” dopływają grawitacyjnie, kolektorem zbiorczym o średnicy 1800 mm. Oczyszczalnia pracująca w układzie A2O, zapewniająca wysokosprawne usuwanie związków węgla, azotu i fosforu. Składa się z części mechanicznej i biologicznej. Projektowana przepustowość oczyszczalni określona została na poziomie 40 000 m³/d, a średnia ilość

ścieków doprowadzanych systemem kanalizacji do oczyszczalni w roku 2016 wyniosła ok. 23 000 m³/d.

Część mechaniczna oczyszczalni składa się z kraty ręcznej o prześwicie 100 mm, trzech krat gęstych schodkowych o prześwicie 3 mm, trzech piaskowników o przepływie poziomym, przed którymi do ścieków dozowany jest koagulant PIX-113 w dawce 35÷90 g PIX/m³ oraz dwóch dwukomorowych osadników wstępnych prostokątnych podłużnych. Przed osadnikami proces koagulacji jest wspomagany polimerem anionowym, dawkowanym w ilości proporcjonalnej do natężenia przepływających ścieków (stężenie 0,02÷0,1 g/m³ PRAESTOL 2530).

Po wstępnym oczyszczeniu, ścieki przepływają grawitacyjnie do dwóch równolegle pracujących układów wielofazowych A2O reaktorów biologicznych. Procesy defosfatacji, denitryfikacji i nityfikacji oraz biodegradacji węgla zachodzą w poszczególnych komorach osadu czynnego (rysunek 1).



Rys. 1. Schemat technologiczny części biologicznej Oczyszczalni Ścieków JAMNO.

Część ścieków surowych (ok. 20%) po osadniku wstępnym kierowana jest do komory predenitryfikacji, pozostała ilość przepływa bezpośrednio do komory beztlenowej (KB1, następnie KB2). Proces denitryfikacji prowadzony jest w trzech następujących po sobie komorach z recykulacją wewnętrzną, wyprowadzoną z ostatniej komory nityfikacyjnej do pierwszej komory denitryfikacyjnej. Wielkość recykulacji wewnętrznej jest uzależniona od stężenia azotanów (V) w komorze tlenowej (nityfikacji). Ścieki przed odprowadzeniem ich do osadnika wtórego napowietrzane są drobnopęcherzykowo w komorach nityfikacji (KN). Przed osadnikami wtórnymi radialnymi do komory rozdziału

dawkowany jest koagulant PIX-113 (od 15 g do 80 g PIX/m³), przeciwdziałający wtórnemu uwalnianiu się fosforu z komórek bakterii osadu czynnego oraz do symultanicznego strącania fosforu. Recyrkulacja zewnętrzna osadu z osadnika kierowana jest do komory predenitryfikacji (KPDN) na poziomie 100 – 150 %Q. Oczyszczone ścieki przepływają kanałem do odbiornika ścieków, którym jest rzeka Dzierżęcinka zasilająca przymorskie jezioro Jamno.

OPIS I ANALIZA WYNIKÓW BADAŃ

CZĘŚĆ MECHANICZNA

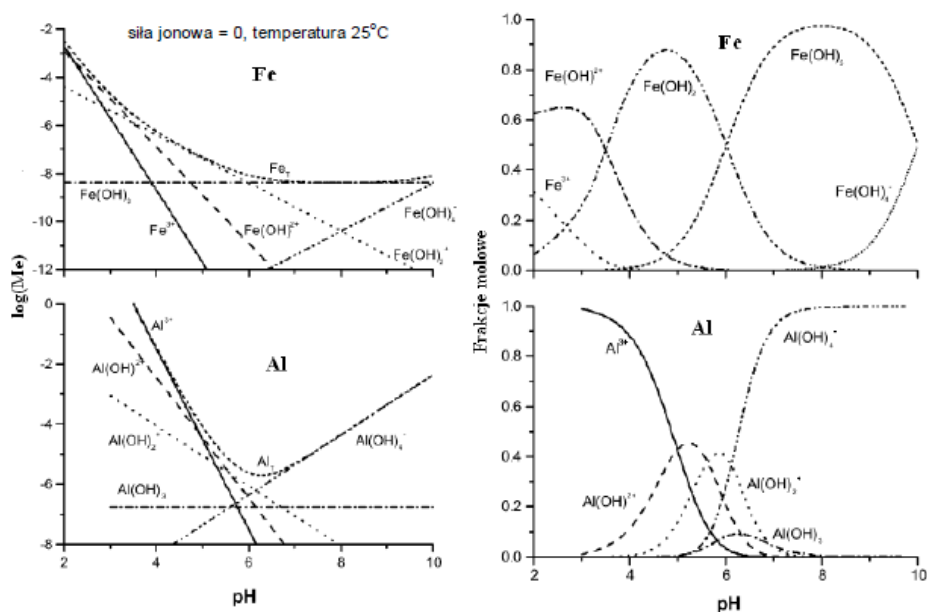
Stosowana część mechaniczna oczyszczalni ścieków ma decydujący wpływ na gospodarkę osadową, a także na cały układ technologiczny oczyszczalni ścieków. W przypadku zastosowania osadników wstępnych powstają mieszane osady – wstępne surowe oraz nadmierne. Ze względów technologicznych na Oczyszczalni Ścieków „Jamno” w Koszalinie, o przepustowości Qdśr = 40 000 m³ /d, zastosowano proces koagulacji oraz chemiczne strącanie przed piaskownikami. Przed osadnikami wstępnymi proces koagulacji jest wspomagany polimerem anionowym, dawkowanym w ilości proporcjonalnej do natężenia przepływających ścieków (stężenie 0,02÷0,1 g/m³ PRAESTOL 2530). Proces taki wzmacnia oczyszczanie ścieków zwłaszcza, gdy wprowadzany jest duży ładunek zanieczyszczeń w odciekach z terenu gospodarki osadowej.

Na podstawie analiz z wyników badań laboratoryjnych stwierdzono, wysoką obniżkę ładunku BZT₅ w granicach 40÷70%, zawiesiny ogólnej, blisko 90%, ChZT ok. 30 % i azotu ogólnego na poziomie 30 %. Usunięcie fosforu po części mechanicznej wynosi ok. 50 %.

Proces chemicznego usuwania fosforu ze ścieków polega na strąceniu ortofosforanów zawartych w ściekach i przekształceniu ich w formę nierozpuszczalną. W ściekach dopływających do oczyszczalni, oprócz związków fosforu w formie ortofosforanów, znajdują się również polifosforany, które ulegają hydrolizie do ortofosforanów. Trzecią grupę związków fosforu w ściekach tworzy fosfor, związany organicznie w postaci fosfolipidów, fosfoamin lub cukrów. Polifosforany i organiczne związki fosforu, ulegają również biologicznemu rozkładowi do ortofosforanów i mogą być związane w wyniku koagulacji kolidów i zawiesin trudno opadalnych, których stężenie w procesie chemicznego strącania ulega znacznemu obniżeniu.

Przez wielu technologów mylnie jest podawany proces strącania i koagulacji oraz flokulacji. Strącanie zachodzi w roztworze (w ściekach) w wyniku reakcji chemicznej tworząc trudno rozpuszczalne osady. Zazwyczaj stosowany preparat w oczyszczaniu ścieków do strącania można również stosować do koagulacji. Cząsteczki w środowisku wodnym posiadają najczęściej ładunki

ujemne, a elektrostatyczne odpychanie powoduje, że znajdują się one w pewnej odległości od siebie. Dodanie soli metali np. PIX-u o znaku przeciwnym zmienia ładunek powierzchniowy cząsteczek i na skutek działania przyciągających sił van der Waalsa następuje ich zbliżanie i łączenie się. Równocześnie nadmiar jonów metali niewykorzystany w usuwaniu ortofosforanów bierze udział w reakcjach hydrolizy i wytrącaniu wodorotlenków metali występujących w ściekach. Ten proces prowadzi do wytworzenia kompleksów elektroujemnych i elektrododatnich w funkcji pH mających znaczenie w procesach koagulacji i flokulacji zawiesin (rys. 2).



Rys. 2. Wpływ pH roztworu na powstawanie hydroksokompleksów Fe(III) i Al (III) w roztworach wodnych

Powstające hydroksokompleksy żelaza(II) i żelaza(III) stanowią dla koloidów i jonów powierzchnię adsorpcyjną, której ogólny potencjał powierzchniowy zmienia się w zależności od odczynu roztworu. Nadmiar ładunków dodatnich, występujących przy odczynie kwaśnym, maleje wraz ze wzrostem pH i w środowisku obojętnym spada do zera. Ze wzrostem stężenia jonów OH^- pojawiają się ujemne hydroksokompleksy. Dlatego ważnym czynnikiem jest prowadzenie procesu koagulacji przy odpowiednim odczynie pH. Z rysunku nr 2 można określić, że im większe stężenie w roztworze jonów żelaza i wyższe pH tym uzyskuje się większe stężenie wodorotlenku żelaza. Dlatego istotnym czynnikiem podczas dawkovania PIX – u jest ustalanie jego stężenia. Przy zbyt niskim stężeniu może okazać się, że dominują kompleksy elektrododatnie (zbyt mała zasado-

wość ścieków), a efektywność koagulacji wynosi zaledwie 50 %. Zwiększona dawka koagulantu wpływa korzystnie, ponieważ wodorotlenek żelaza (III), w wyniku jego buforowania w ściekach reaguje z ponadnormatywnymi stężeniami ortofosforanów, pojawiających się okresowo w ściekach dopływających do oczyszczalni. Zatem ważnym czynnikiem jest również forma występowania fosforu w ściekach. W tabeli nr 1 zestawiono formy występowania fosforu w ściekach surowych zmieszanych z wodami nadosadowymi z gospodarki osadowej.

Celem maksymalizacji usunięcia fosforu w procesie strącania chemicznego niezbędne jest występowanie fosforu w formie ortofosforanów i nieorganicznych skondensowanych fosforanów. Do celów metabolizmu biologicznego (zachodzącego w komorach KB) dostępne muszą być różne formy ortofosforanów (PO_4^{3-} , HPO_4^{2-} , H_2PO_4^- oraz H_3PO_4). Przy występowaniu fosforu w formie organicznej głównie jako skondensowane fosforany, strącenie ich w formie nierozpuszczalnej jest praktycznie niemożliwe. Frakcje skondensowanych fosforanów oznaczane jako ChZT (frakcje praktycznie nierozkładalne) występują w ściekach głównie z wód nadosadowych, z ciągu przeróbki osadów. Dlatego niezwykle ważne jest ustalenie dominujących form fosforu w ściekach dopływających do oczyszczalni i form fosforu w cieczach nadosadowych. Na podstawie takich badań można ustalić optymalną dawkę PIX-u w procesie chemicznego strącania fosforu. Pod względem technologicznym trudne do usunięcia są również formy fosforu nierozpuszczalne w ściekach, występujące jako zawiesiny.

Tab. 1. Różnorodność nieorganicznych i organicznych połączeń fosforu wytwarzanych przez naturę i sztucznie produkowanych przez człowieka.

Forma	Główne związki
Ortofosforany	H_3PO_4 , H_2PO_4^- , HPO_4^{2-} , PO_4^{3-} , FeHPO_4^+
Nieorganiczne skondensowane fosforany	$\text{H}_4\text{P}_2\text{O}_7$, $\text{H}_3\text{P}_2\text{O}_7^-$, $\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7^{3-}$, $\text{HP}_2\text{O}_7^{3-}$, $\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$, – pirofosforany $\text{H}_2\text{P}_3\text{O}_{10}^{3-}$, $\text{HP}_3\text{O}_{10}^{4-}$, $\text{P}_3\text{O}_{10}^{5-}$, $\text{CaP}_3\text{O}_{10}^{3-}$, $\text{HP}_3\text{O}_9^{2-}$, – tripolifosforany $\text{P}_3\text{O}_9^{3-}$, CaP_3O_9^- – trimetafosforany
Organiczne ortofosforany	- fosfoaminy glukozy-1-fosforan, monofosforan adenozyne, monofosforan izotynolu, heksafluoroborany izotynolu, glicerofosforan, kwas fosfatydowy, fosfokreatyna, fosfoarginina
– fosforany cukrowe	
– fosforany izotynolu	
– fosfolipidy	
– fosfoproteiny	
Organiczne skondensowane fosforany	adenozyno-5'-trifosforan, koenzym A.

Prowadzenie procesu strącania i koagulacji „ad hoc” na podstawie dawek określonych na innych oczyszczalniach może okazać się mało skuteczne,

a wręcz niemożliwe. Jeżeli w ściekach nie dominują formy ortofosforanów to proces strącania wstępnego jest nieuzasadniony.

Istotnym także czynnikiem, na który nie zwracają uwagi technolodzy to system mieszania koagulantu ze ściekami. Czas mieszania powinien wynosić od 30 do 120 sekund, przy dozowaniu reagentów w postaci roztworów. Natomiast, zadaniem intensywnego mieszania jest szybkie rozтворzenie reagenta w ściekach, a wolne mieszanie zapewnia optymalne warunki do przebiegu procesu koagulacji. Czas mieszania wolnego i zachodzących procesów reakcji powinien wynosić ok. 30 min. Nie zachowanie powyższych, podstawowych parametrów brzegowych skutkuje zawsze małą efektywnością strącania czy flokulacji.

Flokulacja jest kolejnym procesem, dzięki któremu następuje łączenie się mniejszych kłaczków skoagulowanej zawiesiny w większe aglomeraty. Proces ten na Oczyszczalni Ścieków „Jamno” odbywa się w osadnikach wstępnych. Mechanizm działania polielektrolitu polega na jego adsorpcji na koloidzie lub cząsteczce zawiesiny z możliwością tworzenia sieci i mostków podczas flokulacji danych cząstek koloidalnych i zawiesinowych. Wspomaganie koagulacji prowadzone jest za pomocą polimeru anionowego PRAESTOL 2530, dawkowanego w ilości proporcjonalnej do natężenia przepływających ścieków.

Do Oczyszczalni Ścieków „Jamno” doprowadzane są również ścieki z terenów wiejskich. Ścieki te charakteryzują się wysoką zawartością siarkowodoru. Stosowany od wielu lat preparat PIX – 113 znacząco ogranicza i usuwa siarkowodor ze ścieków w formie nierozpuszczalnej, polepsza kondycję osadu czynnego, co przyczynia się do poprawy pracy całej biologicznej części oczyszczalni ścieków.

Dodatkową zaletą stosowania PIX-u w procesie chemicznego wstępnego strącania na mechanicznej części oczyszczalni ścieków, jest radykalne zmniejszenie kubatury reaktorów biologicznych oraz obniżenie kosztów eksploatacji, a szczególnie obniżenie kosztów zużycia energii elektrycznej. Zabieg ten wpływa na zmniejszenie ilości osadu nadmiernego a zwiększona ilość osadu wstępnego (60÷70% obniżki zawiesiny ogólnej) sprzyja realizacji procesu stabilizacji beztlenowej osadów mieszanych.

Na podstawie badań laboratoryjnych i obserwacji na oczyszczalni ścieków wynika, że osadniki wstępne stanowią ważną i niezbędną część procesu biologicznego usuwania związków biogennych. Chronią one biomasę przed wymywaniem bakterii usuwających fosfor i umożliwiają wstępną fermentację osadu w celu intensyfikacji usuwania fosforu.

CZĘŚĆ BIOLOGICZNA

Usuwanie azotu w technologii oczyszczania ścieków zapewniają jedynie procesy biologiczne, do których zaliczyć można: amonifikację, nityfikację oraz denityfikację. Brak tu możliwości posiłkowania się strącaniem chemicznym, tak jak to ma miejsce w przypadku fosforu. Procesy te następują tylko w określonych warunkach, w specjalnie przystosowanych układach oczyszczania biologicznego.

Wielkością kryterialną jest stosunek stężenia związków węgla (wyrażonych jako BZT₅ lub ChZT) do stężenia azotu ogólnego: $\text{ChZT/Nog} \leq (4 \div 5)$: 1, BZT₅/Nog < 2. Dla procesu denityfikacji wymagana jest dostępność łatwo przyswajalnych związków węgla – optymalnie jako lotne kwasy tłuszczowe. Na podstawie badań stwierdzono, że, wstępne chemiczne strącanie w osadniku wstępnym, powoduje usuwanie znacznej ilości zawiesiny (70÷80%) i BZT₅ (50÷60%), tym samym pozbawia się ścieków dopływających do reaktora biologicznego – łatwo przyswajalnych związków węgla. Wstępne strącanie może wielokrotnie obniżyć prędkość denityfikacji w osadzie czynnym. Wieloletnie badania wykazały jednak, że wstępne strącanie fosforu, koagulacja i flokulacja wpływa korzystnie na efektywność biologicznego oczyszczania ścieków. Właściwe parametry zestawiono tabelarycznie (tab. 2)

Tab. 2. Parametry pracy osadu czynnego z procesem sedymentacji i bez wstępnej sedymentacji

Charakterystyka biomasy	Jednostki	Ze wstępną sedymentacją	Bez wstępnej sedymentacji
Maksymalne uwolnienie fosforu w warunkach beztlenowych	mg P/g s.m.o	30	14
Maksymalna szybkość uwalniania fosforu w warunkach beztlenowych	mg P/g s.m.o.·h	19	9
Szacunkowa wielkość frakcji bakterii usuwających fosfor	%	40	15
Szybkość poboru fosforu w warunkach tlenowych	mg P/g s.m.o.·h	13,2	5,4
Szybkość poboru fosforu w warunkach niedotlenienia	mg P/g s.m.o.·h	5,9	2,3
Szybkość denityfikacji endogennej (bakterie usuwające azot)	mg NO ₃ -N/g s.m.o.·h	3÷3,4	1,3
Zwykła szybkość denityfikacji	mg NO ₃ -N/g s.m.o.·h	3,2	6,2÷7
Szybkość nityfikacji	mg NH ₄ -N/g s.m.o.·h	Ok. 0,8	3÷4

Niewłaściwie prowadzony proces wstępnej koagulacji może przyczyniać się do pogorszenia efektywności procesów denitryfikacji i nitrifikacji (tabela 2). Zmniejsza się radykalnie szybkość denitryfikacji i nitrifikacji. Dla zachowania w pełni sprawnego systemu biologicznego oczyszczania ścieków należy zapewnić dostępność łatwo przyswajalnych związków węgla, które są niezbędne dla prawidłowego funkcjonowania mikroorganizmów. Ich deficyt często występuje w układach, w których zachodzi kompleksowe usuwanie związków biogenych. Dodatkowe (konwencjonalne bądź alternatywne) źródło węgla wykorzystuje się, gdy stopień denitryfikacji jest limitowany z powodu niewystarczającej ilości lub jakości związków organicznych w ściekach.

Stosowanymi substancjami tego typu są między innymi: metanol, etanol, kwas octowy, glikol. Mogą być one stosowane nawet wtedy, gdy ilość węgla niezbędnego do przeprowadzenia denitryfikacji jest wystarczająca, ale jakość substratu nie pozwala na osiągnięcie odpowiedniej prędkości procesu. Usuwanie azotanów w komorach denitryfikacji przebiega zgodnie z poniższym równaniem.

KD (brak napowietrzania, mieszanie)

zw. org. + NO_3^- CO_2 + H_2O + $\frac{1}{2} \text{N}_2$ + OH^-

Z równania wynika, że dla zajścia prawidłowego procesu denitryfikacji niezbędna jest obecność związków organicznych, najlepiej w formie łatwo przyswajalnego źródła węgla. Zapotrzebowanie na węgiel organiczny do procesu denitryfikacji wynosi 3,5 g BZT₅/g N oraz 5-10 g ChZT/g N-NO₃. Najczęściej stosowany jest metanol ze względu na jego niski koszt oraz dobrą przyswajalność przez bakterie denitryfikacyjne.

Na Oczyszczalni Ścieków „Jamno” w Koszalinie jako zewnętrzne źródło węgla dawkowany jest preparat KEMCARBO GCM 95. Skład preparatu bazuje na specjalnie dobranej mieszaninie alkoholi, cukrów i protein, które są pożywką dla mikroorganizmów. Dodatkową zaletą jest to, że tego typu mieszanina gwarantuje wyższą różnorodność gatunkową w osadzie czynnym, aniżeli np. przy stosowaniu samego metanolu czy etanolu. Zdaniem eksploatatora/technologa, wybór produktu firmy KEMIPOL podyktowany był przede wszystkim jego właściwościami (preparat niepalny, niewybuchowy, bezpieczny, w pełni biodegradowalny) oraz wysoką wartością ChZT równą 1 200 000 g O₂/m³.

Na podstawie badań i obserwacji oraz pomiarów bezpośrednich ustalono podstawowe parametry prowadzenia procesu denitryfikacji:

- Dawkowanie zewnętrznego źródła węgla od 0,03 do 0,07 L/m³ ścieków dopływających do komory KD;

- recyrkulacja wewnętrzna – $\beta = (100 \div 400)\%$ – żeby dostarczyć NO_3^- z KN do KD;
- recyrkulacja zależy od stężenia azotanów w komorze KN. Im większe stężenie azotanów (V) tym większa recyrkulacja N-NO_3^- (kilka do kilkanaście $\text{g N-NO}_3^-/\text{m}^3 = 200\%$ do 350%);

Należy jednak pamiętać, że im większa recyrkulacja wewnętrzna tym więcej azotanów do denitryfikacji (jeżeli mogą być zdenitryfikowane). Dlatego stosowane musi być zewnętrzne źródło węgla. Recyrkulacja wewnętrzna rzędu $350\% - 400\%$ zwiększa ładunek tlenu doprowadzany z KN, jest to proces bardzo nie korzystny ponieważ następuje znaczące, niepotrzebne zużycie substancji organicznej. Należy wówczas zwiększyć dawkę węgla organicznego nawet do ok. $0,1 \text{ L/m}^3$. Stwierdzono również, że w okresie letnim można zwiększyć udział KD kosztem KN, co daje lepszą denitryfikację, a w konsekwencji mniejsze zużycie tlenu – znacząca oszczędność energii.

Podczas biologicznego oczyszczania ścieków największe ładunki azotu ogólnego usuwane są podczas procesu denitryfikacji (komora predenitryfikacji i denitryfikacji). Do dużej efektywności procesu przyczyniło się dawkowanie zewnętrznego źródła węgla. Wyniki badań wstępnych wskazują na krótki czas adaptacji osadu do preparatu. Już po kilkunastu dniach od rozpoczęcia dawkowania osiągnęte wyniki spełniały wymagania zawarte w pozwoleniu wodno-prawnym. Zwiększenie dawki powoduje wzrost efektywności usuwania azotu ogólnego ze ścieków, ale w pewnych granicach. Błędny jest więc myślenie, że w każdych warunkach zwiększenie dawki będzie gwarantowało osiągnięcie założonej efektywności. Ustalenie optymalnej ilości dozowanego preparatu opierać się musi na wnikliwej analizie parametrów ścieków oraz wiedzy technologa dotyczącej pracy oczyszczalni.

Niezwykle istotną informacją jest odpowiedni czas przetrzymania ścieków w komorze biologicznej defosfatacji, który powinien wynosić $T_{KB} = V_{KB}/Q_0 \approx (0,5 \div 2)\text{h}$. Recyrkulacja azotanów z komory nityfikacji KN do komory biologicznej defosfatacji zużywają LKT, co znacząco obniża przyrost bakterii akumulujących fosfor, a zatem obniża efekty usuwania fosforu do minimum. Bakterie heterotroficzne (BH) osadu czynnego zawierają ok. 2% P. Ilość fosforu usuwanego ze ścieków z osadem nadmiernym (zawierającym BH) jest zatem mała. Natomiast bakterie heterotroficzne (BHP) są w stanie zgromadzić w komórce nawet $> 20\%$ fosforu. Bakterie takie (bakterie heterotroficzne akumulujące fosfor – BHP, PAO) mogą być obecne w znacznych ilościach w osadzie czynnym, gdy osad jest naprzemiennie poddawany warunkom bez-tlenowym i tlenowym. Wtedy osad nadmierny, zawierający dużo BHP zawiera także dużo fosforu, więc ilość usuwanego fosforu jest duża.

Badania własne wykazały, że zużycie związków organicznych wynosi ok. 3 g BZT₅/g N-NO₃⁻ zdenitryfikowanego. Dawkowanie zewnętrznego źródła węgla do komory KD anoksycznej gdzie wprowadzany jest recyrkulat wewnętrzny nie jest rozwiązaniem korzystnym z uwagi na duże jego zużycie przez bakterie nitryfikacyjne. Ustalono, że węgiel powinien być dawkowany w komorze KD po wymieszaniu ścieków płynących z KB z recyrkulatem wewnętrznym. Denitryfikacyjne zużycie łatwo rozkładalnych zanieczyszczeń organicznych, ogranicza ilość LKT (SA) dostępnych bakteriom fosforanowym (XPAO). Przyczynia się to do pogorszenia efektów defosfatacji. Im większy stopień recyrkulacji osadu (αQ) – niezbędny gdy indeks osadu jest wysoki – tym większe denitryfikacyjne zużycie LKT (SA). Z bakterii fosforanowych (XPAO) uwalniane są przy tym polifosforany (XPP) i polihydroksyalkaniiny (XPHA), które podlegają hydrolizie.

Utlenianie łatwo rozkładalnych zanieczyszczeń organicznych z wykorzystaniem azotanów jako akceptora elektronów (denitryfikacja) pochodzących z dopływu oraz hydrolizy (hydroliza usidlonych w kłaczkach osadu czynnego wolno rozkładalnych zanieczyszczeń organicznych). Azotany doprowadzane są przede wszystkim recyrkulacją wewnętrzną.

SYMULTANICZNE STRĄCANIE, KOAGULACJA I FLOKULACJA

Ścieki odpływające z osadników wtórnych często mają podwyższone stężenie zawiesiny ogólnej. Zakumulowany fosfor głównie w masie osadu czynnego powoduje znaczne przekroczenie tego wskaźnika – w stosunku do pozwolenia wodnoprawnego. Złe sklarowanie ścieków w osadniku ma o wiele poważniejsze znaczenie epidemiologiczne.

Przy strącaniu końcowym (symultanicznym) istnieje możliwość znacznego sklarowania ścieków oraz zmniejszenia stężenia fosforu ogólnego w granicach $0,2 \div 0,8$ g P/m³. Przy strącaniu końcowym dawki są mniejsze od dawek teoretycznych, gdyż fosfor w ściekach odpływających z części biologicznej oczyszczalni jest w znacznej części zawarty w zawiesinach wynoszonych z osadników wtórnych (Tabl. 3).

Zawiesiny te ulegają flokulacji przy względnie małych dawkach flokulantu. Fosfor rozpuszczony tzn. w formie polifosforanów jest usuwany w formie nierozpuszczalnej za pomocą PIX-u. Jego dawka uzależniona jest od stężenia fosforanów w ściekach dopływających do osadników wtórnych. Na podstawie badań własnych określono dawkę PIX-u na poziomie od 0,01 L/m³ do 0,03 L/m³ ścieków. Uzależnione jest to w znacznym stopniu od ładunku fosforu i natężenia przepływu ścieków.

Na podstawie tab. 3 widać, że po pełnym biologicznym oczyszczeniu ścieków ilość zawiesin w odpływie wynosi ok. 10 – 20 g/m³ a stężenie fosforu

od 0,2 do 0,8 gP/m³. Istotnym parametrem technologicznym jest utrzymanie wysokości osady skompresowanej do wysokości warstwy sklarowanej, zwłaszcza przy zwiększonym obciążeniu hydraulicznym (intensywne opady deszczu). Podczas zwiększonego przepływu flotacja zawieszin z osadników wtórnych powoduje znaczące zwiększenie fosforu w odpływie. W celu poprawy efektywności klarowania ścieków w osadniku wtórnym zastosowano polimer kationowy SUPERFLOC C 18530 firmy KEMIPOL, który przeznaczony jest do wspomagania sedymentacji w osadnikach wtórnych. W Oczyszczalni Ścieków „Jamno” produkt ten dozowany jest bezpośrednio do komory rozdzielu – KR przed osadnikami wtórnymi (Rys. 1).

Tabela 3. Ilość związków fosforu wynoszonych wraz z zawiesinami

Miejsce poboru próby	Ilość zawieszin w odpływie g/m ³	Ilość fosforu ogólnego zawartego w zawiesinach	
		% masy zawieszin	g P/m ³ odpływających ścieków
Po osadniku wstępnym i wstępnym strącaniu	30 – 50	2 – 3	0,6 – 1,5
Po osadniku wtórnym i symultanicznym strącaniu	10 – 20	2 – 4	0,2 – 0,8
Po strącaniu	5 – 10	10 – 20	0,5 – 2,0
Po filtracji ścieków oczyszczonych	3 – 8	2 – 4	0,06 – 0,32
Po osadniku wtórnym z biologicznym usuwaniem fosforu	10 – 20	2 – 4	0,2 – 0,80

Aplikacja reagenta odbywa się sporadycznie, np. w przypadku uderzeń hydraulicznych spowodowanych przez zwiększone natężenie opadów lub przy znacznym rozwoju bakterii nitkowatych. Pomiar wysokości warstwy sklarowanej w osadniku wtórnym z użyciem reagenta SUPERFLOC C 18530 wykazał znaczną poprawę właściwości sedymentacyjnych osadu czynnego, zarówno w warunkach normalnych, jak i w trakcie uderzeń hydraulicznych. Dawka polimeru Superfloc C 18530 uzależniona jest od napływu ścieków i waha się od 20 g/m³ do 50 g/m³. System optymalizacji wynika z automatycznego pomiaru wysokości strefy sklarowanej w osadnikach wtórnych za pomocą sond ultradźwiękowych Turbimax CUS71D Endress+Hauser i przetworników Liquiline M CM422 Endress+Hauser z graficzną rejestracją poziomu warstwy sklarowanej. Jedną z możliwości ustawień sond jest pomiar wysokości warstwy osadu zagęszczonego lub strefy klarownej. Wysokość strefy sklarowanej oznacza odległość osadu o małym stopniu zagęszczenia do sondy znajdującej się na powierzchni zwierciadła ścieków. Szczegółowe wyniki badań zaprezentowano w publikacji nr 6 (Literatura).

PODSUMOWANIE

Oczyszczalnia ścieków „Jamno” pracująca w układzie mechaniczno-biologicznym wspomaganym wstępnym oraz końcowym chemicznym strącaniem usuwa jony ortofosforanów na poziomie 99 %. Zastosowanie procesów jednostkowych wspomagających oczyszczanie ścieków wymaga wnikliwej analizy i znajomości prowadzenia takich procesów. Zastosowanie wstępnego chemicznego strącania fosforu – w układzie technologicznym oczyszczalni ścieków – musi spełniać określone warunki: wykonanie poprzedzających badań fizyczno-chemicznych ścieków oraz testów technologicznych oraz sprawdzenie czy zachowane są podstawowe wymagania jakościowe dla ścieków dopływających do reaktorów z biochemicznym usuwaniem związków węgla, azotu i fosforu. Prowadzenie procesu strącania i koagulacji na podstawie dawek określonych na innych oczyszczalniach może okazać się mało skuteczne, a wręcz niemożliwe. Jeżeli w ściekach nie dominują formy ortofosforanów to proces strącania wstępnego jest nieuzasadniony. Wykorzystanie różnego rodzaju koagulantów pozwala na znaczne ograniczenie wymaganej pojemności reaktorów biologicznych. Dawki koagulantu na poziomie 50 – 100 g/m³ (np. PIX – 113) pozwalają obniżyć wartość BZT₅ o ok. 50 – 60%, co powoduje, że pojemność reaktorów jest blisko o połowę mniejsza niż wówczas, kiedy rezygnuje się ze stosowania tego środka. Stosowanie preparatów PIX i polimerów w różnych miejscach oczyszczalni ścieków wymaga bardzo dobrej znajomości zasad prowadzenia takich procesów.

Na Oczyszczalni Ścieków „Jamno” w Koszalinie jako zewnętrzne źródło węgla dawkowany jest preparat KEMCARBO GCM 95 w celu zwiększenia procesu denitryfikacji. Na podstawie badań stwierdzono, że zastosowanie preparatu znacząco zwiększa szybkość procesu denitryfikacji. Wyniki badań wskazują na krótki czas adaptacji osadu do preparatu. Już po kilku dniach od rozpoczęcia dawkowania osiągnęte wyniki spełniały wymagania zawarte w pozwoleniu wodno-prawnym. Zwiększenie dawki powoduje wzrost efektywności usuwania azotu ogólnego ze ścieków, ale w pewnych granicach. Błędym jest więc myślenie, że w każdych warunkach zwiększenie dawki będzie gwarantowało osiągnięcie założonej efektywności. Ustalenie optymalnej ilości dozowanego preparatu opierać się musi na wnikliwej analizie parametrów ścieków oraz wiedzy technologa dotyczącej pracy oczyszczalni.

Bardzo dobrym rozwiązaniem technologicznym jest użycie reagenta SUPERFLOC C 18530 – czwartorzędowej poliaminy do znaczącej poprawy właściwości sedymentacyjnych osadu czynnego zarówno w warunkach normalnego przepływu, jak i w trakcie uderzeń hydraulicznych. Badania wykazały, że już po kilku minutach po jego dawkowaniu prędkość sedymentacji osadu czynnego w osadnikach wtórnych zwiększa się czterokrotnie. W przy-

padku wystąpienia zwiększonego natężenia opadów atmosferycznych, powodujących przyrost obciążenia hydraulicznego osadników wtórnych, użycie polimeru doprowadziło ostatecznie do uzyskania pozytywnych efektów zapobiegających wynoszeniu (flotacji) osadu poza koryta przelewowe osadników wtórnych.

Przeprowadzona wieloletnia analiza wykazała, że w sytuacji coraz bardziej powszechnego wykorzystania układów wysokosprawnego oczyszczania ścieków, znajomość obiegu związków fosforu, azotu i węgla jest niezbędnym i skutecznym narzędziem technologów do kontroli oraz optymalizacji prawidłowego funkcjonowania oczyszczalni ścieków.

LITERATURA

- Cherchi C., Onnis-Hayden A., El-Shawabkeh I. N., Gu A. Z.: *Implication of using different carbon sources for denitrification in wastewater treatments*. Water Environment Research, 81(8), 788–799 (2009).
- Dziubek, A. M., Kowal, A. L. (1988) High-pH coagulation-adsorption: a new technology for water treatment and reuse, *Water Science and Technology*, 21, s.1183-1188
- Dincer K., Kargi F.: *Effects of operating parameters on performances of nitrification and denitrification processes*. Bioprocess Engineering, 23, 75– 80 (2000).
- Hansen B.: *Chemiczne oczyszczanie ścieków – stare i nowe zastosowania. Nowe rozwiązania problemów technicznych w oczyszczalniach ścieków*. Materiały z seminarium naukowo-technicznego w Świnoujściu i Kopenhadze. Szczecin 2002
- Lemmer H.: *Przyczyny powstawania i zwalczania osadu spęczniełego*. Cykl monografii ATV. Wydawnictwo Seidel-Przywecki. Szczecin 2000
- Maciołek P. Wpływ polimeru kationowego Superfloc C 18530 na właściwości sedymentacyjne osadu czynnego w zróżnicowanych warunkach przepływu. *Technologia Wody*, nr 3/2016 (47).
- Maciołek P., Szymański K., Janowska B., Usuwanie azotu ze ścieków komunalnych z wykorzystaniem zewnętrznego źródła węgla organicznego. *Annual Set The Environment Protection / Rocznik Ochrona Środowiska, Tom 18, 2016, ISSN 1506-218X*, 885-896.
- Mohan P. K., Nakhla G., Yanful E. K.: *Biokinetics of biodegradation of surfactants under aerobic, anoxic and anaerobic conditions*. Water Research, 40, (3): 533-540, 2006
- Mąkinia J., Drewnowski J., Swinarski M., Czerwionka K., Kraszewska M., Majtacz J.: *Wewnętrzne i zewnętrzne źródła węgla organicznego dla wspomaganie efektywności procesu denitryfikacji*. Inżynieria Morska i Geotechnika, 2, 125–135 (2010),
- Nyberg U., Andersson B., Aspfren H.: *Long-term experiences with external carbon sources for nitrogen removal*. Water Science Technology, 33(12), 109–116 (1996).
- Rossetti S., Tomei M. C., Nielsen P.H., Tandoi V. Microthrix parvicella a filamentous bacterium causing bulking and foaming in activated sludge system: a review of current knowledge *Microbiology Reviews* 29: 49-64, 2005.
- Singer P. C., Bilyk K (2002). Enhanced coagulation using a magnetic ion exchange resin, *Water Research*, 36, s. 4009-4022
- Wahlberg. E. J. Meaningful Activated Sludge Process Control – Part 1 & 2, Plant Operations And Laboratory Analysis Workshop, May 21 – 22, 2014.

NOWE ZASTOSOWANIA PRZEMYSŁOWE

|||||

**NOWE APLIKACJE TRADYCYJNYCH PRODUKTÓW –
DOŚWIADCZENIA EUROPEJSKIE**

|||||

Bengt Hansen

Kemira Szwecja

ELEKTROWNIE

Przykłady zastosowań chemii

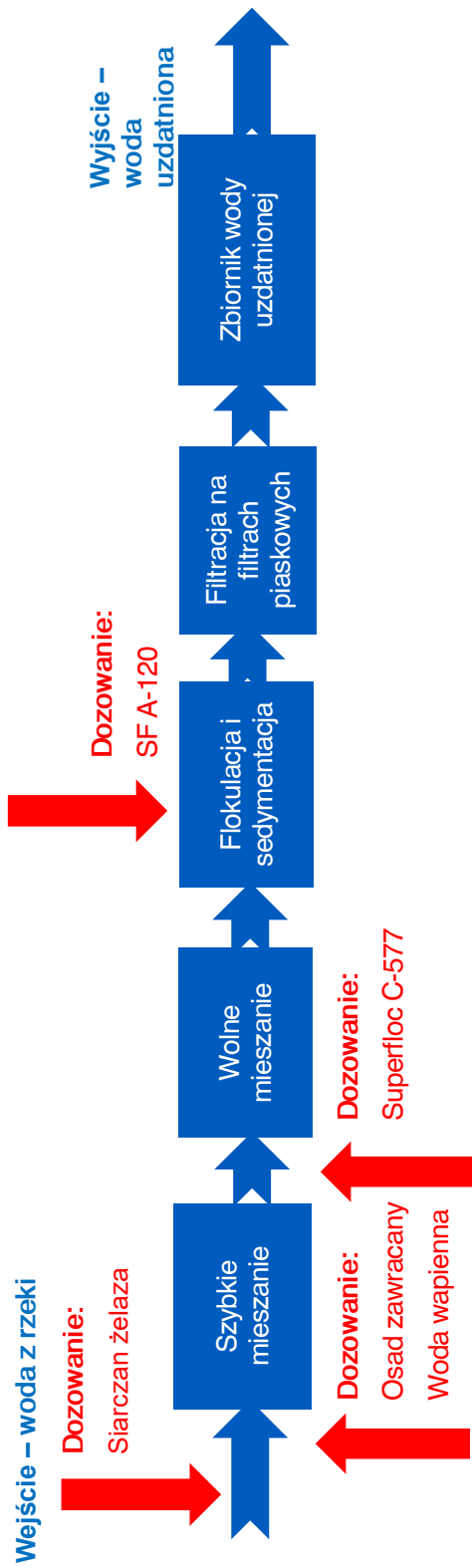
kemira

EXTERNAL Power plants, Jakob Janukiewicz

Elektrownia w Europie Wschodniej

- Jedna z największych w kraju
- Moc 1000 MW
- Dwie aplikacje:
 - Uzdatnianie wody z rzeki
 - Siarczany żelaza (FeS)
 - Polimer DPAM120
 - Chłodzenie w małych obiegach
 - Produkcja wody zdemineralizowanej
 - Mechaniczne odwadnianie osadu – FeS, polimery
 - Dopasowanie to cyklu wodnego
 - Stężenie osadu
- Dwa klarowniki poziome
- Dopasowanie do wody rzecznej
- Na wyjściu 2x 1000 m³/h
- FeS, Ca(OH)₂, AA 120
- pH 6 – 6,5
- 3 komory koagulacji, szybkie mieszanie, korekta pH i wolne mieszanie
- Ostatni stopień oczyszczania – filtry piaskowe
- Zużycie FeS – 1200 t/rok
- Zużycie DPAM A120 – 2 t/rok

Uzdatnianie wody technologicznej - podstawy- sprzęt do prowadzenia procesu



Elektrownia - klarowniki



Elektrownia- klarowniki

- Aplikacja w klarownikach
 - Głównie dla wody chłodniczej
 - Produkcja wody zdemineralizowanej (2x 170 m³/h)
 - Technologia odsiarczania 3000 m³/d
 - Inne...



Elektrownia – mechaniczne odwadnianie osadu

- Nowa technologia, pierwsza aplikacja w kraju
 - Separacja osadów, wpływających z kotłów dużą ilością wody
 - Osad używany później jako surowiec
 - Wcześniej osad magazynowany był na wysypisku

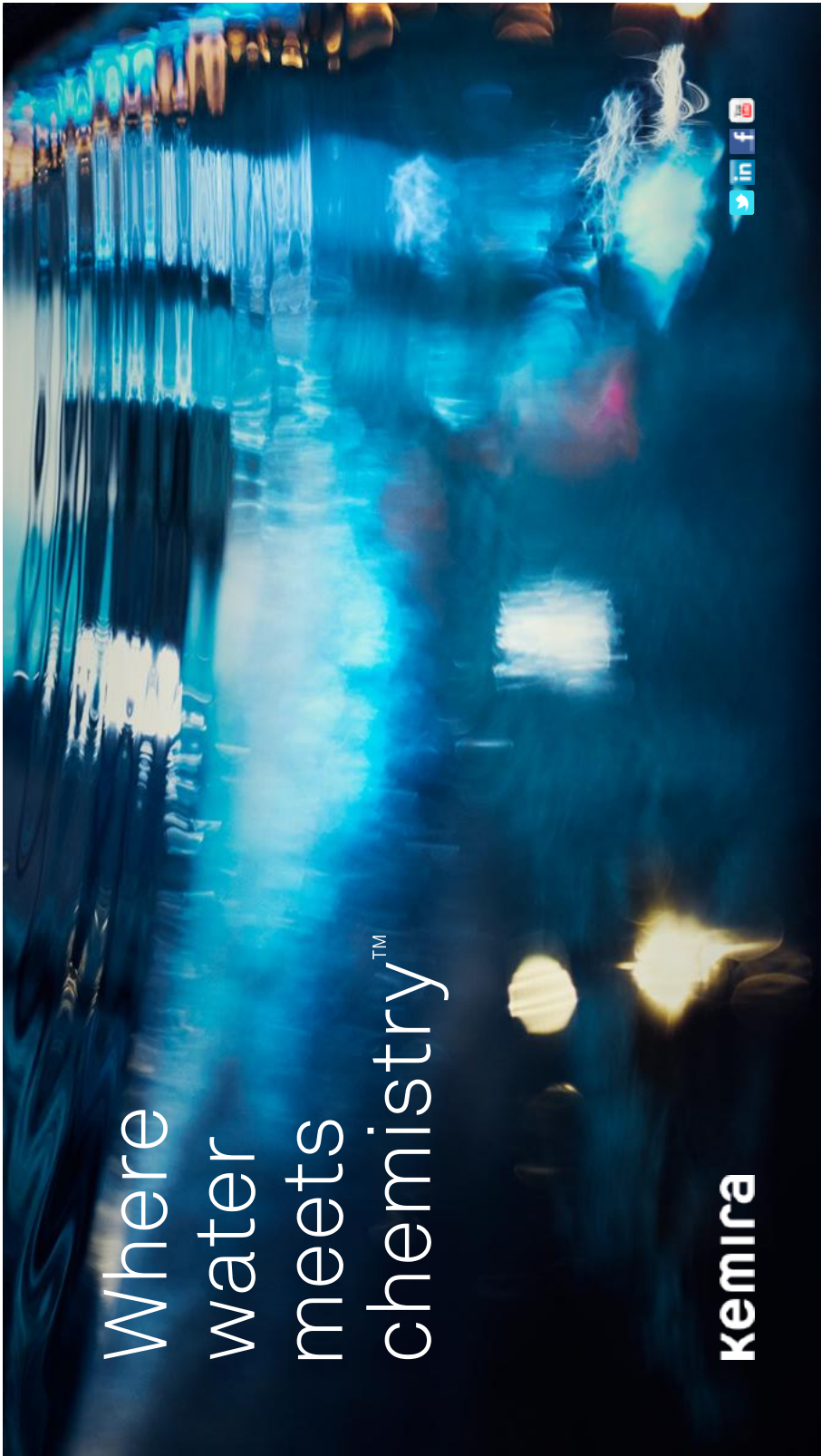


Elektrownia – mechaniczne odwadnianie osadu

- Opis technologii – część wodna
 - Po szeregu hydrocyklonów separujących osad należy uzdatnić 900 m³/godz. wody procesowej
 - Woda zawiera niewielkie ilości osadu, stężenie 2-3 g/l
 - Wymogi na wyjściu – max. 100 mg/l zawiesiny
 - Uzdatnianie za pomocą siarczanu żelaza i SF A120
 - Dawka sterowana automatycznie w zależności od ilości zawiesiny na wyjściu
 - Klarowniki
 - Zagęszczanie i odwadnianie osadu za pomocą SF 1596
 - Zużycie siarczanu żelaza ok. 250 t/rok
 - Zużycie A120 ok. 6 t/rok, C 1596 – ok. 25t/rok

Elektrownia – mechaniczne odwadnianie osadu





Where
water
meets
chemistry™

kemira



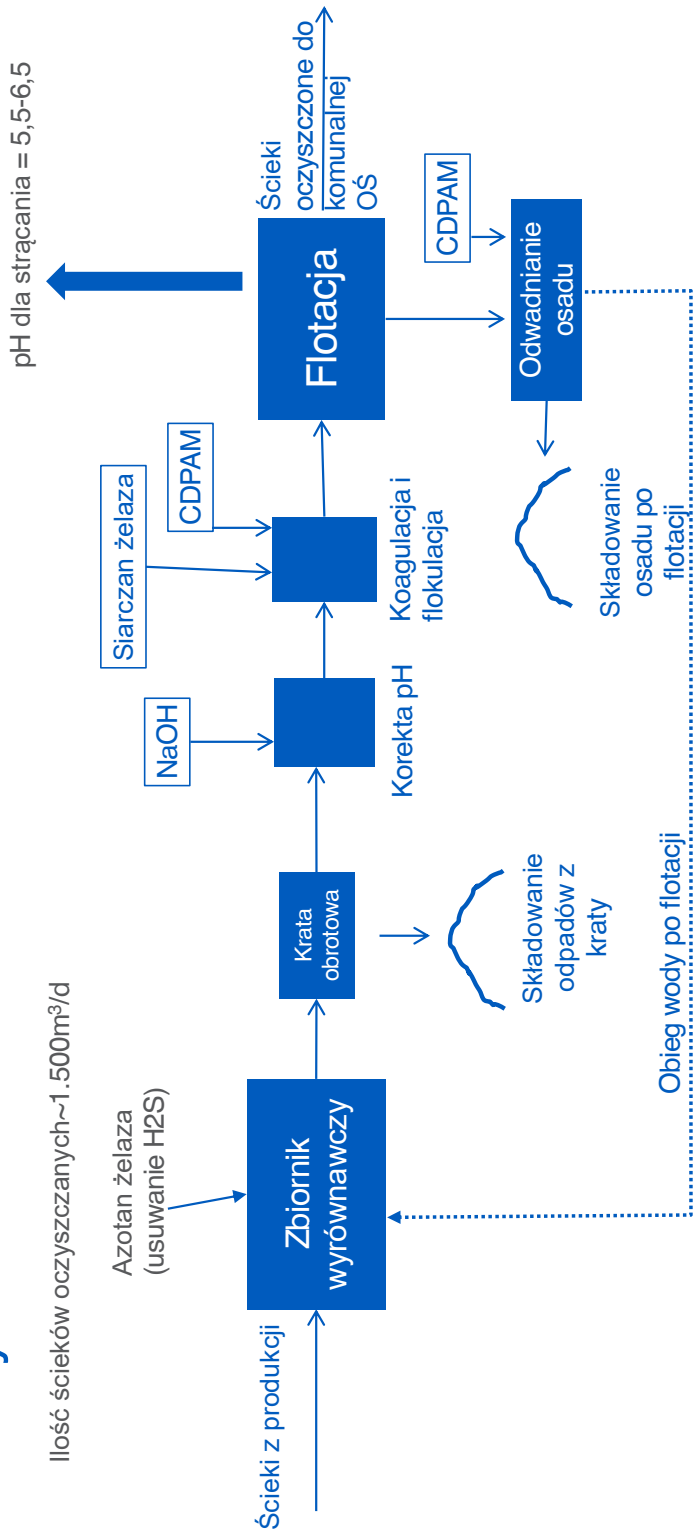
PRZEMYSŁ SPOŻYWCZY

Przykład zastosowania chemii- Ubojnia i zakład przetwórstwa mięsnego

kemira

Oczyszczanie ścieków

Ilość ścieków oczyszczanych ~1.500m³/d



kemira

Parametry ścieków

Parametr	Wejście	Wyjście (max)	Redukcja-%
Tłuszcze	200-800g/m ³	<100g/m ³	50-90
Zawiesina	1.200-1.500g/m ³	<500g/m ³	65-80
BZT7	1.500-2.500g/m ³	<1.000g/m ³ (350kg/d)	40-60
ChZT	3.500-4.500g/m ³	--	
Tot N	--	--	
NH4-N	--	--	
Tot P	30-70g/m ³	<20g/m ³ (15kg/d)	70-80

kemira

Chemikalia i dawki

	Dawka g/m ³	Roczne zużycie ton/a
Kemira FIN-12 (Azotan żelaza)	~100-200	~80-100
Kemira PIX-105 (Siarczan żelaza)	~1.500	~800
NaOH 50%	~100-400	~100-150
CDPAM C-496 HMW Flotacja Odwadnianie osadu	~5-10 ~10kg/t TS	~3-5 ~5-10

kemira

Oczyszczanie ścieków

Korzyści z zastosowania blendy siarczan żelaza + poliamina zamiast standardowego siarczanu żelaza

- Jakość ścieków na wyjściu nieco lepsza
- Dawka CDPAM na flotacji może być obniżona ok. 30-50%

kemira

Where
water
meets
chemistry™

kemira

EXTERNAL Case study, Jakob Janukiewicz





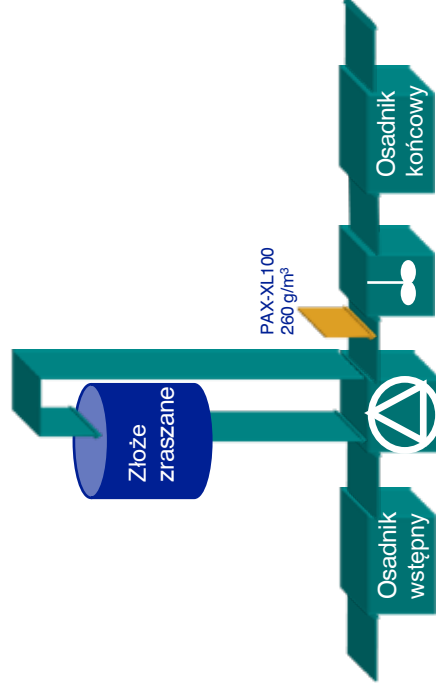
Przeciążenie komunalnej OŚ ładunkiem z przemysłu mleczarskiego

kemira

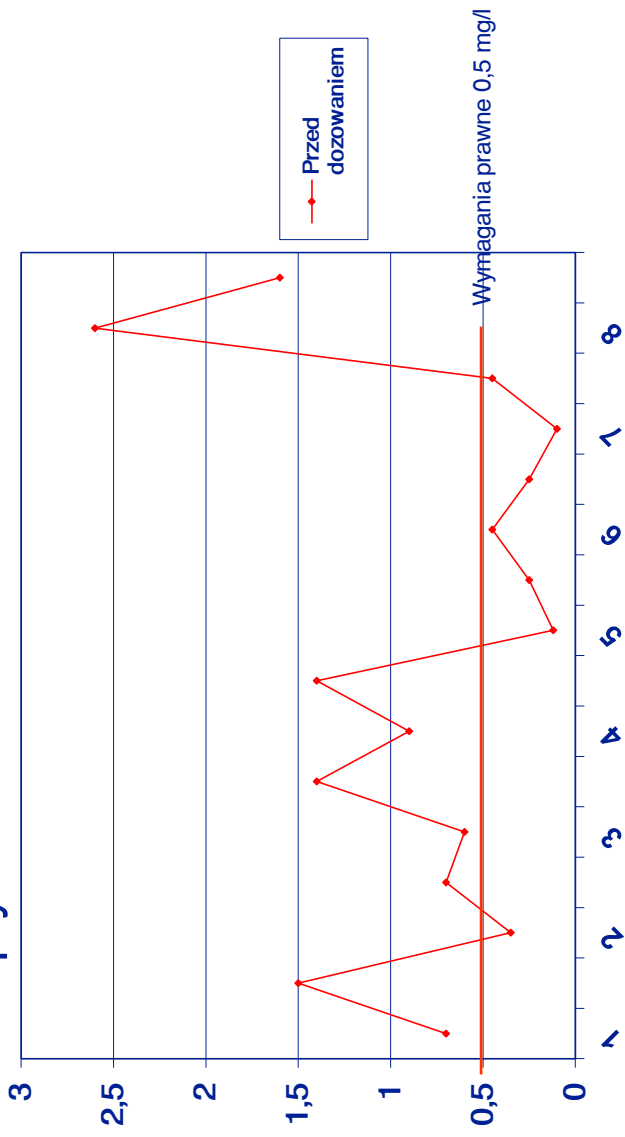
Wpływ przemysłu mleczarskiego na komunalną OŚ

Oczyszczalnia komunalna:

- wielkość 4400 RLM
- największy ładunek pochodzi z fabryki produkcji sera
- czasem ładunek 20 – 30 000 RLM
- główny problem to poziom P na odpływie
- wysoki poziom BZT na odpływie
- w rzeczywistości jest to oczyszczalnia przemysłowa z niewielkim ładunkiem ścieków komunalnych



Poziom P na odpływie

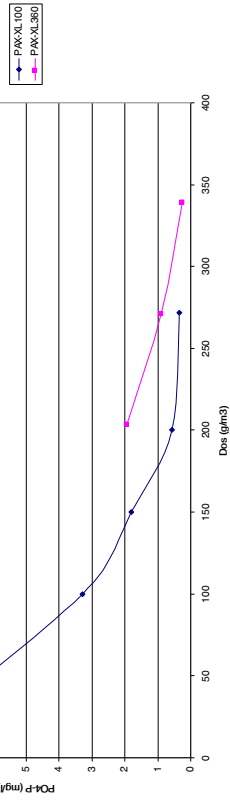
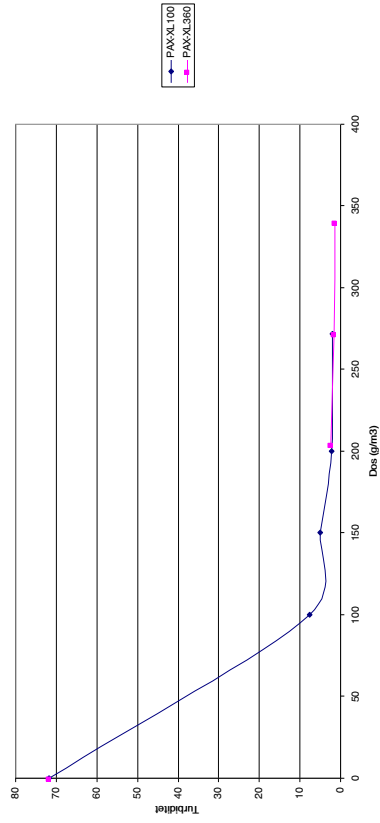


Założenia

- sprawdzenie efektywności koagulantu w istniejącym procesie
- minimalizacja ładunku złoza zraszanego
- stabilizacja procesu
- zwiększenie ilości punktów dozowania

Efektywność koagulantu w istniejącym procesie

Testy zlewkowe po strącaniu

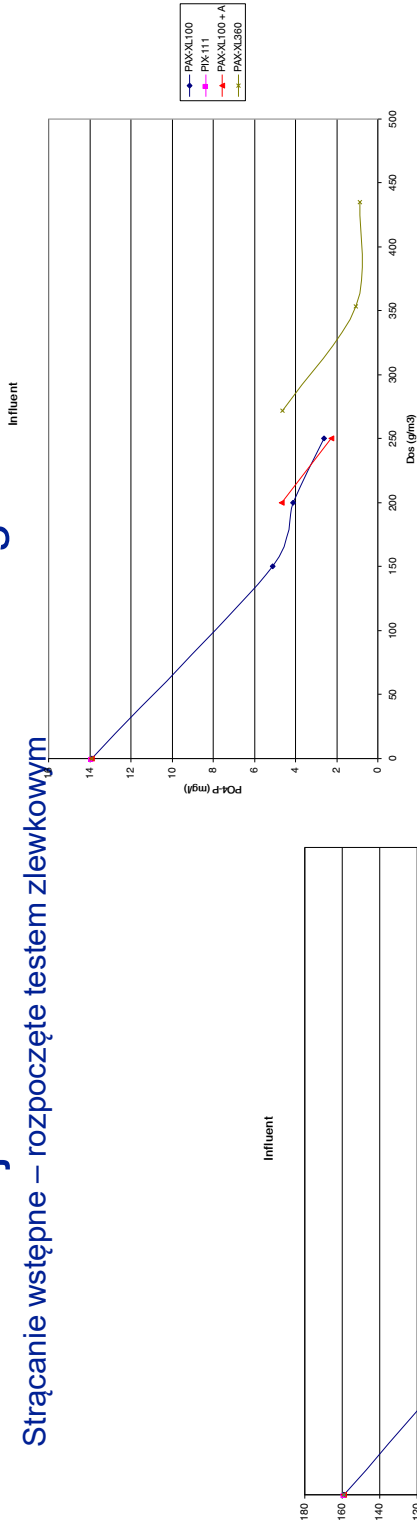


wnioski

- Obecny produkt pracuje tak samo w laboratorium jak i w skali technicznej
- Nie ma potrzeby produktu polimerowego do usuwania P
- Dawka była realna

Minimalizacja ładunku złoża zraszanego

Strącanie wstępne – rozpoczęte testem zlewkowym

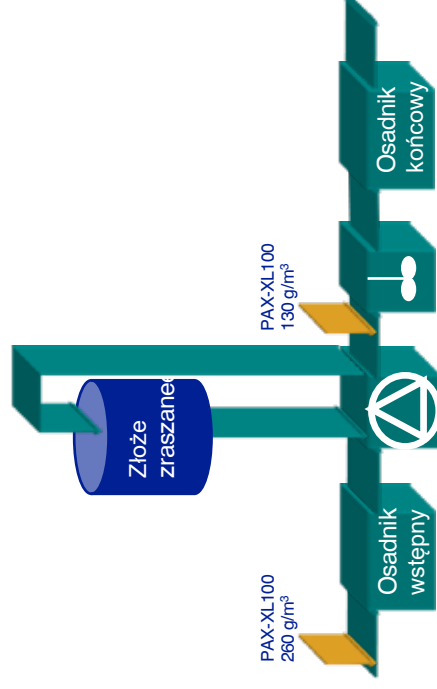


Wnioski:

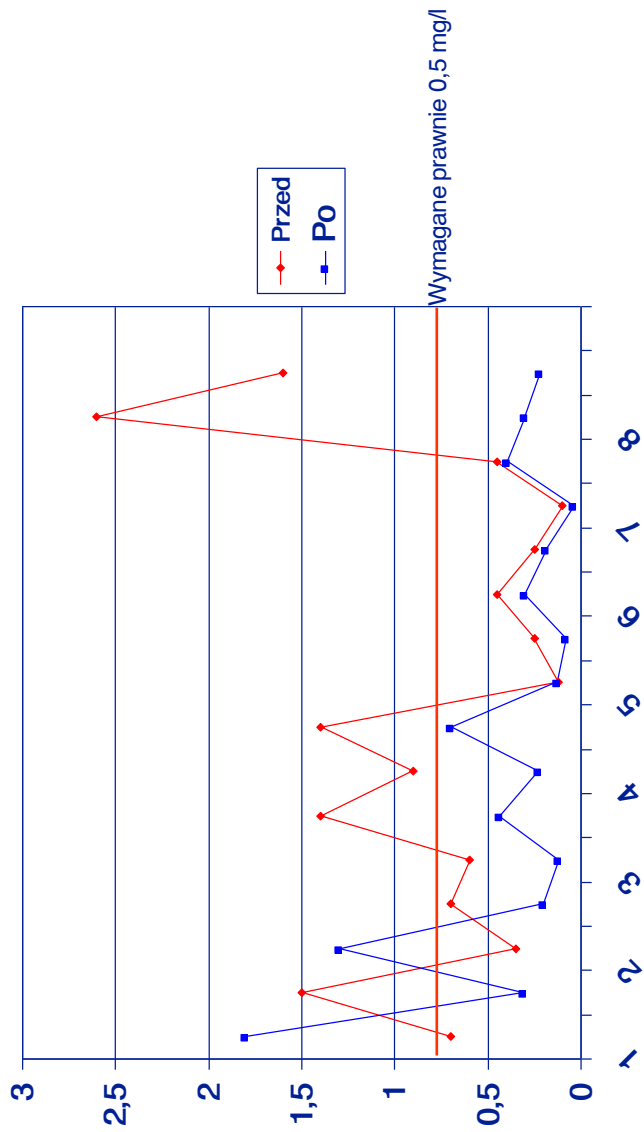
- Możliwe jest zmniejszenie ładunku na oczyszczaniu biologicznym poprzez wprowadzenie strącania wstępnego
- Sole żelaza nie działały na obniżenie mętności
- Blendy PAX nie działały na rozpuszczony P
- Nie ma potrzeby dozowania polimeru
- Obecnie używany produkt może być również stosowany to strącania wstępnego

Rozwiązanie

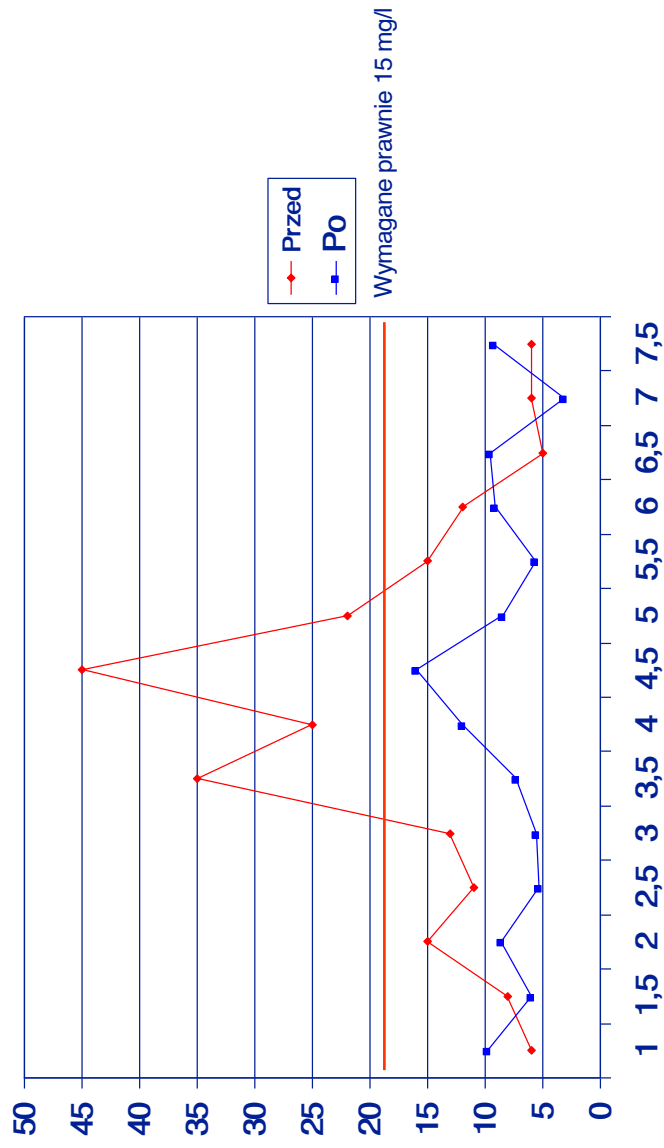
- stabilizacja pracy złoża zraszanego
 - dzięki strącaniu wstępnym zmniejszenie i wyrównanie ładunku
- usuwanie fosforu na trzecim stopniu oczyszczania
 - w celu oddzielenia osadu ściekowego potrzebny jest koagulant
- zwiększenie ilości punktów dozowania
 - dzięki strącaniu wstępnemu i wtórnemu ryzyko złej jakości ścieku na odpływie mocno zmniejszone



Poziom P przed i po wprowadzonych zmianach



Poziom BZT na odpływie przed i po zmianach



|||||

**ZASTOSOWANIE REAGENTÓW CHEMICZNYCH
W PROCESIE OCZYSZCZANIA ŚCIEKÓW I
OBRÓBKİ OSADÓW W PRZEMYŚLE DROBIARSKIM
NA PRZYKŁADZIE CEDROB UJAZDÓWEK**

|||||

dr Radosław Majewski

Cedrob Ujazdówek

„CEDROB” S.A. – lider przemysłu drobiarskiego w Polsce

- Firma powstała w 1991 r w Ciechanowie
- 100% polskiego kapitału
- Wypracowanie zasady „od ziarnka do stołu” poprzez :
 - 1. Produkcję pasz (3 wytwórnie – 1 w budowie)
 - 2. Wyląg piskląt (2 wylęgarnie – 1 w budowie)
 - 3. Hodowlę (fermy tuczu)
 - 4. Ubój (4 ubojnie – 1 w budowie)
 - 5. Przetwórstwo (2 Zakłady Przetwórstwa)

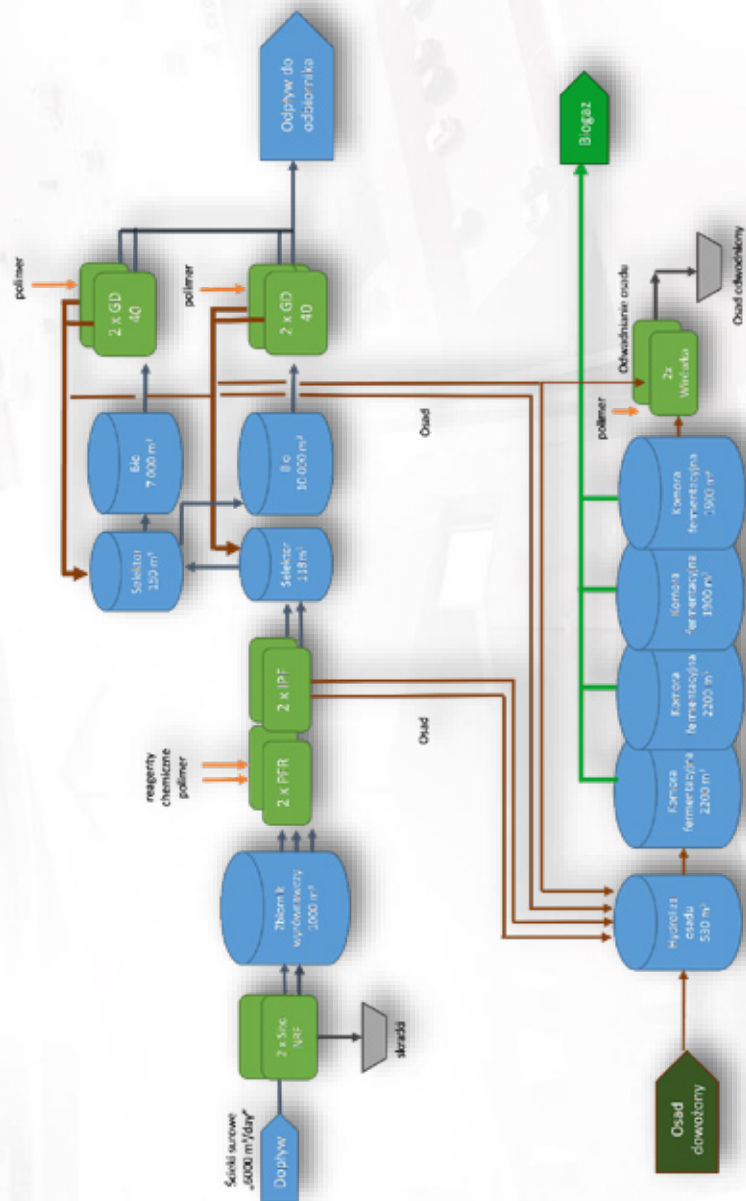
Ubojnie drobiu w Ujazdówku

- Ubojnia nr 1 wraz z Zakładem Filetowania – termin oddania do użytkowania październik 2013r
 - 1. Pow. zabudowy ok. 20 000 m²
 - 2. Wydajność Linii Ubojowej – 12 000 szt./h
 - 3. Zapotrzebowanie na wodę ok. 3000 m³/d
- Ubojnia nr 2 – termin oddania do użytkowania lipiec 2016 r.
 - 1. Pow. zabudowy ok. 14 500 m²
 - 2. Wydajność Linii Ubojowej – 13 500 szt./h
 - 3. Zapotrzebowanie na wodę ok. 3000 m³/d

Oczyszczalnia ścieków w Ujazdówku

- Oczyszczalnia mechaniczno-chemiczno-biologiczna z beztlenowym zagospodarowaniem osadów ściekowych
- I faza - wydajność 3000 m³/d, oddana do użytkowania październik 2013r
- II faza – rozbudowa do wydajności 6000 m³/d, oddana do użytkowania w styczniu 2017 r.
- Oczyszczalnia przyjmuje ścieki przemysłowe i socjalno-bytowe z Ubojni nr 1 i 2 (ok. 95%) oraz ścieki dowożone z pozostałych zakładów „CEDROB” S.A. (pozostałe 5%)

Schemat technologiczny Oczyszczalni ścieków w Ujazdówku



Oczyszczalnia ścieków w Ujazdówku



Parametry ścieków

Wskaźnik zanieczyszczeń	Ścieki surowe		Ścieki oczyszczone					
	stężenie	ładunek	stężenie	ładunek				
BZT ₅	3105,3	mg O ₂ /dm ³	9316	kg O ₂ /d	≤ 25	mg O ₂ /dm ³	75	kg O ₂ /d
ChZT _{Cr}	4797,6	mg O ₂ /dm ³	14393	kg O ₂ /d	≤ 125	mg O ₂ /dm ³	375	kg O ₂ /d
Zawiesina og.	559,3	mg/dm ³	1678	kg/d	≤ 35	mg/dm ³	105	kg/d
Azot og.	315,3	mg NH ₄ /dm ³	946	kg N/d	≤ 30	mg NH ₄ /dm ³	90	kg N/d
Fosfor og.	44,6	mg P/dm ³	134	kg P/d	≤ 3	mg P/dm ³	9	kg P/d
Ekstrakt eterowy	863,6	mg/dm ³	2591	kg/d	≤ 20	mg/dm ³	60	kg/d

Zastosowanie reagentów chemicznych w procesie flotacji-flokulacji na stopniu chemicznym



Zastosowanie reagentów chemicznych w procesie flotacji-flokulacji na stopniu chemicznym

- Koagulant – PIX 113 dawka 0,7 l/m³
- Neutralizator – SAX 13 dawka 0,2 l/m³ + 0,2 l/m³ odpływ
- Flokulant – Sedifloc 405 CHH 2 l/m³ stężenie 0,1%

Wskaźnik zanieczyszczeń	Pozwolenie	Tylko polimer	PIX+SAX+polimer
BZT5	≤ 25	4,4	2,8
ChZTCr	≤ 125	47	51
Zawiesina og.	≤ 35	14	11
Azot og.	≤ 30	7,6	35,5
Fosfor og.	≤ 3	18,8	0,55

Zastosowanie reagentów chemicznych w procesie flotacji-flokulacji na stopniu chemicznym

DATA	BZT ₅			ChZT _{Cr}			Zawiesina og.			Azot ogólny			Fosfor ogólny			
	surowe		podczysz	% red	surowe		podczysz	% red	surowe		podczysz	% red	surowe		podczysz	% red
I dzień	2 460	200	92%	6 220	440	93%	2 176	24	99%	283	92,1	67%	30,3	0,6	98%	
	2 080	320	85%	4 850	640	87%	1 650	37	98%	259	139	46%	31,5	1,1	96%	
	1 830	290	84%	4 040	560	86%	1 480	20	99%	269	126	53%	33,6	0,6	98%	
II dzień	1 930	290	85%	4 540	526	88%	1 500	24	98%	295	108	63%	47,7	0,8	98%	
	1 890	370	80%	4 170	627	85%	1 300	24	98%	267	135	49%	36,4	1,9	95%	
	2 180	350	84%	5 000	602	88%	1 600	27	98%	337	141	58%	43,8	1,3	97%	
III dzień	1 970	290	85%	4 040	449	89%	1 395	26	98%	223	81,9	63%	33,6	1,2	96%	
	2 500	360	86%	4 490	579	87%	1 536	24	98%	274	124	55%	32,2	1,2	96%	
	1 860	410	78%	4 470	740	83%	1 245	23	98%	211	179	15%	40,1	1,7	96%	

Zastosowanie reagentów chemicznych w procesie flotacji-flokulacji na stopniu chemicznym

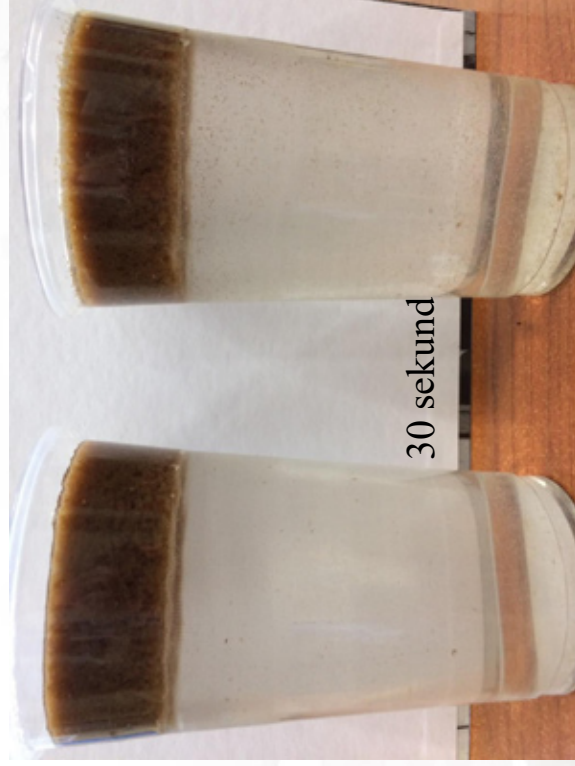


Zastosowanie reagentów chemicznych w procesie flotacji-flokulacji na stopniu biologicznym



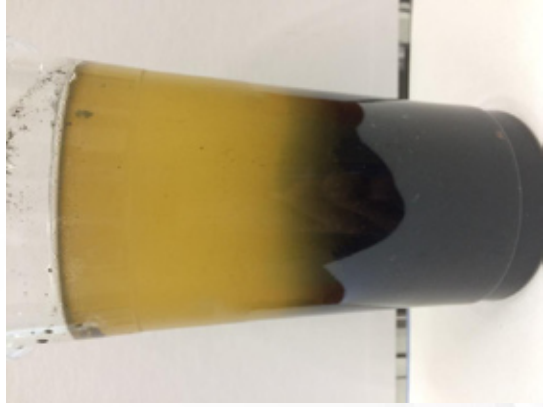
Zastosowanie reagentów chemicznych w procesie flotacji-flokulacji na stopniu biologicznym

- Flokulant – Sedifloc 408 CHH 1 l/m³ stężenie 0,15%



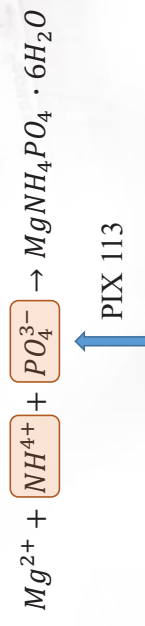
Zastosowanie reagentów chemicznych w procesie obróbki osadów

- Odwadnianie osadów ściekowych polimer 408 C dawka 1,5l/m³ osadu stężenie 0,7%; sucha masa po wirówce – 20-22%



Zastosowanie reagentów chemicznych w procesie obróbki osadów

- Usuwanie struwitu



Dawka uderzeniowa 4 l/m³ osadu

Dawka zapobiegawcza 1,5 l/m³ osadu

- Fabryka Kwasu Siarkowego – instalacja Solinox.

Znaczny udział w ogólnej ilości ścieków mają również ścieki deszczowe odprowadzane z obszaru byłej strefy ochronnej Huty Miedzi Legnica.

Oczyszczalnia ścieków zaprojektowana została dla przepływu miarodajnego:

$$Q_{\text{msek.}} = 260 \text{ dm}^3/\text{s}$$

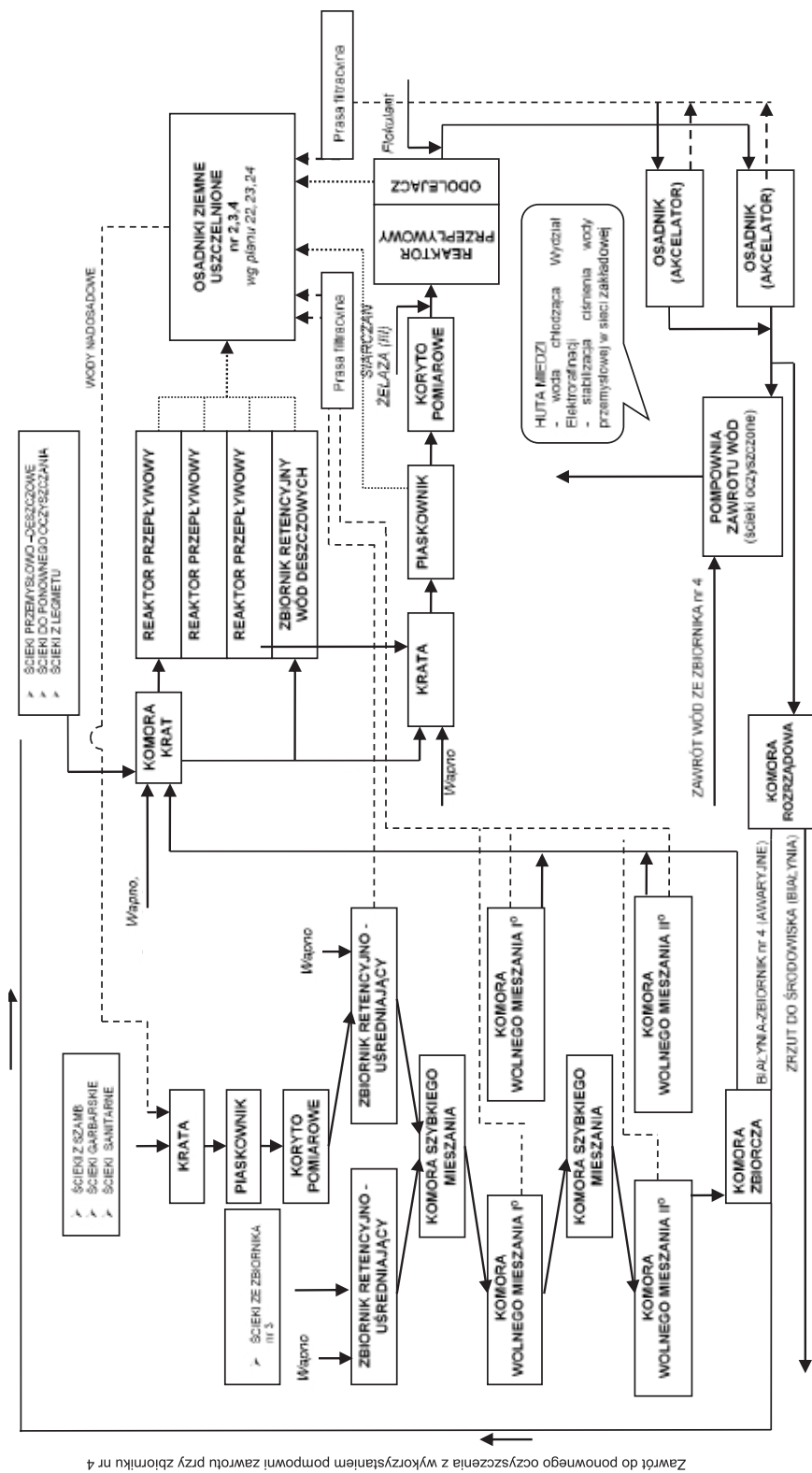
$$Q_{\text{md}} = 22.400 \text{ m}^3/\text{d}$$

Opis technologii

Oczyszczalnie ścieków można podzielić na trzy główne ciągi technologiczne:

- oczyszczalnia ścieków bytowo-gospodarczych – oczyszczalnia A,
- oczyszczalnia ścieków przemysłowych – oczyszczalnia B,
- oczyszczalnia ścieków zmieszanych – oczyszczalnia C.

Rysunek 1 oraz rysunek 2 przedstawiają schemat urządzeń poszczególnych oczyszczalni oraz umowne granice podziału.



Rysunek 1. Schemat urządzeń oczyszczalni ścieków



Rysunek 2. Technologiczny podział oczyszczalni ścieków

Oczyszczalnia A – oczyszczalnia ścieków bytowo-gospodarczych

Do oczyszczalni ścieków bytowo-gospodarczych doprowadzane są:

- ścieki bytowo-gospodarcze
- wody nadosadowe z osadników do gromadzenia osadów z oczyszczalni ścieków,
- ścieki TSKO (Tymczasowe Składowisko Koncentratu Ołowionośnego),
- ścieki z Instytutu Metali Nieżelaznych – Oddział w Legnicy
- ścieki z szamb (zbiorników bezodpływowych zlokalizowanych na terenie Huty),
- odcieki ze składowiska odpadów niebezpiecznych,
- ścieki i odpady płynne od dostawców zewnętrznych,
- ścieki ze zbiornika retencyjno-sedymentacyjnego nr 3,
- ścieki z instalacji Solinox, doprowadzane oddzielnym rurociągiem.

Ścieki, doprowadzane do oczyszczalni A ciągiem kanalizacji sanitarnej oraz rurociągiem tłocznym ze zbiornika nr 3, oczyszczane są w mechaniczno-chemicznej oczyszczalni ścieków, w której realizowane są następujące procesy jednostkowe:

- usuwanie ciał stałych,

- usuwanie zawiesiny ziarnistej,
- uśrednienie składu ścieków,
- neutralizacja i strącanie chemiczne I° i II°.

W skład oczyszczalni ścieków bytowo-gospodarczych (sanitarnych) wchodzi następujące urządzenia:

- 1) komora krat,
- 2) piaskownik dwukomorowy ze zgarniaczem mechanicznym,
- 3) koryto pomiarowe,
- 4) zbiorniki retencyjno-uśredniające o pojemności $V = 227 \text{ m}^3 - 2 \text{ szt.}$,
- 5) komora szybkiego mieszania I°,
- 6) komory wolnego mieszania I° o pojemności $V = 227 \text{ m}^3 - 2 \text{ szt.}$,
- 7) komora szybkiego mieszania II°,
- 8) komory wolnego mieszania II° o pojemności $V = 200 \text{ m}^3 - 2 \text{ szt.}$

Po usunięciu skratek i piasku na kratkach i w piaskowniku ścieki przepływają do zbiorników uśredniających – retencyjnych, w których następuje uśrednienie składu i natężenia przepływu ścieków. Do zbiorników uśredniających – retencyjnych dodawane jest mleko wapienne do pH 9,5 –10 oraz sprężone powietrze w celu intensywnego wymieszania. W komorze wolnego mieszania I° i II° następuje strącanie i sedymentacja osadów, głównie wodorotlenków metali i gipsu, odprowadzanych okresowo do zbiorników osadowych.

Oczyszczanie ścieków z TSKO oraz ścieków i odpadów płynnych dostarczanych przez firmy zewnętrzne

Ścieki pochodzące z TSKO oraz od dostawców zewnętrznych charakteryzują się bardzo dużym stężeniem ładunków, zarówno takich wskaźników jak ChZT, zawiesina jak i przede wszystkim metale ciężkie, głównie As, Zn, Cr, Ni. W związku z powyższym neutralizacja ww ścieków/odpadów następuje w wyniku podniesienia pH do 11, co przyczynia się do utleniania związków zawartych w medium. Po sklarowaniu ścieków osad nadmierny kierowany jest do składowiska odpadów niebezpiecznych w celu odwodnienia oraz zmagazynowania. Podczyszczone ścieki kierowane są kolejno do komory szybkiego i wolnego mieszania, gdzie następuje dalszy proces klarowania, utleniania i sedymentacji. Ścieki po podczyszczeniu chemicznym kierowane są w ciąg oczyszczalni B, gdzie mieszając się ze ściekami przemysłowymi uśredniają swój skład i tam po raz kolejny ulegają procesowi oczyszczenia.

Ciąg technologiczny oczyszczania ścieków z instalacji Solinoxu

Ścieki z instalacji Solinoxu oraz z Instytutu Metali Nieżelaznych, stanowiące główne źródło arsenu, doprowadzone są do oczyszczalni oddzielnym

rurociągiem. Oczyszczane są w oparciu o technologię usuwania arsenu metodą strącania chemicznego związkami wapnia.

Oczyszczanie ścieków z Solinoxu opiera się na utlenianiu arsenu As^{+3} do As^{+5} dzięki zmianie odczynu do $pH=11,5$ poprzez dozowanie mleka wapniowego. Po sklarowaniu ściek kierowany jest na oczyszczalnię B.

Oczyszczalnia ścieków przemysłowo-deszczowych – oczyszczalnia B

Do oczyszczalni ścieków przemysłowo-deszczowych (oczyszczalnia B) doprowadzane są:

- ścieki przemysłowe i deszczowe,
- ścieki ogólnozakładowe z DFM Zanam-Legmet Sp. z o.o.,
- ścieki z oczyszczalni niedostatecznie oczyszczone, odprowadzane w sytuacjach awaryjnych do zbiornika retencyjno-sedymencyjnego nr 4, zwracane pompowo do oczyszczalni celem ponownego oczyszczania.
- ścieki oczyszczone w oczyszczalni A.

W oczyszczalni ścieków realizowane są następujące procesy jednostkowe:

- usuwanie ciał stałych,
- uśrednienie składu i ilości ścieków,
- korekta odczynu ścieków,
- koagulacja przy zastosowaniu siarczanu żelaza (III),
- flokulacja,
- sedymentacja zawiesin.

W reaktorach przepływowych ma miejsce koagulacja zanieczyszczeń oraz sedymentacja zawiesin. Osady zgarniane są mechanicznie do leja osadowego i okresowo przepompowywane do składowiska odpadów niebezpiecznych.

Oczyszczalnia C – oczyszczalnia ścieków zmieszanych

Obejmuje ona końcowe oczyszczanie ścieków za pomocą strącania siarczanem żelaza (III) oraz obniżenie odczynu do wymaganego pozwoleniem wodnoprawnym ($pH\ 9$) a także sedymentację zawiesin. W ciągu oczyszczalni, podawane są do oczyszczania ścieki wstępnie podczyszczone w oczyszczalni ścieków sanitarnych i przemysłowo-deszczowych.

W oczyszczalni realizowane są następujące procesy jednostkowe prowadzone w celu usunięcia zawiesin, związków organicznych oraz metali ciężkich:

- usuwanie ciał stałych,
- usuwanie piasku,
- neutralizacja,

- koagulacja,
- flokulacja,
- sedimentacja.

Oczyszczalnia składa się z następujących obiektów:

- 1) komora krat,
- 2) piaskownik dwukomorowy ze zgarniaczem mechanicznym,
- 3) koryto pomiarowe,
- 4) reaktor przepływowy,
- 5) odolejacz,
- 6) osadniki pionowe (akcelatory) o pojemności $V = 900 \text{ m}^3$ – 2 szt.,
- 7) osadnik wód deszczowych z terenu oczyszczalni,
- 8) koryto pomiarowe ścieków oczyszczonych,
- 9) pompownia zawrotu ścieków oczyszczonych do obiegu wód technologicznych.

Ścieki oczyszczone odprowadzane są kolektorem do potoku Białynia. Część ścieków oczyszczonych zwracana jest do obiegu wód technologicznych Huty.

POZWOLENIE ZINTEGROWANE

W dniu 01. Lipca 2015r Spółka „Energetyka” Wydział W-4 Legnica otrzymała pozwolenie zintegrowane na prowadzenie instalacji służącej do oczyszczania ścieków.

Warunki, którym musi spełniać W-4 podczas wprowadzania ścieków oczyszczonych do odbiornika Pawłówka kształtują się następująco:

$$Q_{\text{śrd}} = 7\,400 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_{\text{maxh}} = 936 \text{ m}^3/\text{h}$$

pH		6,5-9,0	
zawiesina	≤	35,00	mg/dm ³
ChZt	≤	125,00	mg/dm ³
BZT5	≤	25,00	mg/dm ³
Nog	≤	30,00	mg/dm ³
Pog	≤	2,00	mg/dm ³
As	≤	0,10	mg/dm ³
B	≤	1,00	mg/dm ³
Zn	≤	2,00	mg/dm ³
Cr	≤	0,50	mg/dm ³
fenole	≤	0,10	mg/dm ³
Cd	≤	0,40	mg/dm ³ wartość średnia dobowa
	≤	0,20	mg/dm ³ wartość średnia miesięczna
Cu	≤	0,50	mg/dm ³

Ni	≤	0,50	mg/dm ³	
Pb	≤	0,50	mg/dm ³	
Hg	≤	0,06	mg/dm ³	wartość średnia dobową
	≤	0,03	mg/dm ³	wartość średnia miesięczną
Cl ⁻	≤	1000	mg/dm ³	
SO ₄ ⁻	≤	500	mg/dm ³	

ZAAWANSOWANE METODY UTLENIANIA ZANIECZYSZCZEŃ ORGANICZNYCH (ADVANCE OXIGEN PROCESSES – AOP)

Ścieki przemysłowe charakteryzują się zmiennym składem substancji zarówno organicznych jak i nieorganicznych, wysokim stężeniem ładunków oraz ilością tych zanieczyszczeń dopływających do oczyszczalni. Konwencjonalne metody oczyszczania ścieków często nie są skuteczne, zwłaszcza w zakresie usuwania zanieczyszczeń trudnobiodegradowalnych.

Zaawansowane metody chemicznego utleniania ścieków są coraz częściej stosowanym procesem oczyszczania ścieków przemysłowych, niejednokrotnie jedynym skutecznym sposobem usuwania substancji organicznych odpornych na biodegradację lub koagulację. Czynnikiem utleniającym w zaawansowanych metodach utleniania są wolne rodniki, charakteryzujące się dużym potencjałem redox. Tabela nr 1 przedstawia wartości potencjału utleniającego dla najczęściej używanych utleniaczy [1].

Tabela 2.1. Potencjały redox wybranych utleniaczy

Utleniacz	Potencjał utleniania [V]
rodnik hydroksylowy (OH [•])	2,80
tlen atomowy (O [•])	2,42
ozon w środowisku kwaśnym (O ₃ /H ⁺)	2,07
nadtlenek wodoru w środowisku kwaśnym (H ₂ O ₂ /H ⁺)	1,78
jon manganianowy (VII) w środowisku kwaśnym (MnO ₄ ⁻ /H ⁺)	1,69
ditlenek chloru (ClO ₂)	1,57
chlor (Cl ₂)	1,36

Celem AOP jest wytworzenie oraz wykorzystanie jak największego rodnika hydroksylowego (OH[•]), posiadającego jeden z najwyższych potencjałów utleniających (2,80 mV). Wysokie potencjały utleniające, które sprawiają, że AOP należą do metod nieselektywnych, dzięki czemu utlenieniu ulegają praktycznie wszystkie grupy związków organicznych i nieorganicznych.

Wolne rodniki są to atomy lub grupy atomów posiadające jeden lub więcej niesparowanych elektronów, mające umiejętność do pozyskiwania lub oddawania naprzeciwnego brakującego elektronu (najczęściej przy udziale atomu lub cząsteczki innego związku), tworząc termodynamiczne związki. Wolne rodniki przyczyniają się do destrukcji wielu związków organicznych z wytworzeniem CO_2 , H_2O oraz SO_4^- i NO_3^- , jeżeli w molekuale występuje S i/ lub N [2].

AOP swoją metodyką obejmują procesy fotochemiczne oraz chemiczne:

METODY FOTOCHEMICZNE:

1. fotoliza UV,
2. reakcja foto – Fentona,
3. procesy z zastosowaniem UV/ H_2O_2 ,
4. procesy z zastosowaniem UV/ O_3 ,
5. procesy z zastosowaniem UV/ $\text{H}_2\text{O}_2/\text{O}_3$,
6. degradacja fotokatalityczna w wodnych zawiesinach półprzewodników,
7. procesy z zastosowaniem ultradźwięków [1].

Przy długości fali poniżej 400 nm, światło UV reaguje z nadtlutkiem wodoru i/lub ozonem tworząc rodniki hydroksylowe. Promieniowanie aktywuje wiele cząsteczek organicznych sprawiając, że stają się one bardziej podatne na rozkład pod wpływem utleniaczy. System UV/ H_2O_2 jest bardzo efektywny. W wyniku reakcji powstają dwa wolne rodniki hydroksylowe [3].

METODY CHEMICZNE:

1. reakcja Fentona $\text{Fe}^{2+}/\text{H}_2\text{O}_2$,
2. proces z zastosowaniem $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$,
3. utlenienie elektrochemiczne,
4. utlenienie w warunkach nadkrytycznych,
5. mokre utlenianie powietrzem [1].

Procesy chemiczne zachodzą w układzie jednofazowym bez zastosowania promieniowania. Wygenerowanie wolnych rodników powstaje m.in. w wyniku działania ozonu z nadtlutkiem wodoru, ozonu w środowisku alkaicznym albo żelaza z nadtlutkiem wodoru [4].

Wybór oraz skuteczność metody AOP zależy od następujących czynników:

- rodzaju i stężenia związków organicznych, które mają ulec utlenieniu oraz związków, które pobudzają lub hamują powstawanie wolnych rodników hydroksylowych,

- rodzaju oraz zastosowanych dawek reagentów wytwarzanych w reakcji, stosunku stężenia utleniacza do utlenianych związków, czasu reakcji, a także długości fali i intensywności promieniowania UV,
- miejsca zastosowania metody AOP w układzie technologii oczyszczania ścieków [1].

Reakcja Fentona

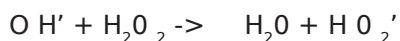
Reakcja Fentona po raz pierwszy została opisana około wieku temu. Ze względu na łatwość zastosowania i dostępność reagentów jest jedną z najczęściej stosowanych metod zaawansowanego utlenienia.

Wolne rodniki hydroksylowe powstają w wyniku zastosowania układu Fe^{2+} oraz H_2O_2 w środowisku umiarkowanie kwaśnym. Jony żelaza II są niezbędne do generowania rodników z nadtlenku wodoru.

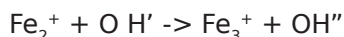
Wg Barbusińskiego [4] reakcje Fentona można zapisać równaniem:



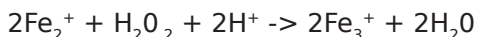
z następującymi reakcjami:



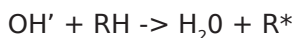
W rzeczywistości proces z rozkładem jonów żelaza dwuwartościowego jest bardzo złożony. Przy braku substratów organicznych nadmiar jonów Fe_2^{+} wiąże rodniki OH-



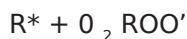
Mając na uwadze rozpad cząsteczek wody, reakcję można zapisać następująco:



Przy obecności związków organicznych, w środowisku kwaśnym i przy udziale nadmiaru jonów Fe_2^{+} zachodzą dalsze reakcje typu redox. Rodnik wodorotlenowy odrywa atom wodoru z organicznego substratu (RH), tworząc rodnik organiczny (R^*):



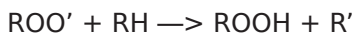
Rodnik organiczny (R^*) reaguje szybko z zawartym w środowisku tlenem molekularnym tworząc organiczny rodnik nadtlenkowy (ROO^*):



Rodnik R'' może też reagować z jonami Fe^{3*} redukując je do Fe^{2*} :



Organiczny rodnik nadtlenny (ROO') odrywa atom wodoru z organicznego substratu, tworząc organiczny wodoronadtlenek (ROOH) oraz jeszcze jeden rodnik organiczny (R'):



W obecności soli żelaza rozkład nadtlenu wodoru tworzy więc ciągły łańcuch rodników i przyspiesza ogólną szybkość utleniania:



W złożonym układzie substratów obecnych w ściekach powyższy mechanizm reakcji jest niewątpliwie jeszcze bardziej złożony.

Na skuteczność przeprowadzanej reakcji ma wpływ ilość zastosowanego utleniacza i katalizatora, stosunek tychże (przy $\text{Fe}^{+2}/\text{H}_2\text{O}_2 \leq 0,5$ przebieg rozpadu jest szybszy) oraz pH, przy którym przeprowadzono reakcję.

Znanych jest dużo modyfikacji reakcji Fentona. Do najpopularniejszych zaliczamy wprowadzenie żelaza (III) zamiast żelaza (II) oraz zastosowanie nadmiaru dawki nadtlenu żelaza w stosunku do katalizatora reakcji – żelaza [1].

Podczas przeprowadzania reakcji Fentona wymienić można cztery podstawowe etapy technologii zaawansowanego utlenienia:

1. korekta pH ścieku do odpowiedniego, aby przeprowadzić reakcję (pH = 3- 4),
2. reakcja Fentona,
3. neutralizacja ścieków,
4. odprowadzenie osadów.

PRÓBY LABORATORYJNE

W okresie od 05.11.2015r do 30.11.2016r przeprowadzane zostały próby w laboratorium wydZIAŁOWYM zlokalizowanym na oczyszczalni ścieków w Legnicy. Analiza przeprowadzona została przez akredytowane laboratorium CBJ sp. z o.o. dla zakresu ChZT oraz As. W okresie tym przetestowana różne dawki odczynników niezbędnych w reakcji Fentona oraz różne źródła za-

nieczyszczeń wprowadzanych do oczyszczalni. W ten sposób możliwe było wyodrębnienie najbardziej korzystnego miejsca, w którym osiągnie się najlepszego efektu utlenienia.

W testach wykorzystano:

- reagenty:
 - Fe^{+2} PIX – 100 KEMIPOL,
 - H_2O_2 BRENNTAG,
 - 30% $\text{Ca}(\text{OH})_2$,
 - Antypieniacz Bevaloid KEMIPOL
- źródła zanieczyszczeń:
 - ścieki przemysłowe surowe (odczyn neutralny),
 - ścieki Solinox (odczyn kwaśny),
 - Ścieki TSKO (odczyn kwaśny).

Ścieki posiadające odczyn neutralny zostały wstępnie zakwaszane przy pomocy surowego ścieku SOLINOX ($\text{pH} < 2$) do momentu osiągnięcia pH ok. 3,5-4, natomiast ścieki mocno zakwaszone ($\text{pH} < 1$) zostały alkalizowane przy pomocy mlecza wapiennego do momentu osiągnięcia przez nie pH ok. 3.

Zastosowano następujące proporcje żelaza do nadtlenu wodoru:

- do 1 l ścieku dodane zostało 1 ml Fe^{+2} oraz 5 ml H_2O_2 (ściek przemysłowy, TSKO),
- do 1 l ścieku dodane zostało 1 ml Fe^{+2} oraz 10 ml H_2O_2 (ściek przemysłowy, Solinox, TSKO),
- do 1 l ścieku dodane zostało 1 ml Fe^{+2} oraz 20 ml H_2O_2 (ściek przemysłowy, Solinox, TSKO),
- do 1 l ścieku dodane zostało 1 ml Fe^{+2} oraz 30 ml H_2O_2 (ściek przemysłowy, Solinox, TSKO),
- do 1 l ścieku dodane zostało 2 ml Fe^{+2} oraz 20 ml H_2O_2 (TSKO),
- do 1 l ścieku dodane zostało 2 ml Fe^{+2} oraz 40 ml H_2O_2 (TSKO),
- do 1 l ścieku dodane zostało 2 ml Fe^{+2} oraz 60 ml H_2O_2 (TSKO).

Reakcję Fentona przeprowadzano w następującej kolejności:

- Metoda I:
 - korekta pH ścieku,
 - szybkie mieszanie przy jednoczesnym dozowaniu Fe^{+2} oraz H_2O_2 (ok. 1 min),
 - wolne mieszanie (ok. 10 min),
 - neutralizacja ścieku dożądanego odczynu w towarzystwie wolnego mieszania,
 - sedymentacja (ok. 12h).

- Metoda II (dotyczy ścieku TSKO):
 - korekta pH ścieku do ok. pH= 11,
 - zakwaszenie ścieku przy pomocy Solinoxu do pH = 3,
 - szybkie mieszanie przy jednoczesnym dozowaniu Fe^{+2} oraz H_2O_2 (ok. 1 min),
 - wolne mieszanie (ok. 10 min),
 - neutralizacja ścieku do żądanego odczynu w towarzystwie wolnego mieszania,
 - sedymentacja (ok. 12h).

Wyniki testów przedstawione zostały w tabeli nr 1, nr 2 oraz nr 3. Dla porównania efektów oczyszczania przy pomocy utleniania reakcją Fentona, do laboratorium przekazano również próbkę ścieku surowego oraz zneutralizowanego przy pomocy $\text{Ca}(\text{OH})_2$ do wartości przyjętej jako zasadną dla danego

Tabela nr 4.1. Wyniki analiz oczyszczania ścieków metodą Fentona ścieków przemysłowych.

Nr próby	$\text{Fe}^{\pm 2}$ H_2O_2	pH	ChZT [mg/dm ³]	redukcja ChZT [%]	As [mg/ dm ³]	redukcja As [%]
06.11.2015						
0		6,5	122	-	3,56	
1*		10	122	0,00	2,30	35,39
2	1:5	9,8	89	27,05	6,92	-94,38
3	1:10	9,9	72	40,98	5,27	-48,03
4	1:20	9,8	108	11,48	2,61	26,69
23.11.2015						
0		6,62	76	-	0,530	
1*		11,0	64	15,79	0,389	26,60
2	1:10	10,38	166	-118,42	2,590	-388,68
3	1:20	10,3	85	-11,84	0,382	27,92
4	1:30	10,05	106	-39,47	0,198	62,64

Tabela nr 4.2. Wyniki analiz oczyszczania ścieków metodą Fentona ścieków Solinox.

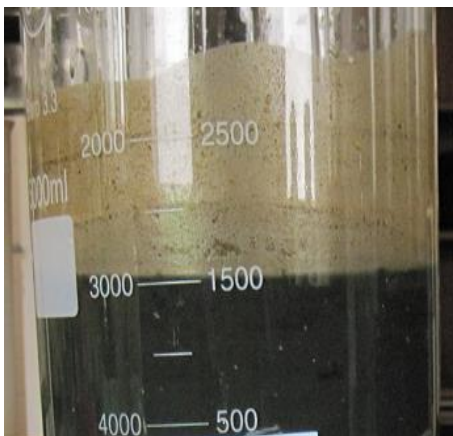
Nr próby	Fe^{+2} H_2O_2	pH	ChZT [mg/dm ³]	redukcja ChZT [%]	As [mg/ dm ³]	redukcja As [%]
09.11.2015						
0		3,05	380	-	239,00	
1*		12	290	23,68	10,70	95,52
2	1:10	10,4	910	-139,47	2,85	98,81
3	1:20	10,15	810	-113,16	4,00	98,33
4	1:30	10,05	1 170	-207,89	31,30	86,90

Tabela nr 4.3. Wyniki analiz oczyszczania ścieków metodą Fentona ścieków TSKO.

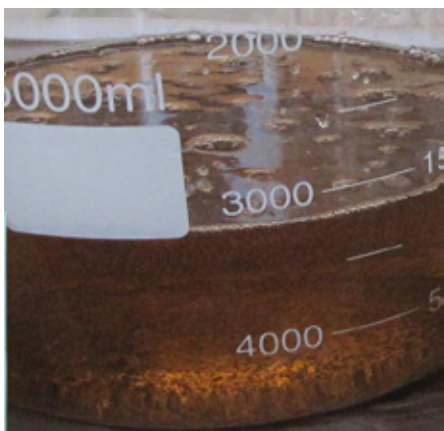
Nr próby	Fe^{+2} H_2O_2	pH	ChZT [mg/dm ³]	redukcja ChZT [%]	As [mg/ dm ³]	redukcja As [%]
05.11.2015						
0		1,95	4 000	-	314,00	
1*		9,00	3 650	8,75	298,00	5,10
2	1:5	9,00	3 250	18,75	106,00	66,24
3	1:10	9,00	3 300	17,50	116,00	63,06
4	1:20	9,00	2 950	26,25	71,10	77,36
30.11.2015 Metoda II						
0		2,17	2 500	-	206,00	0,00
1*		11,95	2 200	12,00	8,78	95,74
2	1:10	8,47	1 700	32,00	1,08	99,48
3	1:20	8,52	2600	-4,00	2,10	98,98
4	1:30	8,55	2400	4,00	17,20	91,65
5	2:20	8,69	1 475	41,00	0,53	99,74
6	2:40	8,56	1 875	25,00	0,82	99,60
7	2:60	8,47	2 175	13,00	2,05	99,00

źródła zanieczyszczeń (ściek przemysłowy pH = 10, ściek Solinox oraz TSKO pH=11,5).

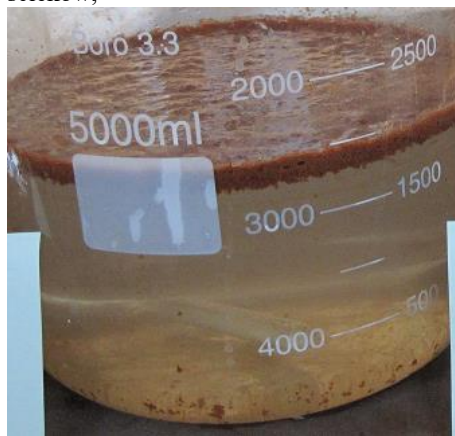
- pienienie ścieków,



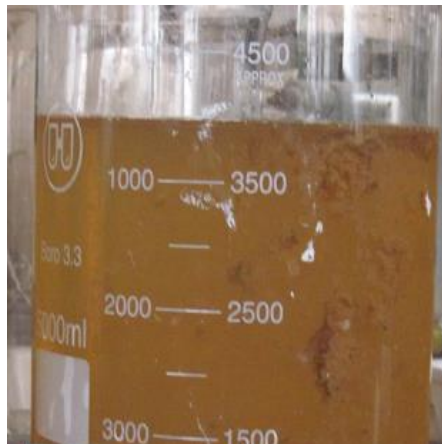
- duże nagazowanie ścieków,



- kożuch na powierzchni neutralizowanych ścieków,



- flotacja osadu



Trudności, z jakimi spotkano się w trakcie wykonywania doświadczeń:

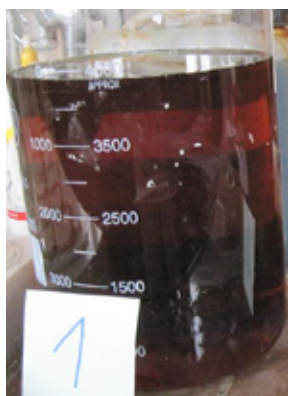
– niemożliwe do osiągnięcia pH zgodnego z założeniami technologicznymi.

ANALIZA WYNIKÓW

Z przeprowadzonych analiz wywnioskować można, że najlepszym źródłem zanieczyszczeń, dla którego warto zastosować reakcję Fentona jest ściek TSKO, charakteryzujący się bardzo dużym stężeniem zanieczyszczeń. Zastosowane proporcje przynosiły bardzo różne efekty, od nieznacznego wzrostu zanieczyszczeń po redukcję ChZT nawet do 41%, podczas gdy przy klasycznej neutralizacji TSKO osiągnięto jedynie 12% redukcji. Spadek stężenia arsenu również jest zauważalny. Jego redukcja wynosi niemal 100%.

W ściekach przemysłowych również osiągnięto zadowalające wyniki redukcji ChZT (prawie 41%) przy znacznym wzroście stężenia As w ścieku. Następane badania nie potwierdziły jednak tej zależności. Skład dopływających ścieków surowych jest bardzo zmienny, wahają się nie tylko stężenia badanych oznaczeń, ale również odczyn, chlorki, siarczany oraz inne składniki. W związku z powyższym podczyszczanie tego ścieku nie jest zasadne – dla każdego zrzutu należałoby ustalać indywidualne proporcje $\text{Fe}^{+2} / \text{H}_2\text{O}_2$.

Ścieki Solinox nie poddały się oczyszczeniu i utlenieniu metodą Fentona. Najlepsze efekty osiągnięto przy zastosowaniu klasycznej metody neutralizacji podnosząc pH do wielkości 11,5 przy pomocy mlecza wapniowego.



TSKO surowy



TSKO + $\text{Ca}(\text{OH})_2$



TSKO + $\text{Fe}^{+2} + \text{H}_2\text{O}_2 + \text{Ca}(\text{OH})_2$

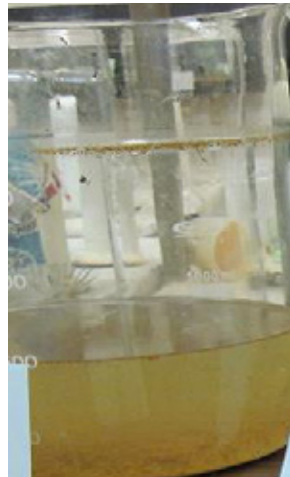
Poniżej przedstawione zostały osiągnięte efekty oczyszczenia:



Ś. przemysłowy surowy



Ś. przemysłowy + $\text{Ca}(\text{OH})_2$



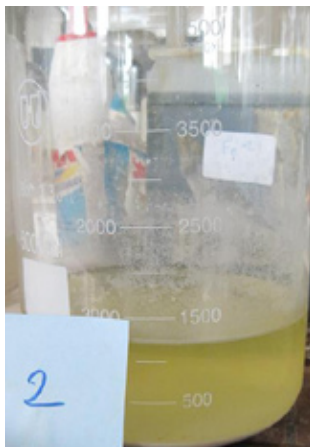
Ś. przemysł. + $\text{Fe}^{+2} + \text{H}_2\text{O}_2 + \text{ca}(\text{OH})_2$

- TSKO
- Ściek przemysłowy

- SOLINOX



SOLINOX surowy



SOLINOX + $\text{Ca}(\text{OH})_2$



SOLINOX + Fe^{+2} + H_2O_2 + $\text{Ca}(\text{OH})_2$

PODSUMOWANIE

Zaawansowane metody utleniania zanieczyszczeń organicznych są skutecznym sposobem oczyszczania ścieków trudnobiodegradowalnych. Dzięki wytwarzanym w trakcie procesu wolnym rodnikom hydroksylowym następuje destrukcja wielu związków organicznych z wytworzeniem CO_2 , H_2O oraz SO_4^- i NO_3^- . Reakcja Fentona, jedna z odmian AOP, jest stosunkowo łatwym i tanim procesem dającym przy tym bardzo dobre rezultaty utleniania związków. Jej efektywność zależy głównie od stosunku Fe^{+2} do H_2O_2 oraz odczynu ścieków, które poddawane zostają utlenieniu. Określenie odpowiednich proporcji żelaza (II) do nadtlenku wodoru jest najtrudniejszym z elementów przygotowywającym do poprawnego przeprowadzenia reakcji. Opracowane zostały różne modele matematyczne mające ułatwić podejmowanie decyzji, lecz dopiero próby wskazują na zasadność wyboru danej metody. Z przeprowadzonych doświadczeń wynika, że przy ściekach o znacznych wahaniami składu chemicznego wprowadzenie AOP jest trudne i może doprowadzić do wzrostu zanieczyszczeń. Również ścieki o niewielkiej zawartości zanieczyszczeń organicznych nie wykazują zasadności wprowadzania reakcji Fentona do procesu technologicznego. Wydział W-4 w Legnicy na dalszym etapie doświadczeń rozpocznie wprowadzanie metody utleniania Fentona na ściekach TSKO, charakteryzujących się wysokimi stężeniami zanieczyszczeń zarówno organicznych jak i nieorganicznych.

LITERATURA

„Zaawansowane metody utleniania zanieczyszczeń organicznych” – Zakład Inżynierii Środowiska
Wydział Chemii Uniwersytet Gdański – Ćwiczenia laboratoryjne; 2012r

- „Badania wybranych procesów oczyszczania ścieków” – pod redakcją Marty Janosz-Rajczyk, Politechnika Częstochowska wydział Inżynierii i Ochrony Środowiska Katedra Chemii, Technologii Wody i Ścieków, 2008r;
- „Oczyszczanie ścieków przemysłowych metodami katalitycznymi z wykorzystaniem nadtlenu wodoru” – dr inż. Krzysztof Barbusiński, Politechnika Śląska, Instytut Inżynierii Wody i Ścieków, 1999r;
- „Intensyfikacja procesu oczyszczania ścieków i stabilizacji osadów nadmiernych z wykorzystaniem odczynnika Fentona” – dr inż. Krzysztof Barbusiński, Zeszyty Naukowe Politechnika Śląska, 2004r;

NOWE WDROŻENIA NA DUŻYCH OBIEKTACH KOMUNALNYCH

Paweł Latała

MPWiK Kraków

WSTEP

Zakład Oczyszczania Ścieków Płaszów II w obecnym kształcie działa od roku 2010. W latach 2003–2007 zmodernizowana została oczyszczalnia, w latach 2007-2010 domknięto projekt płaszowski budową Stacji Termicznej Utylizacji Osadu, spopielającej osad odwodniony ze wszystkich oczyszczalni krakowskich (dwóch dużych Płaszów 780 000 RLM, Kujawy 373 000 RLM, oraz sześciu małych oczyszczalni lokalnych).

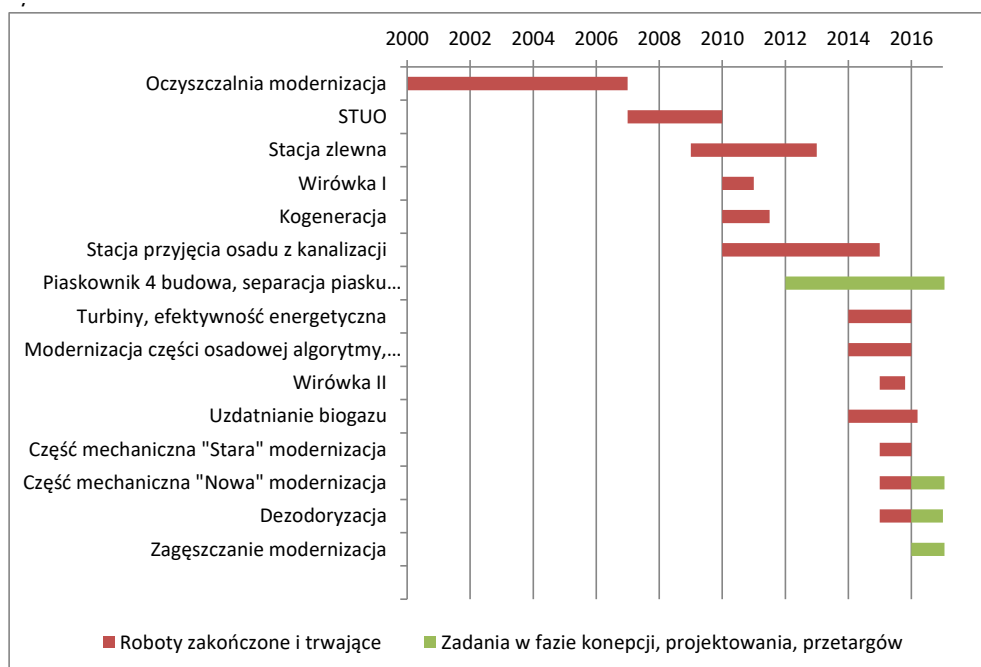
Od roku 2010 na zakładzie podjęto szereg działań mających na celu, uzupełnianie technologii o elementy nie uwzględnione przy modernizacji i rozbudowie, dostosowanie zakładu do zmian w składzie i ilości ścieków, modernizacje wynikające z działań remontowych, które siłą rzeczy uwzględniają postęp technologiczny, jak również modernizacje będące wynikiem doświadczeń eksploatacyjnych.

Wizualizacja tego procesu jest rys. 1.

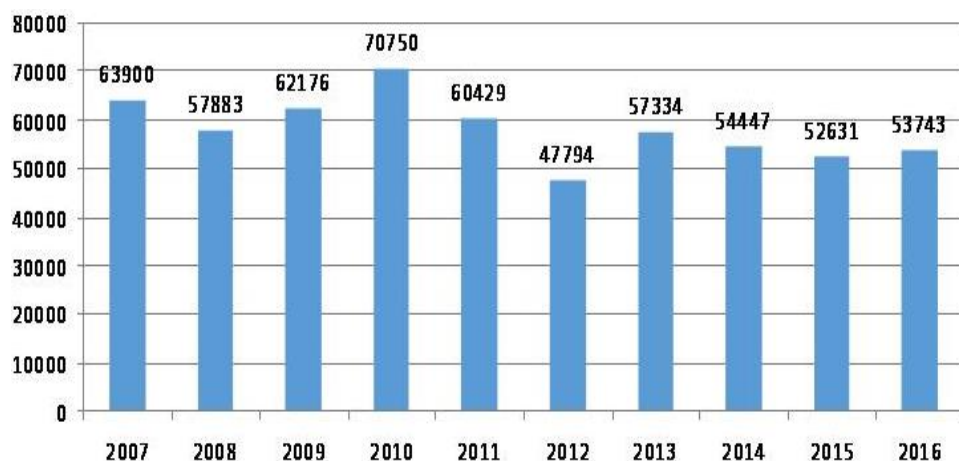
W chwili obecnej zakład oczyszcza średnio 150 000 m³ ścieków dziennie, ilość ścieków dopływających do zakładu podlega zmienności dobowej, rocznej i wieloletniej, charakterystycznej dla sieci kanalizacyjnej ogólnospławnej, pracującej w dużej aglomeracji, poddawanej w ostatnich latach procesowi intensywnej modernizacji. Ilość ścieków dopływająca w czasie działania zakładu kształtowała się następująco:

Dopływ do oczyszczalni tys. m³/rok (rys. 2).

Poza, powodziowym w Krakowie, rokiem 2010 obserwujemy systematyczny spadek ilości ścieków dopływających do zakładu. Charakterystyczne przy tym jest jednoczesny wzrost populacji Krakowa. Zjawisko to można tłumaczyć



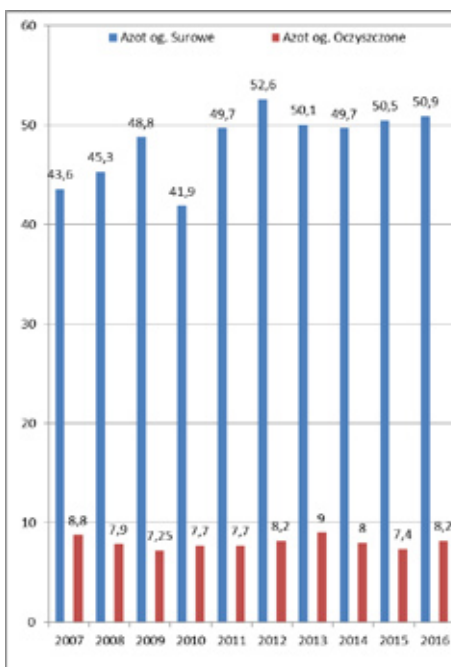
Rys. 1.



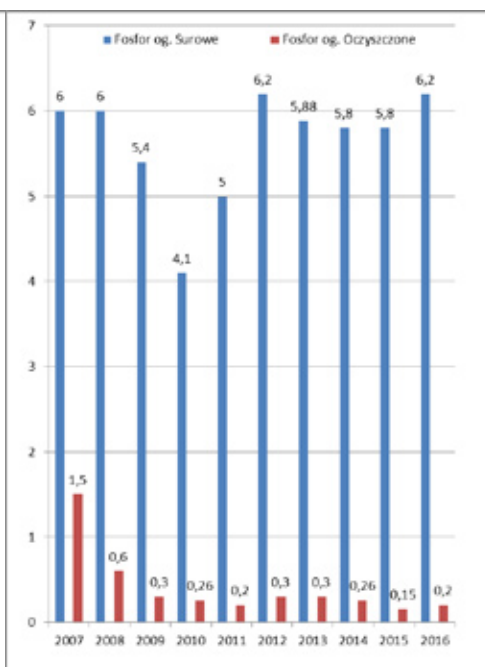
Rys. 2.

czyć oszczędnością i zmniejszeniem zużycia wody, zakupem coraz bardziej oszczędnych urządzeń AGD jak również modernizacją i doszczelnianiem sieci kanalizacyjnej. Wszystkie te czynniki powodują, że mimo wzrostu długości sieci i dołączaniu nowych klientów, ilość ścieków jest coraz mniejsza.

Kolejnym elementem charakterystycznym dla pracy zakładu w ostatnich latach są zmiany w składzie ścieków, poniżej stężenia charakterystycznych wskaźników fizykochemicznych:

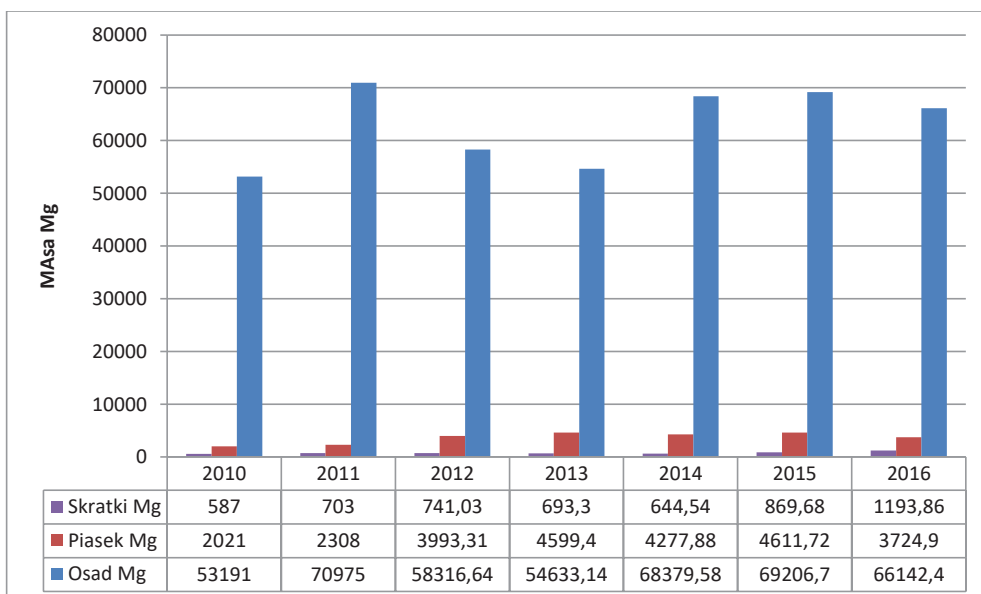


Rys. 3.



Rys. 4.

Stężenie stabilizują się około roku 2012 i obserwuje się niewielki wzrost. Zmiany części w osadowej pokazuje rys 5.

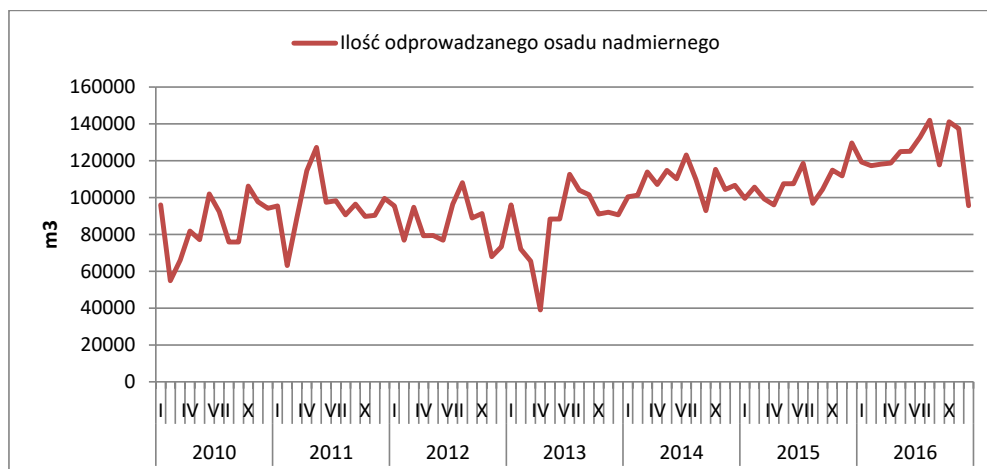


Rys. 5.

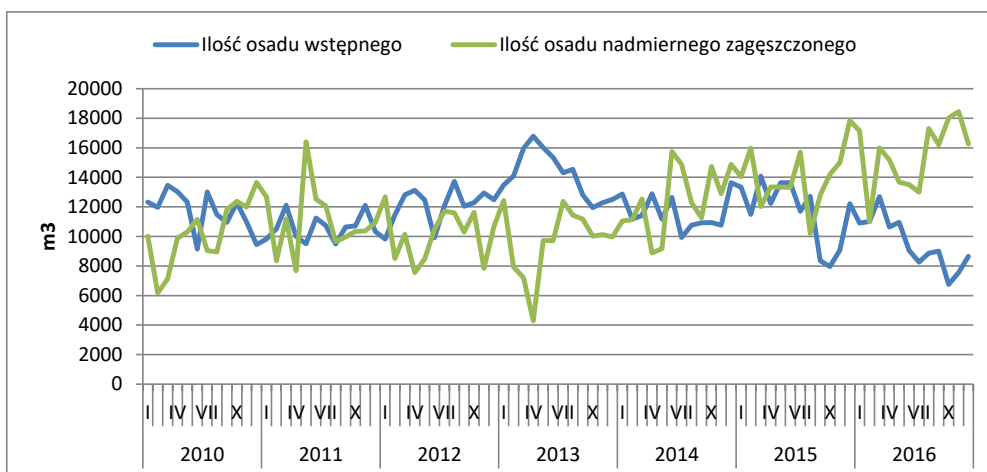
Od roku 2012 obserwuje się wzrost ilości separowanego piasku, wzrost ilości masy inertej przenikająca do osadu wstępnego, a później zalegającego w komorach fermentacyjnych, zbiornikach magazynowych osadu i wpływających na zwiększenie ilości piasku w złożu fluidalnym STUO. Elementy te wymuszają okresowe czyszczenie komór fermentacyjnych, zbiorników magazynowych osadu, konieczność spustu piasku z pieca fluidalnego, obserwacje pracy urządzeń odwadniających w szczególności wirówek, z uwagi na ich wibracje, przy dużej ilości piasku w osadzie. Cechą charakterystyczną jest duża nierównomierność w dopływie piasku. Doświadczenie ostatnich lat i zmiany w sposobie odprowadzania osadu wstępnego wyraźnie wskazują na jego wzrost w pierwszym półroczu. Uderzeniowe dopływy piasku w okresie styczeń – kwiecień utrudniają odbiór osadu wstępnego i utrudniają jego pompowanie. Rozwiązanie problemu nastąpi po rozbudowie węzła piaskowników.

W ostatnich dwóch latach wystąpiły problemy z dostępnością osadników wstępnych z uwagi na konieczność przeprowadzenia niezwłocznego remontu. Projektowanie, procedura przetargowa, decyzja o modernizacji trzech z czterech osadników spowodowała wydłużenie prac do jesieni 2017. W tym czasie w okresach dużych napływów część zawiesiny przedostaje się do części biologicznej. Wynikiem tej sytuacji są gwałtowne przyrosty osadu czynnego i wzrost ilości osadu nadmiernego. Wszystkie te czynniki spowodowały wzrost ilości osadu separowanego z układu i kierowanego do fermentacji.

Od roku 2014 następuje wzrost ilości osadu odwodnionego. Mimo modernizacji układu odwadniania i instalacji pierwszej wirówki odwadniającej obciążenie STUO stale wzrasta. Instalacja drugiej wirówki w roku 2015 umożliwiła odwadnianie 100 % osadu przy użyciu dekanterów. Różne, charakterystyczne dla Płaszowa czynniki powodują niedostateczną dostępność urządzeń wcho-



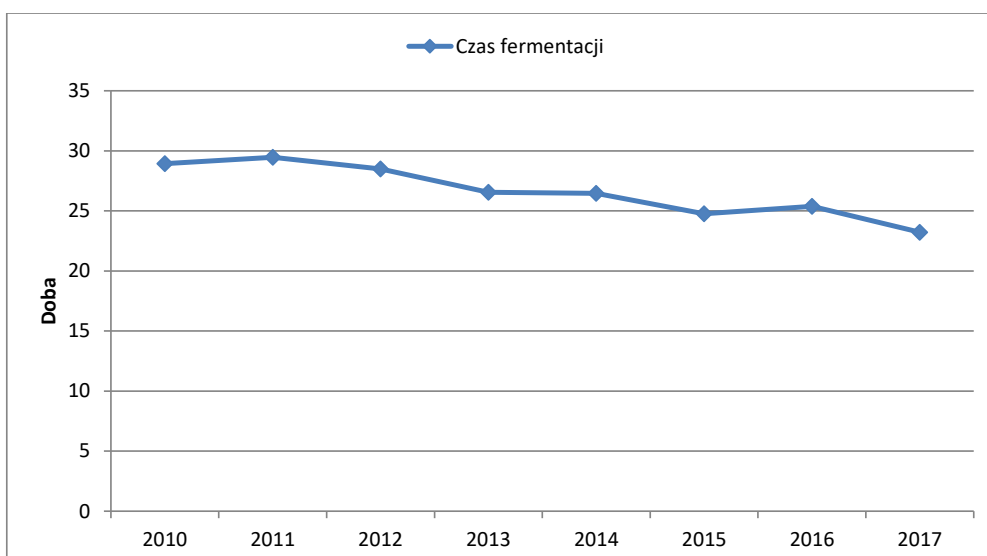
Rys. 6.



Rys. 7.

dzących w skład węzła zagęszczania i odwadniania. Przy poprawnej i bezawaryjnej pracy spalarni, osad odwadniany jest z niewielką stałą nadawą tylko na wirówkach. Sytuację taką odnotowano w roku 2016. Koniec 2016 i pierwsza połowa 2017 jest okresem intensywnego procesu remontowego, którym objęta jest część osadowa i STUO. Sytuacja ta powoduje nierównomierność w ilości osadu kierowanej do odwodnienia. W roku 2017 na Płaszowie pracują różne urządzenia odwadniające czyli prasa taśmowa Petkus DYPE-24-STN i wirówka odwadniająca GEA UCD536-00-34.

Powyższe czynniki wywołują istotne zmiany w części osadowej dość dobrze charakteryzuje to czas fermentacji i jego zmiany w ciągu ostatnich kilku lat.



Rys. 8.

Modernizacja urządzeń odpowiadających za odwodnienie miała za zadanie zwiększenie suchej masy, zmniejszenie ilości osadu która miała być skierowana na STUO lub wywieziona, oraz zwiększenie mocy przerobowych. Wyższa dostępność urządzeń mniejsze ich obciążenie przekłada się na większe możliwości optymalizacji dawki polimeru, a co za tym idzie zmniejszenie kosztów, mniejszą awaryjność i zwiększenie niezawodności wężła.

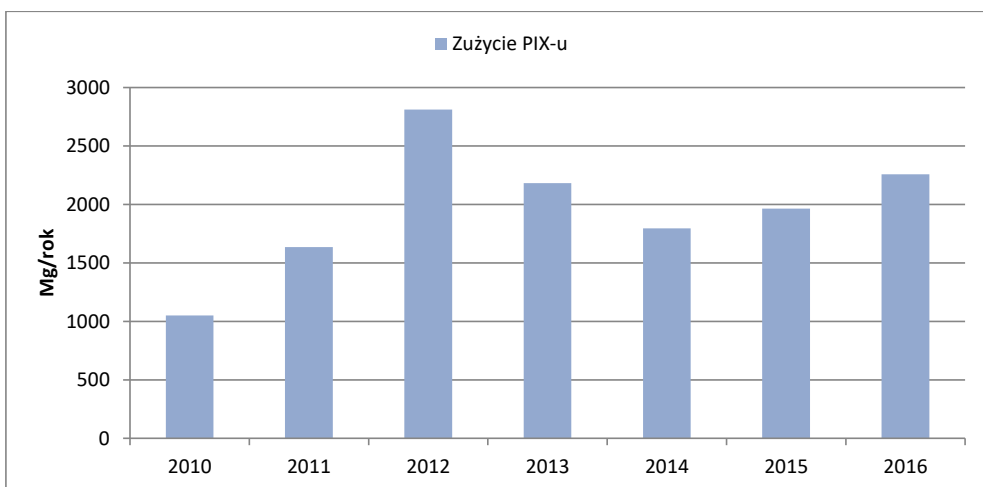
KONSEKWENCJE ZMIAN

Zmiany w składzie osadu poddawanego fermentacji i krótszy jej czas istotnie wpływają na szereg czynników związanych z funkcjonowaniem części osadowej. Odwadnianie praktycznie od początku realizowane było przy wykorzystaniu kondycjonowania osadu przefermentowanego solami żelaza i dozowania wysokokationowego polimeru, na urządzeniach odwadniających. Kondycjonowanie, jak w większości tego typu aplikacji miało za zadanie poprawę właściwości osadu pod kątem odwadniania, charakterystycznej dla procesu koagulacji, efektem było zwiększenie suchej masy, zmniejszenie zużycia polielektrolitu oraz zmniejszenie ładunku powrotnego fosforu kierowanego odciekiem do ponownego oczyszczenia. Założenia te zostały spełnione, sucha masa osadu kierowanego na STUO bez problemów spełniała warunek 22% dla naszej instalacji. Dawka polimeru kształtowała się na poziomie 4–5 kg/t.s.m., co spełniało oczekiwania ekonomiczne. Ładunek powrotny kierowany do oczyszczenia nie sprawiał większych problemów, mimo rezygnacji z użytkowania wężła podczyszczania i koagulacji odcieków przed skierowaniem ich do sieci wewnętrznej oczyszczalni.

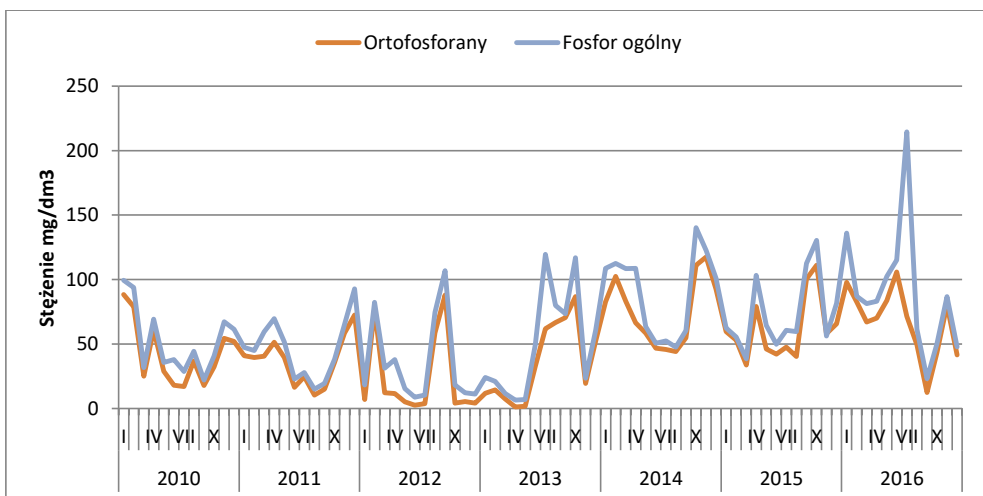
Dawka koagulantu użytego do kondycjonowania była optymalizowana uwzględniając sygnały od obsługi, co do jakości osadu poddawanemu odwodnieniu. W okresach zwiększonego obciążenia komór fermentacyjnych, dużej ilości osadu nadmiernego, złej jakości osadu, dawka PIX-u była zwiększana, w przypadku dobrych wyników suchej masy, dobrego odcieku i utrzymywaniu się właściwego obciążenia wirówek dekantacyjnych dawka jest zmniejszana, proces ten uwzględnia oczywiście parametry fizykochemiczne odcieków i ilość fosforu na odpływie z oczyszczalni. Na rys. 9 zużycie PIX-u w latach 2010–2016.

Modernizacja wężła osadowego, montaż wirówek, zwiększenie ilości osadu i większa ilość piasku, zmieniła proces wymuszając korektę pracy wężła odwadniania. Jednym z elementów, które zmieniły się w stosunku do okresu gdy użytkowane były wyłącznie prasy taśmowe był skład odcieków (rys. 10).

Okres rozpoczęcia użytkowania wirówek zbiega się ze zwiększonym stężeniem fosforanów w odcieku po odwadnianiu. Od roku 2016 zarejestrowano zwiększone problemy związane z wytrącaniem się fosforanu amonowego



Rys. 9.

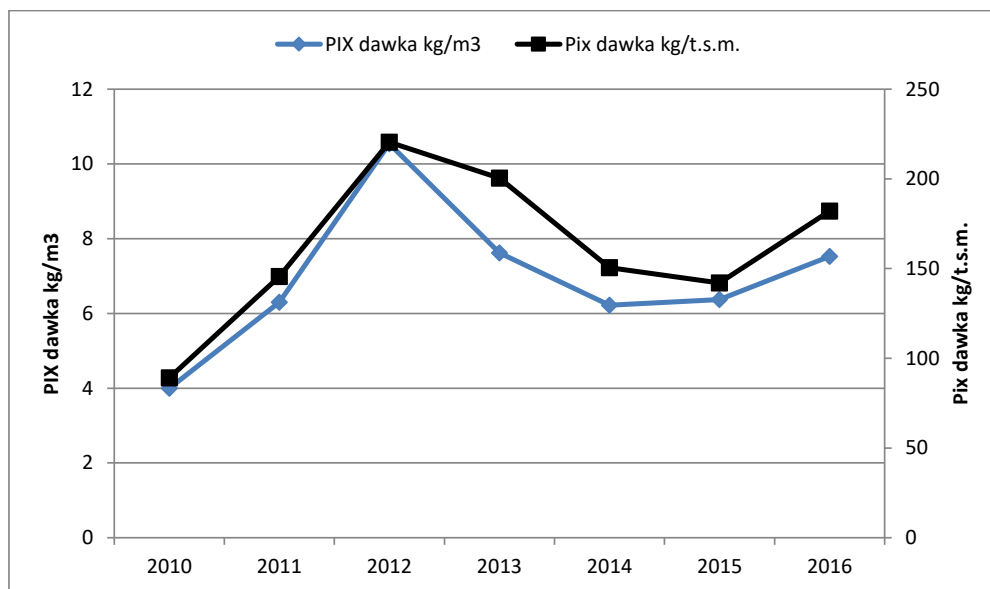


Rys. 10.

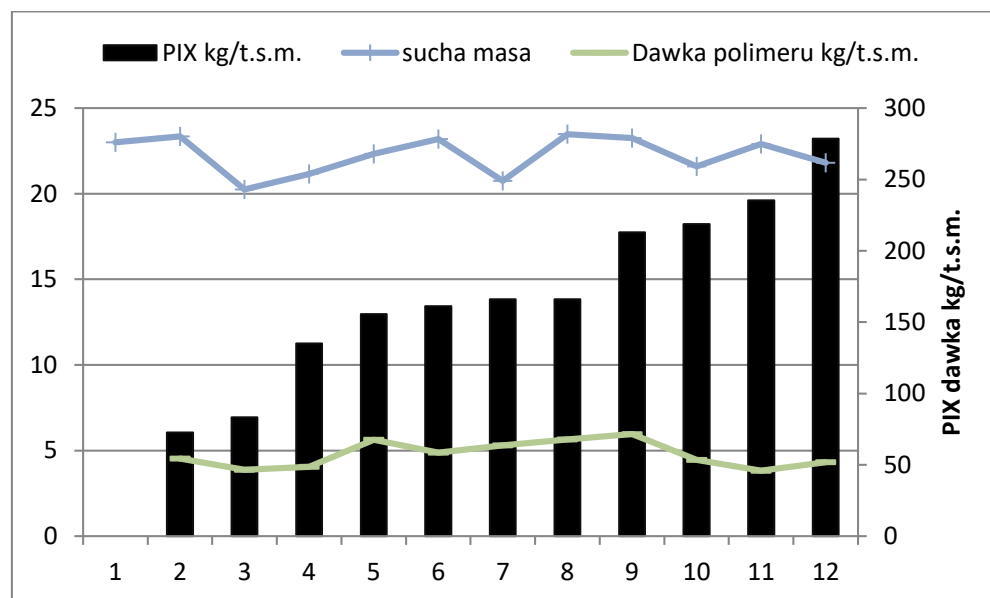
magnezowego w rurociągach i pompach służących do transportu odcieków. Problemy te skutkowały decyzją o zwiększeniu dozowania żelaza. Dawki koagulantu charakteryzuje rys. 11.

Pod koniec roku 2016 przeprowadzono okresowe zwiększenia dawki koagulantu i obserwacje uzyskanych efektów w skali przemysłowej.

Wykorzystując dane z lat poprzednich rozszerzono zakres analizowanych danych i pokazano na rys. 12.

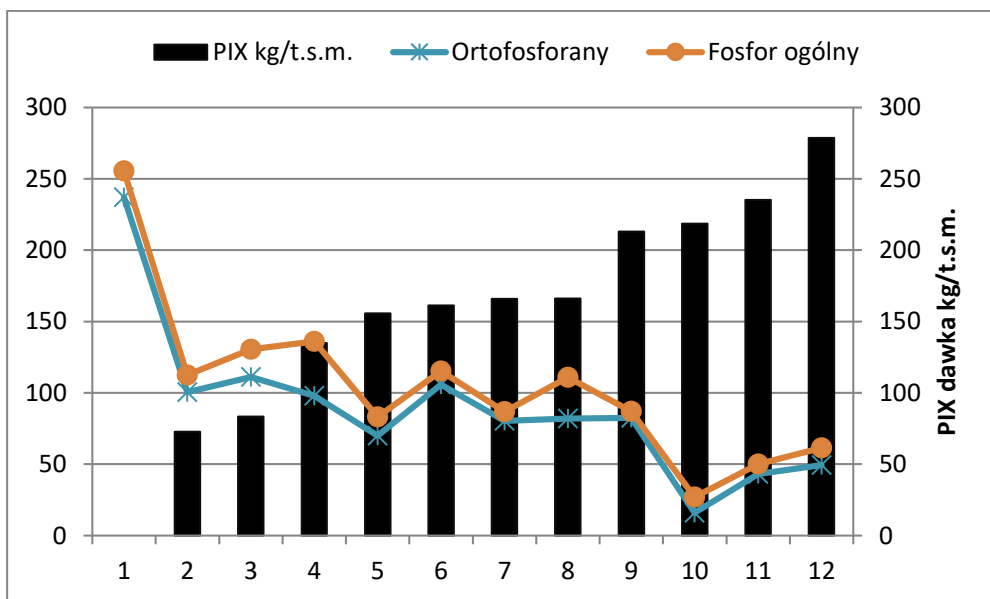


Rys. 11.

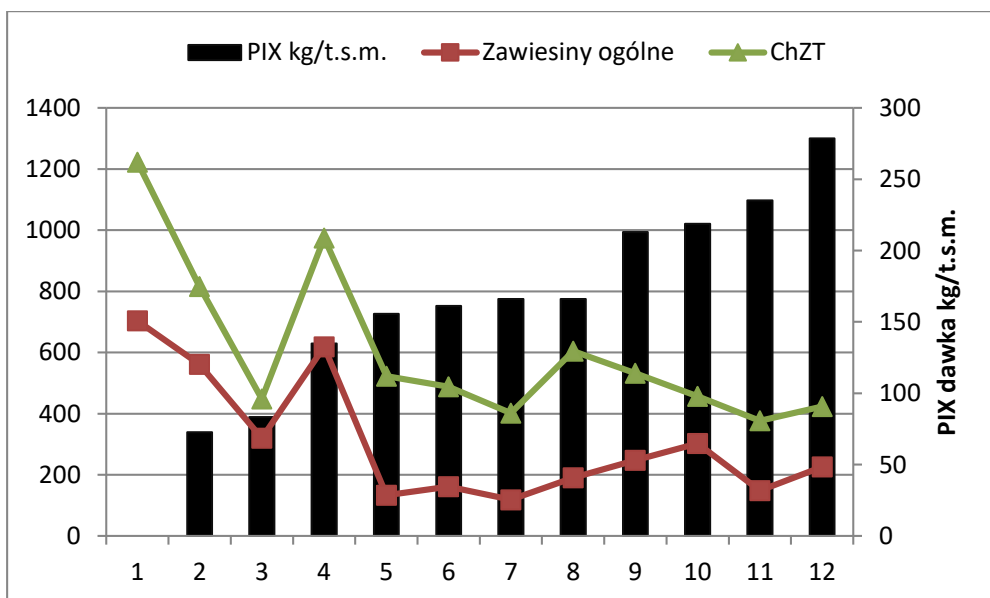


Rys. 12 a.

Trwałe obniżenie fosforanów w odciekach poniżej 50 mg/dm^3 , obniżenie pH do około 7, zaobserwowano przy dawkach rzędu 200 kg/t.s.m. Odciek i obciążenie dekanterów stabilizują się przy dawce 150 kg/t.s.m. osadu. Co jest zadowalające z punktu widzenia eksploatacji i problemów wynikających z podwyższonych stężeń pozostałych wskaźników.



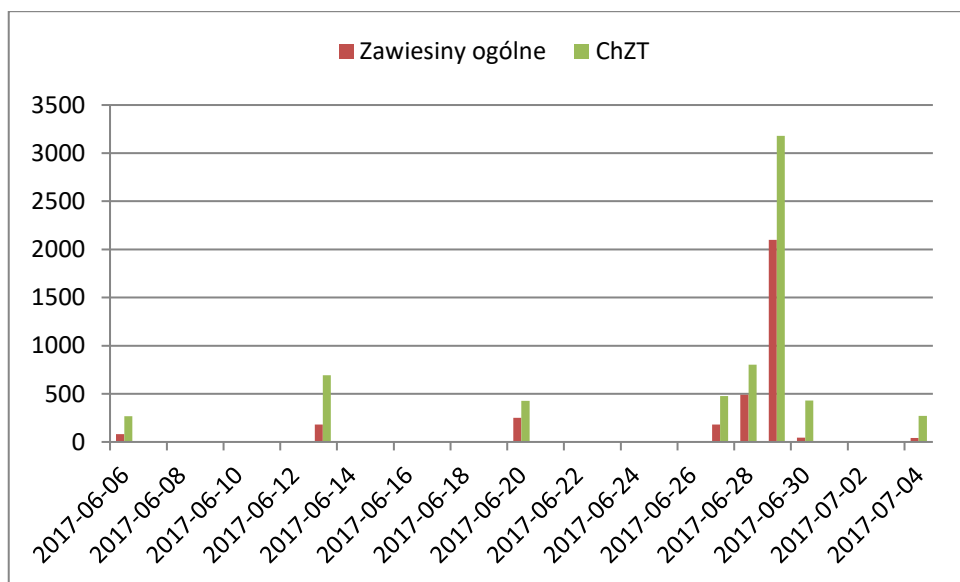
Rys. 12 b.



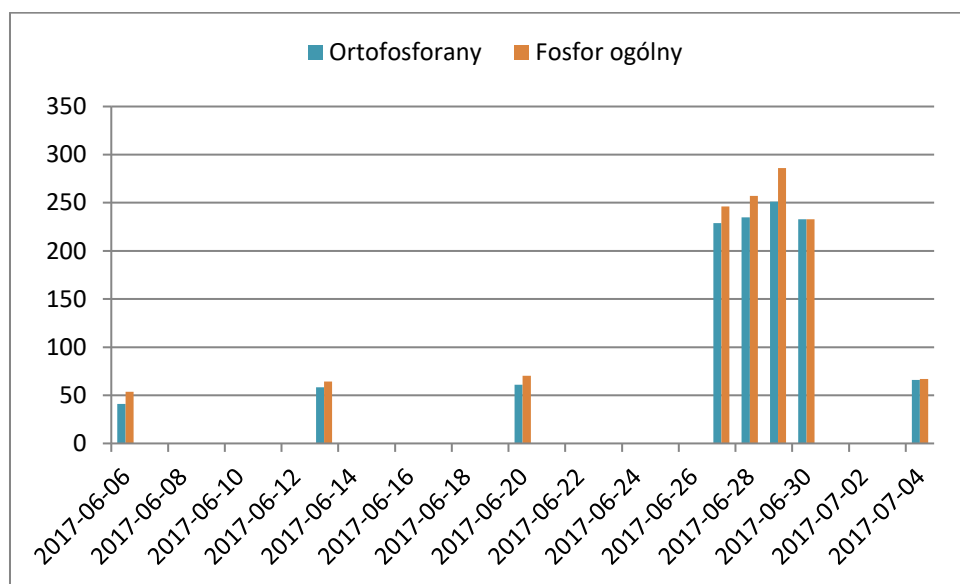
Rys. 12 c.

PRACA BEZ KONDYCJONOWANIA

W przypadku rezygnacji z kondycjonowania, co miało miejsce przez około tydzień 24.06.2017 – 30.06.2017, w wyniku awarii, stężenia zanieczyszczeń w odcieku wyglądają jak na rys. 13.

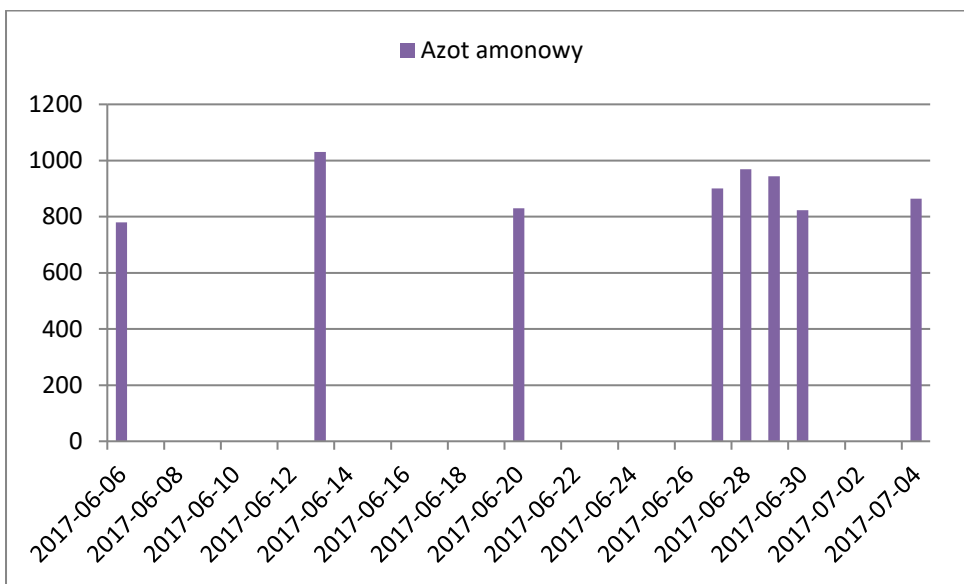


Rys. 13 a.

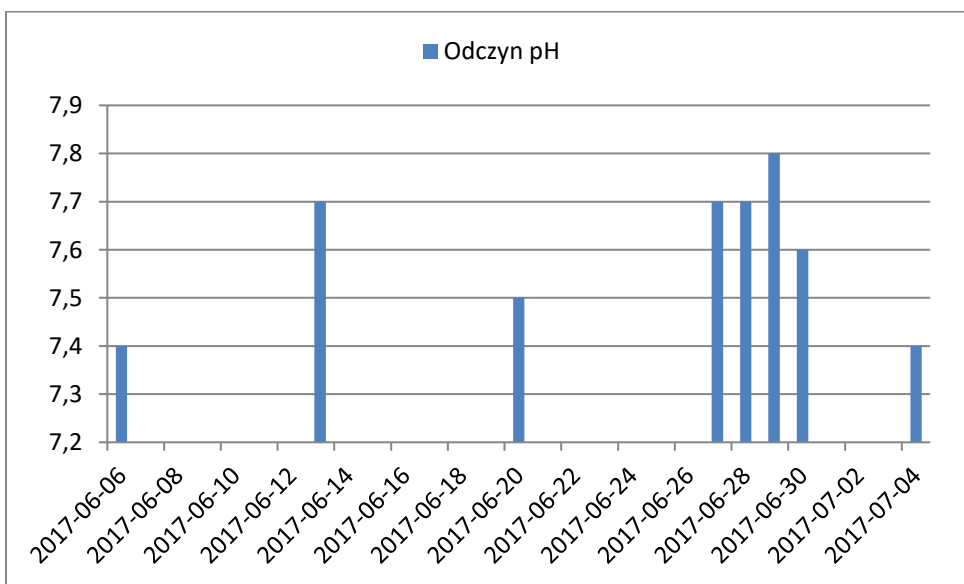


Rys. 13 b.

Kondycjonowanie istotnie wpływa na stężenia fosforanów i zawiesiny, w przypadku tych pierwszych zmniejszając stężenia o około 300 %. Brak kondycjonowania zdecydowanie utrudnia pracę węzła odwadniania, zwiększając obciążenie oczyszczalni wtórnymi zanieczyszczeniami z odcieków.



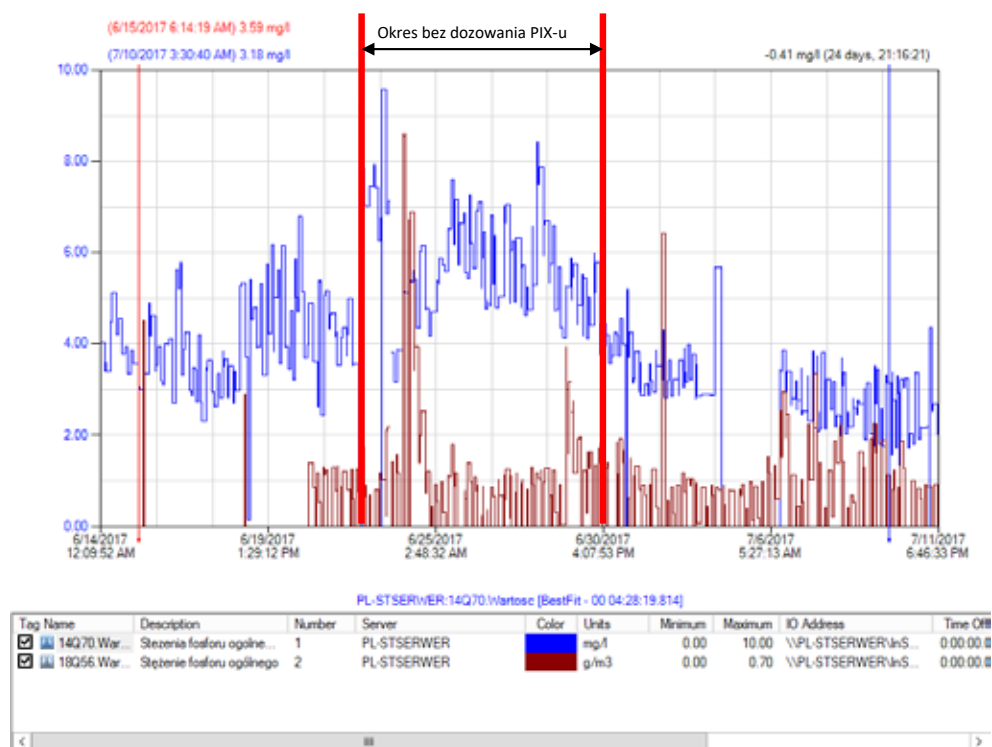
Rys. 13 c.



Rys. 13 d.

Biorąc pod uwagę istotny wpływ odcieków na ładunek fosforu w całkowitym bilansie oczyszczalni, kontrolę ładunku zredukowanego w części biologicznej, w roku 2017 wprowadzono ciągły pomiar fosforanów przed oczyszczaniem biologicznym. Pomiar zainstalowano w punkcie uwzględniającym odcieki. W chwili obecnej pomiar realizowany jest przy wykorzystaniu analizatora

ortofosforanów. Ideą tego rozwiązania, oprócz ciągłego monitoringu, jest wykorzystanie pomiaru do optymalizacji dozowania koagulantu w przypadku zwiększenia ładunku w odciekach z odwadniania. Analizator instalowany w tym punkcie, narażony jest na problemy eksploatacyjne, związanymi z „trudnym” medium, w postaci ścieków surowych, zawierających substancje powierzchniowo czynne, obniżające jego niezawodność, wymuszające częste czyszczenie fotometru itp. Niemniej jednak, w przypadku zatrzymania kondycjonowania, wzrostu ilości PO₄ w odciekach z 50 do 250 mg/dm³, analizator wykazał zwiększenie stężeń kierowanych do oczyszczania biologicznego z 4 do 6-7 mg PO₄/dm³, okresowo nawet o ok. 50%. Testy, niezawodności urządzenia, wpłyną na decyzje o wykorzystaniu analizatora w procesie sterowania.



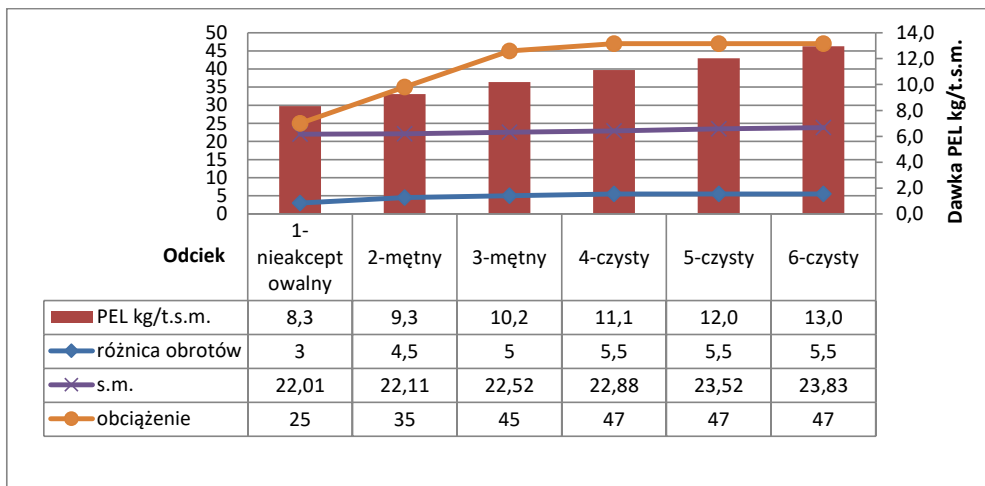
Rys. 14.

W tym samym czasie analizator zainstalowany na odpływie, wykazał zwiększenie stężenia fosforanów w tym okresie z 0,14 do 0,53 mg/dm³, co nie pozostaje bez wpływu na spokój w uzyskaniu stężeń poniżej 1 mg/dm³.

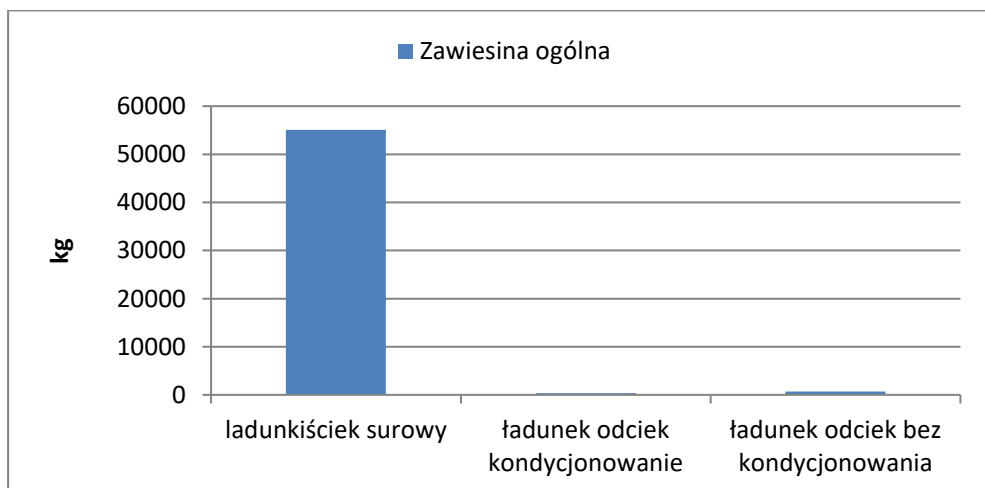
WIRÓWKA BEZ PIX

W przypadku pracy bez kondycjonowania wirówka utrzymuje suchą masę poprzez regulację różnicy obrotów między bębniem i ślimakiem. Analizy zwizualizowane poniżej wskazują, że przy pracy bez kondycjonowania, obciążenie urządzenia zaczyna spadać przy dawkach 9-10 kg PEL/kg s.m.o. (rys. 15).

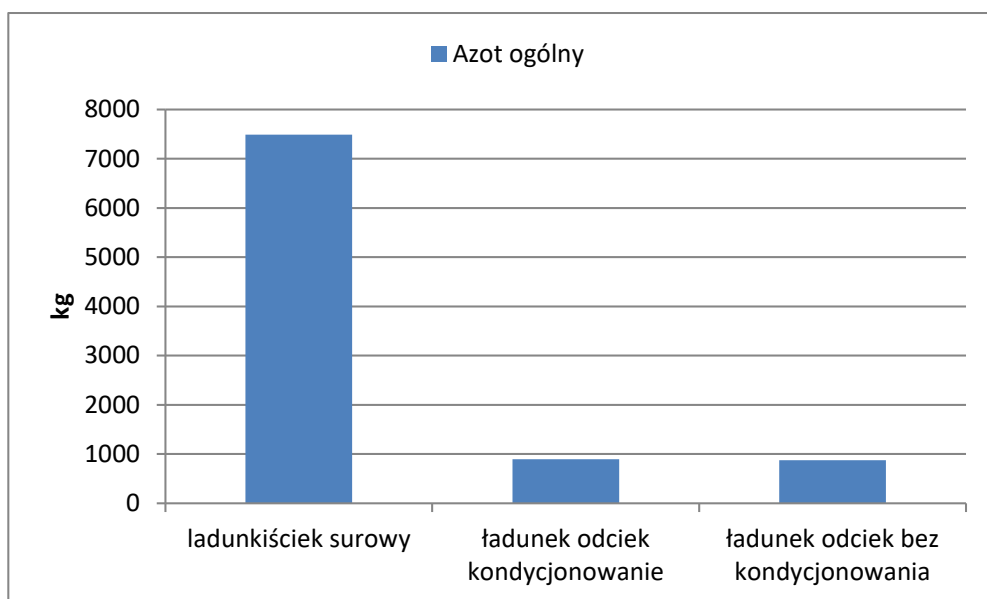
Ładunki zanieczyszczeń w ściekach surowych i odciekach z odwadniania (rys. 16).



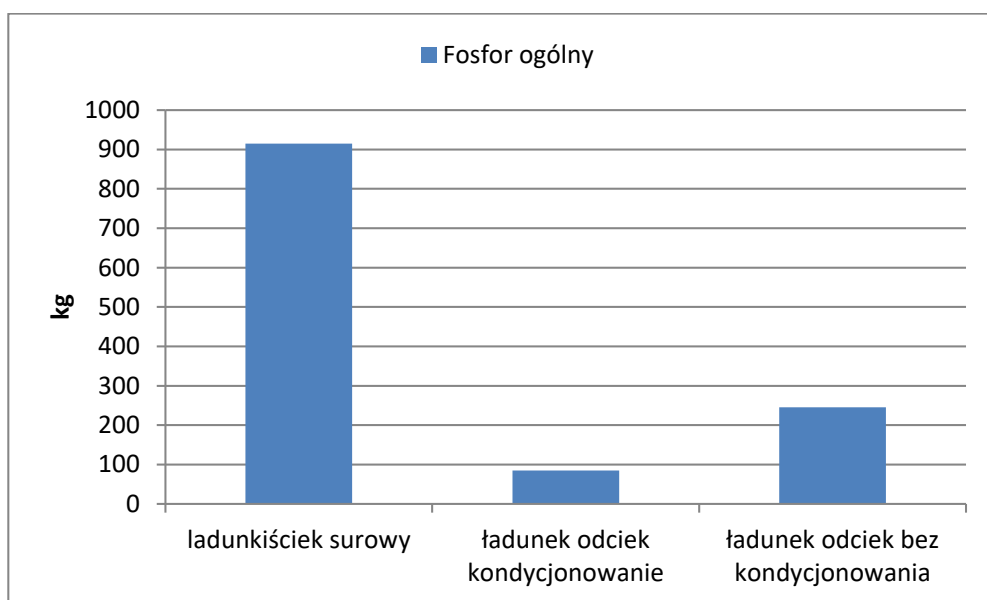
Rys. 15.



Rys. 16 a.



Rys. 16 b.

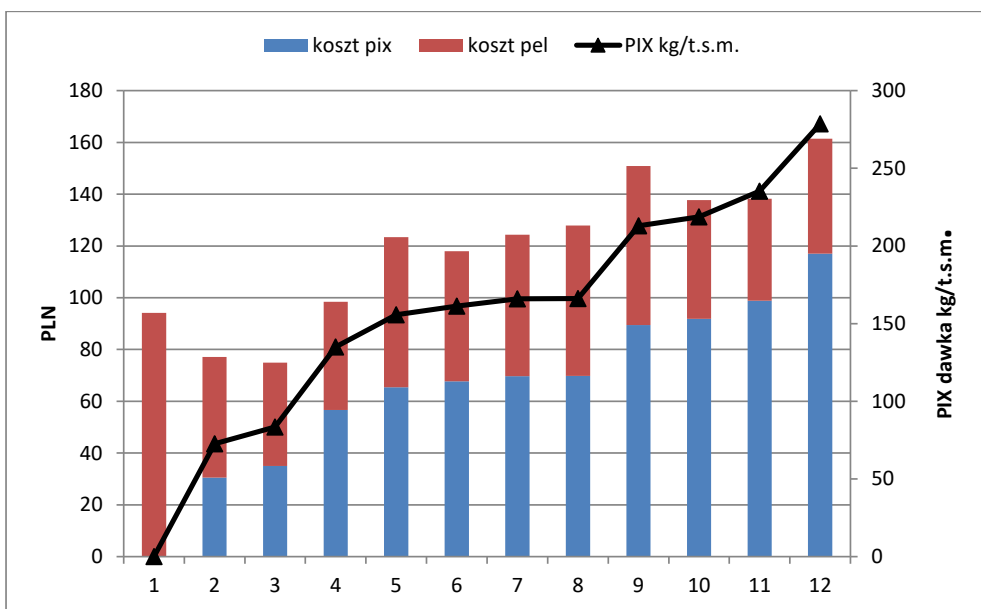


Rys. 16 c.

Bilans ekonomiczny (rys. 17).

Biorąc pod uwagę koszty ustalono optymalną dawkę koagulantu na poziomie 150 kg/t.s.m. za decyzją tą przemawiają następujące elementy:

- bilans ekonomiczny – dawka przy której koszty są podobne do użycia samego polielektrolitu.
- stabilizacja odcieku biorąc pod uwagę zawiesinę.



Rys. 17.

- stabilizacja pracy wirówek, właściwy odciek obciążenie i spokój obsługi.
- w przypadku chęci całkowitej likwidacji problemów związanych z wysokim stężeniem fosforanów, koszty rosną do poziomu nieakceptowanego.

ZASTOSOWANE ROZWIĄZANIA

W układzie transportu osadu przefermentowanego i odcieków wyznaczono kilka punktów, w których występują szczególnie korzystne warunki do odkładania się niepożądanego materiału. Miejsca te są potencjalną przyczyną problemów eksploatacyjnych wynikających z zaniku drożności rurociągów. Dla każdego z nich zostało dobrane rozwiązanie w skali technicznej.

Krystalizacja struwitu występuje w punktach sprzyjających pod względem chemicznym i fizycznym. Największe problemy zaobserwowano w rurociągach odpływowych osadu z komór fermentacyjnych. Nadziemna część rurociągów, w której występuje spływ o charakterze turbulentnym jest narażona na krystalizację dużej ilości fosforanu amonowo magnezowego. W części zalanej rurociągu w której występuje spokojny ruch laminarny problemu nie ma, co potwierdziła inspekcja telewizyjna. Problem rozwiązano wprowadzając do harmonogramu eksploatacji komór hydromechaniczne czyszczenie rurociągu nad ziemią. Doświadczenia eksploatacyjne wskazują że czyszczenie raz na 6 miesięcy wystarcza dla oczyszczenia odpływu. W celu zapobieżenia przeni-

kana dużych części odrywanego materiału do zbiorników magazynowych, co mogłoby skutkować uszkodzeniami mechanicznymi urządzeń i zatykaniem rurociągów, wykonano wcinke w rurociągu nad ziemią, przy czyszczeniu demontowany jest odcinek rurociągu o długości około 50 cm (normalnie skręcony kryzami), materiał odrywany od ścian rurociągu usuwany jest na zewnątrz.

Kolejnym punktem sprawiającym problemy był punkt dozowania PIX-u. Osad surowy dozowany jest do fermentacji w dawkach godzinnych. Pierwotnie PIX dozowano w sposób ciągły. Po pewnym okresie funkcjonowania stwierdzono, iż w odcinku rurociągu, w którym jest dozowany koagulant następuje gromadzenie się krystalizującego materiału. Mimo, iż wybrano najniższy odcinek rurociągu osadu przefermentowanego przed zbiornikami magazynowymi,



Rys. 18.

okresowy zanik przepływu osadu, powodowała gromadzenie się w rurociągu materiału, który w ekstremalnym przypadku może doprowadzić do całkowitego zamknięcia rurociągu DN200.

Wnętrze rurociągu osadowego w miejscu dozowania PIX-u po kilku miesiącach eksploatacji.

Dla zmniejszenia problemów wprowadzono algorytm sterowania uwzględniający dozowanie koagulantu tylko w momencie dozowania osadu do fermentacji, dla zagwarantowania dobrego wymieszania medium. Podobnie jak w przypadku wkfów wprowadzono możliwość łatwego demontażu odcinka rurociągu, dla umożliwienia jego inspekcji i czyszczenia hydromechanicznego.

Najbardziej narażone na uszkodzenia związane z krystalizacją struwitu były mechaniczne elementy wężła odwadniania, czyli pompy maceratory, bębny i ślimak wirówki. Do chwili obecnej nie stwierdzono uszkodzeń wirówek spowodowanych odkładaniem się na wirniku czy bębnie obcego materiału. W przypadku stwierdzenia takiego faktu nastąpiłaby najprawdopodobniej natychmiastowa zdecydowana reakcja, w postaci zwieszenia dawki PIXu lub ciągłego dozowania antyskalanta.

Zwiększenie stężenia fosforu w odpływie z wirówki wytworzyło doskonałe warunki krystalizacji w urządzeniach odprowadzających odciek, proces ten doskonale wizualizują zdjęcia, na których ujęto pompę odcieku:



Rys. 19.

Konieczność okresowego czyszczenia studni odcieków, czynność wpisana w harmonogram eksploatacji od początku użytkowania, wpłynęła na decyzję, że podobnie jak w poprzednich przypadkach, elementy te będą poddawane czyszczeniu hydromechanicznemu.

Nie bez znaczenia pozostaje fakt, że zakład dysponuje narzędziem w postaci wozu specjalistycznego, którego użycie do tych czynności minimalizuje nakład pracy ludzkiej. Stwierdzono, iż biorąc pod uwagę bilans ekonomiczny oraz dość proste metody kontroli ilości materiału skrytalizowanego nie będzie dozowany antyskalant.

Istotnym elementem pracy jest kontrola jakości odcieków ze względu na zawiesinę. Nominalnie ocieki z odwadniania były poddawane podczyszczaniu chemicznemu, z użyciem koagulantu, a następnie były kierowane do

pompowni II stopnia i część biologiczną. Aby nie mnożyć miejsc dozowania zrezygnowano z koagulacji odcieków. W chwili obecnej zdecydowano się na skierowanie odcieków na początek części mechanicznej, celem zatrzymania jak największej ilości zawiesiny w osadnikach wstępnych.

Adam Czekański

WPROWADZENIE

Oczyszczalnia Ścieków dla miasta Sanoka została oddana do eksploatacji w 1993 r. Obiekt ten został zlokalizowany w miejscowości Trepcza na terenie o pow. 6 ha położonym na północny zachód od miasta Sanoka. Pierwotny projekt budowlany oczyszczalni został opracowany w 1979 r. Do 2013 r. oczyszczalnia dla m. Sanoka funkcjonowała jako obiekt z klasycznym procesem osadu czynnego pracującym w systemie jednofazowym. W celu poprawy efektywności procesu oczyszczania ścieków w latach 2000–2013 w celu zwiększenia efektywności procesu stosowane było strącanie wstępne i symultaniczne przy użyciu PIX-u, głównie w celu intensyfikacji usuwania związków biogenych. Technologia ta była cały czas optymalizowana co zaowocowało osiągnięciem stabilnej redukcji zanieczyszczeń w układzie jednofazowym opartym na technologii nie przystosowanej do usuwania związków biogenych. W 2007 roku został opracowany projekt rozbudowy oczyszczalni ścieków uwzględniający aktualne wymogi w zakresie redukcji związków biogenych.

Aktualnie obiekt funkcjonuje już ponad 3 lata po wykonaniu przebudowy i modernizacji mającej na celu głównie modernizację ciągu technologicznego pod kątem usuwania związków biogenych.

Oczyszczalnia Ścieków w Sanoku jest oczyszczalnią mechaniczno-biologiczną z technologią osadu czynnego, ze zintegrowanym procesem usuwania związków azotu i fosforu.

PODSTAWOWE PARAMETRY TECHNOLOGICZNE OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW DLA AGLOMERACJI SANOK PO ZAKOŃCZENIU ROZBUDOWY W 2013 R.

Układ technologiczny oczyszczalni został zaprojektowany na następujące parametry

- Przepływ średni dobowy w pogodzie suchej $Q_{\text{śrd}} = 15\,000\text{ m}^3/\text{d}$
 - Przepływ maksymalny dobowy w pogodzie deszczowej: $Q_{\text{maksd}} = 28\,000\text{ m}^3/\text{d}$
 - Przepływ średni godzinowy w pogodzie suchej: $Q_{\text{śrh}} = 625\text{ m}^3/\text{h}$
 - Przepływ maksymalny godzinowy w pogodzie suchej: $Q_{\text{maksh}} = 1\,000\text{ m}^3/\text{h}$
 - Przepływ maksymalny godzinowy w pogodzie deszczowej
- (przepustowość hydrauliczna: piaskowniki, osadniki wstępne, część biologiczna oczyszczalni): $Q_{\text{maksdeszcz}} = 1\,500\text{ m}^3/\text{h}$
 - Przepływ maksymalny godzinowy w pogodzie deszczowej (przepustowość hydrauliczna: kraty, pompownia główna): $Q_{\text{maksmaxh}} = 2\,500\text{ m}^3/\text{h}$
 - Dopływ do zbiornika retencyjnego: $Q_R = 1\,000\text{ m}^3/\text{h}$

Ścieki doprowadzane są do oczyszczalni kolektorem grawitacyjnym o średnicy 1200 i 800 mm z terenu miasta Sanoka i Gminy Sanok.

Ładunki zanieczyszczeń w ściekach dopływających do oczyszczalni zostały przyjęte następująco:

- BZT5: 4555 kg/d
- ChZT: 9916 kg/d
- Zawiesina ogólna: 4963 kg/d
- Azot ogólny: 849 kg/d
- Fosfor ogólny: 155 kg/d

Wartości stężeń zanieczyszczeń dopływające w ściekach surowych zostały przyjęte na poziomie:

- BZT5: $300\text{ mg}/\text{dm}^3$
- ChZT: $660\text{ mg}/\text{dm}^3$
- Zawiesina ogólna: $330\text{ mg}/\text{dm}^3$
- Azot ogólny: $58\text{ mg}/\text{dm}^3$
- Fosfor ogólny: $11\text{ mg}/\text{dm}^3$
- Równoważna liczba mieszkańców
- $RLM = 75\,920$

Powyższe stężenia i ładunki zanieczyszczeń przyjęte w projekcie modernizacji obejmowały sumę wszystkich doprowadzanych do oczyszczalni ścieków

w tym ścieków komunalnych, ścieków przemysłowych, ścieków dowożonych, odcieków i filtratów doprowadzanych z przeróbki osadów ściekowych.

UKŁAD TECHNOLOGICZNY OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW DLA AGLOMERACJI SANOK PO ZAKOŃCZENIU ROZBUDOWY W 2013 R.

Oczyszczalnia ścieków w Trepczy składa się z następujących podstawowych obiektów:

- komora regulacji przepływu ścieków dopływających do oczyszczalni wraz z komorami,
- stacja zlewna ścieków dowożonych
- budynek obsługi oczyszczalni w skład którego wejdą:
 - główna pompownia ścieków,
 - pompownia ścieków na filtry końcowe,
 - zbiornik dezaktywacji flotatu,
 - zbiornik wody technologicznej,
 - stacja filtrów końcowych,
 - stacja transformatorowa,
 - kotłownia,
 - dyspozytornia,
- komora zasuw przed piaskownikami
- piaskowniki przedmuchiwane
- osadniki wstępne
- komory predenitryfikacji
- komory biologicznej defosfatacji,
- komory denitryfikacji,
- komory nitryfikacji,
- komora zbiorczo-rozdzielcza,
- osadniki wtórne,
- komora pomiaru ilości ścieków oczyszczonych wraz z poborem prób,
- komora odpływowa,
- zbiornik retencyjny,
- komora pomiaru ilości wód przelewowych,
- budynek separatorów i płuczek piasku,
- zbiornik magazynowy PIX-u,
- pompownia przewałowa ścieków (powodziowa),
- pompownia osadu recyrkulowanego i nadmiernego,
- pompownia osadu wstępnego i ciał pływających,
- zagęszczacz grawitacyjny osadu wstępnego – fermenter,
- komora zasuw,

- zbiornik magazynowy osadu nadmiernego – zagęszczacz grawitacyjny,
- budynek obsługi WKF,
- wydzielone zamknięte komory fermentacyjne,
- zbiornik magazynowy osadu przefermentowanego,
- budynek odwadniania osadów,
- budynek prasy – obiekt istniejący,
- plac składowy osadu odwodnionego,
- stacja odsiarczania biogazu,
- węzeł rozdzielczo-pomiarowy biogazu,
- zbiornik biogazu,
- pochodnia do spalania biogazu,
- odwadniacze sieciowe,
- studnia kondensatu,
- biofiltry,
- budynek administracyjno-socjalny,
- zbiornik oleju opałowego,
- budynek magazynowo-techniczny,
- budynek rozdzielni elektrycznej

Oczyszczalnia Ścieków w Sanoku jest oczyszczalnią mechaniczno-biologiczną z technologią osadu czynnego, ze zintegrowanym procesem usuwania związków azotu i fosforu.

Oczyszczalnia Ścieków została zaprojektowana i wykonana na przepustowość 15000 m³/d ścieków w okresie bezdeszczowym, oraz na przyjęcie pierwszej fali deszczu max 2500 m³/d, która zostaje zatrzymana w zbiorniku retencyjnym. Z uwagi na częściowo ogólnospławny charakter zlewni projektowanej oczyszczalni, układ technologiczny oczyszczalni dostosowano do występującej nierównomierności dopływu ścieków. Ilość ścieków przyjmowana do oczyszczalni w okresie pogody deszczowej oraz roztopów jest ograniczona do $(3 + 1) \times Q_{srh} = (3+1) \times 625 = 2500 \text{ m}^3/\text{h}$. Nadmiar ścieków ponad 2500 m³/h odprowadzany jest przelewem przed oczyszczalnią do kanału odpływowego do odbiornika.

Ścieki z zbiorników bezodpływowych z terenu Aglomeracji Sanok dowożone są do punktu zlewnego wyposażonego w układ w pomiaru ilości i jakości ścieków z rejestracją dostawców (czytnik kart magnetycznych).

Ścieki istniejącym kolektorem grawitacyjnym doprowadzane są do hali krat zlokalizowanej w budynku obsługi oczyszczalni. W hali krat, zamontowane są trzy pracujące równolegle kraty gęste mechaniczne o prześwicie 6 mm. Kraty wyposażone są w urządzenie do płukania oraz prasowania skratek.

Skratki zatrzymane na kratkach po wypłukaniu i sprasowaniu są transportowane systemem przenośników do pomieszczenia kontenerów.

Ścieki z krat odpływają do pompowni głównej ścieków wyposażonej w 5 pomp z płaszczem chłodzącym skąd tłoczone są do komory rozdzielczej przy piaskownikach. Po rozbudowie wykonano dwa równoległe rurociągi tłoczne.

Przed piaskownikami wykonana jest komora rozdzielcza wyposażona w przepływomierze elektromagnetyczne oraz przepustnice regulacyjne, której zadaniem jest równomierny rozdział ścieków na dwa niezależne ciągi technologiczne oraz odprowadzenie nadmiaru ścieków w pogodzie deszczowej do zbiornika retencyjnego. W komorze rurociągi tłoczne z pompowni głównej rozdzielają się na trzy równoległe rurociągi: po jednym do każdego z dwóch piaskowników i jeden do zbiornika retencyjnego.

Opisane rozwiązania pozwalają na równomierny rozdział ścieków na dwa ciągi technologiczne oraz kontrolowany zrzut nadmiaru ścieków do zbiornika retencyjnego. Układ technologiczny oczyszczalni został zwymiarowany hydraulicznie na maksymalny chwilowy przepływ w pogodzie deszczowej wynoszący: 1500 m³/h. Przepustowość krat oraz wydajność pompowni głównej pozwala na przyjęcie do oczyszczalni przepływu 2500 m³/h. Nadmiar ścieków pogodzie deszczowej lub w okresie roztopów 1000 m³/h jest gromadzony w zbiorniku retencyjnym. Zbiornik retencyjny pełni również rolę bufora na wypadek zrzutu do oczyszczalni ścieków przemysłowych. Na dopływie do oczyszczalni w hali krat zainstalowana jest stacja monitoringu jakości ścieków wyposażona w urządzenia pomiarowe on line mierzące: pH, redoks, konduktancję, azot amonowy, OWO, CHZT, Fosfor ogólny, TOKSYCZNOŚĆ. W przypadku przekroczenia wartości granicznych określonych przez obsługę oczyszczalni, odcięty zostaje dopływ ścieków do piaskowników, osadników wstępnych i biologicznej części oczyszczalni a ścieki automatycznie skierowane są do zbiornika retencyjnego. Zbiornik retencyjny wód deszczowych wyposażony jest w automatyczny system spłukiwania. Zasada działania systemu polega na gromadzeniu ścieków w specjalnych komorach płuczących, w których wytwarzane jest podciśnienie. Dzięki podciśnieniu możliwe jest napełnianie komór płuczących, w przypadku nawet częściowego wypełnienia zbiornika. Po opróżnieniu zbiornika retencyjnego, następuje gwałtowne rozhermetyzowanie komór płuczących i zgromadzone w nich ścieki są gwałtownie zrzucone do poszczególnych komór zbiornika co zapewnia skuteczne spłukanie sedymentujących na dnie zbiornika zanieczyszczeń. Ścieki ze zbiornika retencyjnego, w okresach zmniejszonych przepływów, za pomocą pomp zamontowanych w zbiorniku odprowadzane są do ciągu technologicznego oczyszczalni przed piaskowniki.

W piaskownikach piasek zgarniany jest do lejów. W każdym leju zamontowana jest pompa pulpy piaskowej, która tłoczy ścieki do płuczki piasku zlokalizowanej w budynku w sąsiedztwie piaskowników. W budynku płuczki piasku zlokalizowane są dmuchawy służące do napowietrzania piaskowników oraz sprężarka doprowadzająca powietrze do wzruszania pulpy piaskowej. Tłuszcze wyreparowane w piaskowniku odprowadzane są grawitacyjnie do pompowni osadu wstępnego i ciał pływających. Po zmieszaniu (przy użyciu mieszadła szybkoobrotowego) z ciałami pływającymi z osadników wstępnych, tłuszcze wyseparowane w piaskownikach są przetłaczane do istniejącej komory nadawczy komór fermentacyjnych zlokalizowanej przy komorach fermentacyjnych.

Ścieki z każdego piaskownika dopływają do dwóch osadników wstępnych wyposażonych w zgarniacze łańcuchowe, obrotowe rynny do spustu ciał pływających, wykonane jest również obejście awaryjne osadników wstępnych. Osad wstępny z osadników, w sposób automatyczny (zasuwy nożowe z napędami) odprowadzany jest do pompowni osadu wstępnego i ciał pływających, skąd tłoczony jest do zagęszczacza grawitacyjnego osadu wstępnego. Ciała pływające z osadników wstępnych odprowadzane są grawitacyjnie do pompowni osadu wstępnego i ciał pływających. Po zmieszaniu (mieszadło szybkoobrotowe) z tłuszczami z piaskowników, osady przetłaczane są do komory nadawczy komór fermentacyjnych zlokalizowanej przy komorach fermentacyjnych.

Po mechanicznym oczyszczaniu ścieki wpływają do reaktora biologicznego wykonanego jako dwa niezależne ciągi składające się z komór: predenitryfikacji, defosfatacji, denitryfikacji i nitryfikacji. Komory nitryfikacji wyposażone są w system napowietrzania powierzchniowego przy użyciu aeratorów mamutowych o osi poziomej. Komory predenitryfikacji, defosfatacji, denitryfikacji wyposażone są w system mieszadeł. Rys nr 1 i 2 przedstawia widok na reaktory biologiczne i osadniki wtórne.

Ścieki z każdego z osadników wstępnych dopływają do komory predenitryfikacji osadu recyrkulowanego (10%) i do komory biologicznej defosfatacji (90%). Dwa zablokowane zbiorniki predenitryfikacji i defosfatacji powstały poprzez przebudowę dwóch osadników wstępnych (przed modernizacją funkcjonowały 4 osadniki wstępne, odpowiednia przebudowa układów dopływowego i odpływowego pozwoliła na zmianę funkcji 2 osadników wstępnych na komory predenitryfikacji i defosfatacji). Do komory predenitryfikacji doprowadzany jest osad recyrkulowany z osadników wtórnych. Zadaniem komory predenitryfikacji jest proces denitryfikacji azotanów zawartych w osadzie recyrkulowanym, nie pozwalając tym samym aby zaburzały one proces biologicznej defosfatacji. Ponadto do komór predenitryfikacji przewidziano doprowadzenie LKT z grawitacyjnego zagęszczacza osadu wstępnego oraz części organicz-



Rys. 1. Widok na reaktory biologiczne i osadniki wtórne



Rys. 2. Widok na część technologiczną przeróbki osadów

ne powstałe w wyniku płukania piasku w separatorach. Osad czynny w zbiornikach utrzymywany jest w stanie zawieszenia przez mieszadła zatapialne. Mieszanina osadu czynnego z każdej z dwóch komór defosfatacji dopływa do odrębnej komory denitryfikacji. Komory denitryfikacji powstały poprzez przebudowę istniejących przed modernizacją dwóch komór napowietrzania. Osad czynny w komorach denitryfikacji utrzymywany jest w stanie zawieszenia przez mieszadła zatapialne. W każdej z dwóch komór denitryfikacji zamontowane zostały urządzenia do napowietrzania powierzchniowego – wirniki

mamutowe. Urządzenia napowietrzające mogą być uruchamiane w razie potrzeby w okresach gdy efektywność procesu nitryfikacji będzie niewystarczająca (np. okres zimowy). Każda z komór denitryfikacji współpracuje z odrębną, komorą nitryfikacji. Wykonane są dwie nowe komory nitryfikacji. Komory te są zblokowane.

W celu dostarczenia niezbędnej do prowadzenia procesów ilości tlenu oraz do wymuszenia obiegowego ruchu ścieków i utrzymywania osadu czynnego w zawieszeniu zamontowane są urządzenia do napowietrzania powierzchniowego – wirniki mamutowe. Urządzenia stanowiące układ napowietrzania komór nitryfikacji oraz denitryfikacji mogą być automatycznie włączane i wyłączane z uwagi na konieczność dostosowania układu oczyszczania biologicznego do zmiennej ilości i składu dopływających ścieków. W komorach nitryfikacji zamontowane są mieszadła zatapialne, które zapobiegają sedymentacji osadu czynnego w okresach, kiedy wyłączone będą poszczególne wirniki mamutowe.

Wewnętrzna recyrkulacja ścieków realizowana jest za pomocą zainstalowanych w komorach nitryfikacji mieszadeł pompujących. Ścieki z komór nitryfikacji dopływają poprzez komorę zbiorczo-rozdzielczą, do trzech równolegle pracujących osadników wtórnych radialnych. Projekt modernizacji oczyszczalni przewidywał wykorzystanie po modernizacji dwóch istniejących osadników wtórnych i dobudowę trzeciego nowego. W osadnikach następuje sedymentacja osadu czynnego i klarowanie ścieków oczyszczonych. Ścieki oczyszczone z osadników wtórnych odpływają do odbiornika poprzez punkt pomiarowy ścieków oczyszczonych. Wysedymetowany na dnie osadników wtórnych osad czynny za pomocą zgarniaczy osadu zgarniany jest do lejów osadników, skąd odpływać, poprzez komorę zbiorczo-rozdzielczą, do pompowni osadu recyrkulowanego skąd przetłaczany jest do komór predenitryfikacji. Regulacja ilości osadu powrotnego odprowadzanego z każdego z osadników wtórnych realizowana jest w sposób automatyczny za pomocą przelewowych zastawek regulacyjnych ze wskaźnikiem położenia i pomiarem wysokości warstwy przelewowej (przeliczonej na przepływ). Osad nadmierny odprowadzany jest z projektowanej komory zbiorczo-rozdzielczej, do zbiornika osadu nadmiernego – zagęszczacza grawitacyjnego. Zbierające się na powierzchni osadników wtórnych ciała pływające kierowane są do zbiornika dezaktywacji flotatu z osadników wtórnych. W razie wystąpienia takiej konieczności do zbiornika przewidziano dozowanie podchlorynu sodu celem dezaktywacji zgromadzonego flotatu. Dezaktywowany flotat jest przetłaczany przez dwie nowe pompy do komory czerpalnej głównej pompowni ścieków skąd jest podany do układu technologicznego oczyszczalni i następnie zatrzymany w osadnikach wstępnych. W celu końcowego strącania chemicznego związków fosforu przewiduje

się dozowanie koagulantu do komory rozdziału przed osadnikami wtórnymi. Jako opcję stosowaną jedynie w przypadku dopływu ścieków o bardzo znacznej ilości zawieszin (ścieki przemysłowe) przewidziano możliwość dozowania koagulantu przed osadniki wstępne.

Powstające na oczyszczalni ścieki bytowo-gospodarcze, popłuczyny z pras do skratek, odcieki z separatorów piasku, odcieki z pras do osadów odprowadzane są na początek układu technologicznego. Bogate w lotne kwasy tłuszczowe, wody nadosadowe z grawitacyjnego zagęszczacza osadu wstępnego – fermentera odprowadzane są poprzez przepompownię osadu recykulowanego do komór defosfatacji.

Oczyszczone ścieki z osadników wtórnych dopływają częściowo do pompowni wody technologicznej zlokalizowanej w istniejącym budynku obsługi technicznej, skąd podawane będą do sieci wody technologicznej na terenie oczyszczalni. W celu zabezpieczenia przeciwpowodziowego oczyszczalni przed wpływem wysokich poziomów wód w rzece San wykonano przepompownię przewałową ścieków (powodziową). Pompownia wyposażona jest w dwie pompy zatapialne montowane w szybach rurowych.

Na wypadek zaistnienia sytuacji zatrucia osadu czynnego w oczyszczalni poprzez zrzut ścieków przemysłowych i związanego z tym wypływaną osadu przewidziano w układzie technologicznym na odpływie z oczyszczalni zastosowanie dwóch sit do filtracji końcowej o prześwicie 0,35 mm każde. Sita pozwalają zatrzymać flotujący do odbiornika osad czynny i ochronić odbiornik przed skażeniem. Uruchomienie sit następuje automatycznie, w przypadku przekroczenia zadanego stężenia mętności w ściekach oczyszczonych. W normalnym układzie pracy oczyszczalni ścieki oczyszczone odpływają istniejącym kolektorem odpływowym do odbiornika. W razie przekroczenia parametrów zadanych mętności poprzez otwarcie lub zamknięcie zastawek w komorze odpływowej, ścieki skierowane zostają do pompowni przewałowej ścieków. Stąd przetłaczane są przez sita końcowe, po przejściu przez które odpływają do odbiornika. Osad zatrzymany na sitach podawany jest do zbiornika dezaktywacji flotatu.

URZĄDZENIA DO PRZERÓBKİ OSADÓW

Osad czynny nadmierny i wstępny kierowany jest do zagęszczaczy grawitacyjnych, a następnie do komór fermentacyjnych. Po procesie fermentacji osady ściekowe odwadniane są prasie taśmowej i higienizowany wapnem.

Osad nadmierny z układu biologicznego oczyszczania ścieków odprowadzany jest z komory rozdzielczo-zbiorczej poprzez przepompownię osadu nadmiernego do zbiornika osadu nadmiernego – zagęszczacza grawitacyjnego. Zagęszczony grawitacyjnie osad nadmierny podawany jest do komory nada-

wy przed fermentacją. Projektant w obecnym etapie rozbudowy oczyszczalni przewidział grawitacyjny zagęszczacz osadu nadmiernego ze względów na niską efektywność mieszania osadów w komorach. Docelowo w następnym etapie rozbudowy oczyszczalni ścieków należy rozważyć w układzie osadu nadmiernego zastosowanie mechanicznego zagęszczacza oraz modernizacji komór fermentacyjnych z efektywniejszym systemem mieszania osadów.

Do komory nadawy trafia również zagęszczony grawitacyjnie osad wstępny z zagęszczacza grawitacyjnego oraz tłuszcze z piaskowników i ciała pływające z osadników wstępnych. W komorze przy użyciu mieszadła szybkoobrotowego następuje uśrednienie składu wsadu do fermentacji.

Osady z komory zbiorczej osadu podawane są okresowo do komory fermentacyjnej I stopnia gdzie zastosowany jest system mieszania pompowego z jednopunktowym poborem osadu i jednopunktowym tłoczeniem osadu. Osad podgrzewany jest w wymiennikach spiralnych. Każdorazowa przy tłoczeniu do WKF nowej porcji osadu część osad przepływa do drugiego stopnia fermentacji do WKFIlo. W drugim stopniu następuje dofermentowanie i zagęszczenie osadu. WKF-y wyposażone są w rurociągi do spustu wód nadosadowych. Czas fermentacji ze względu na dużą pojemność komór fermentacyjnych ($2 \times 2500 \text{ m}^3$) jest wystarczająco długi aby osiągnąć dobra stabilizację osadu, zawartość substancji organicznych w osadzie po procesie fermentacji wynosi 50-54 %.

Osad prefermentowany podawany jest po fermentacji rurociągiem do zbiornika magazynowego osadu prefermentowanego. Wymieniony zbiornik pełni przede wszystkim rolę zbiornika buforowego i magazynowego (np. w czasie dni wolnych od pracy). Zbiornik wyposażony jest w mechaniczne mieszadło szybkoobrotowe, którego głównym zadaniem jest ujednolicenie osadu.

Do odwadniania osadu prefermentowanego służy nowoprojektowana prasa taśmowa zlokalizowana w nowym budynku odwadniania osadu. Osad czerpany jest za pomocą pomp i po wstępnym kondycjonowaniu polielektrolitami podawany na prasę. Odwodniony osad przy użyciu przenośnika ślimakowego transportowany jest do mieszarki, w której następuje higienizacja osadu wapnem palonym i usuwanie go bezpośrednio po odwodnieniu na zadaszony plac składowy osadu.

W zakresie instalacji biogazu w trakcie modernizacji wykonano nowy suchy zbiornik oraz montaż nowej instalacji odsiarczania biogazu i pochodni. Źródłem ciepła dla oczyszczalni ścieków jest kotłownia zlokalizowana w miejscu starej kotłowni węglowej. Biogaz wykorzystywany jest wykorzystywany w pierwszej kolejności jako paliwo podstawowe, a w przypadku jego braku lub zbyt małej ilości – olej opałowy. Kotłownia wyposażona jest w dwa kotły wodne o wydajności $Q = 350 \text{ kW}$ każdy. Kotły posiadają palniki dwupaliwowe

biogazowo-olejowe. Olej opałowy magazynowany jest w podziemnym dwupłaszczowym zbiorniku.

STEROWANIA PROCESEM I POMIARY ON-LINE NA OCZYSZCZALNI

Cały proces technologiczny sterowny jest automatycznie przez system sterujący SCADA, po rozbudowie układ technologiczny został wyposażony w wiele urządzeń pomiarowych pozwalających precyzyjnie sterować procesem (200 punktów pomiarowych). W oczyszczalni znajduje się laboratorium, w którym wykonuje się analizy ścieków dopływających i dowożonych do oczyszczalni i ścieków oczyszczonych odprowadzanych do odbiornika.

Do najważniejszych i najciekawszych elementów z zakresu sterowania procesem i pomiarów on-line na oczyszczalni ścieków w Trepczy należą następujące rozwiązania:

1. Monitoring ścieków na dopływie:

- pomiary online CHZT, OWO, P, NH-4, przewodność, pH
- automatyczna regulacja dopływu do piaskowników i zbiornika retencyjnego
- wielofunkcyjność zbiornika retencyjnego, możliwość zgromadzenia ścieków deszczowych oraz automatyczne przekierowanie ścieków surowych przy przekroczeniu parametrów zadanych np.: CHZT, NH-4, Toksyczności



Rys. 3. Stacja monitoringu ścieków surowych

2. Monitoring i sterowanie procesem technologicznym w reaktorach biologicznych:
 - pomiary online w komorach nityfikacji NH-4, NO-3, tlen, ph, temperatura, potencjał redox, poziom napełnienia – rys nr 3
 - pomiary online w komorach defosfatacji ph, temperatura, potencjał redox
 - Proces sterowny jest od wartości zadanej azotanów i azotu amonowego lub azotu amonowego i alternatywnie tlenu
 - Recyrkulacja wewnętrzna i zewnętrzna sterowana jest w zależności od wielkości odpływu
3. Monitoring ścieków na odpływie:
 - pomiary online P, NH-4, NO-3, ph, temperatura, mętność
 - automatyczna regulacja odpływu przy przekroczeniu wartości zadanej mętności i przekierowanie ścieków na filtry końcowe
 - automatyczna regulacja dozowania PIX-u przy przekroczeniu wartości zadanej fosforanów

PROBLEMY Z PRZECIĄŻENIEM OCZYSZCZALNI PO MODERNIZACJI

Skład jakościowy ścieków dopływających do Sanockiej oczyszczalni jest zróżnicowany w przekroju całego roku, związane jest to z okresowymi zrzutami ścieków z zakładów przemysłowych oraz z charakterystyką systemu kanalizacyjnego. Część kanalizacji na terenie miasta jest w systemie ogólnospławnym, ponadto główne kolektory przyjmują bardzo dużą ilość wód infiltracyjnych (w okresie podwyższonego stanu wód w rzece San infiltracja jest tak duża, że dopływ ścieków do czyszczalni osiąga wartość 20 000 m³/d mimo braku opadów deszczu). Ponadto w czasie okresów deszczowych w bilansie ścieków występują duże ilości wód opadowych pochodzące z kanalizacji deszczowej wpiętej do systemu kanalizacji sanitarnej dopływ wtedy okresowo przekracza nawet 30 000 m³/d.

We wcześniejszych latach okresie od 2010 do III kwartału 2013 nie obserwowano dużych zmian w charakterystyce ścieków. W związku z tym można było prognozować, że wypracowany proces usuwania azotu w starym układzie technologicznym przy zastosowaniu strącania wstępnego i sekwencyjnego napowietrzania będzie zachodził długoterminowo i po rozbudowie zakończonej w 2013 r eksploatacja ciągu biologicznego w zakresie redukcji związków biogenych będzie pewna i bezproblemowa. Ta normalna sytuacja utrzymywała się do końca trzeciej dekady 2013 r.

Przedstawiają to wyniki badań ścieków zamieszczone w tabelach 1 i 2.

Pod koniec 2013 nastąpiło gwałtowne załamanie biologicznego procesu w zakresie redukcji azotu. Głównym czynnikiem była zmiana charakterystyki

Tab. 1. Średnie stężenia zanieczyszczeń w 2013 r.

Parametr	Jednostka	Dopływ	Odpływ
BZT ₅	mgO ₂ /dm ³	285	5,9
CHZT	mgO ₂ /dm ³	791	50,5
Zawiesina	mg/dm ³	387	7,3
Azot ogólny	mgN/dm ³	59	18,5 ¹
Fosfor ogólny	mgP/dm ³	11	1,2

Tab. 2. Redukcje zanieczyszczeń w 2013 r.

	redukcja %
CHZT	97,94%
Zawiesina	93,62%
Azot ogólny	98,12%
Fosfor ogólny	68,57%
BZT ₅	89,30%

dopływających ścieków. Gwałtownie z miesiąca na miesiąc wzrósł ładunek dopływających zanieczyszczeń w zakresie wszystkich podstawowych parametrów tj.: ChZT, BZT₅. Spowodowało to problemy w zakresie redukcji azotu. Wartości CHZT na dopływie regularnie osiągały wartość powyżej 3000 mg/dm³, powodując przeciążenie części biologicznej oczyszczalni.

Największym problemem po modernizacji oczyszczalni i jej rozruchu okazało się przeciążenie ciągu technologicznego ładunkiem zanieczyszczeń.

Przyjęte maksymalne parametry do zaprojektowania ciągu technologicznego okazały się znacząco przekroczone.

Ładunki zanieczyszczeń w ściekach dopływających do oczyszczalni zostały przyjęte następująco:

- BZT₅: 4555 kg/d
- ChZT: 9916 kg/d
- Zawiesina ogólna: 4963 kg/d
- Azot ogólny: 849 kg/d
- Fosfor ogólny: 155 kg/d

a w rzeczywistości były dużo większe co przedstawiono w tabelach.

Tabela 3. Ładunki zanieczyszczeń w ściekach dopływających do oczyszczalni w odniesieniu do założeń projektowych (maksymalnych)

	Parametry maksymalne przyjęte w projekcie	2014	2015	2016	2017
BZT5	4555	5618	8549	7786	5494
CHZT	9916	13776	19549	16062	9653
Zawiesina ogólna	4936	9142	11286	10338	6551
Azot ogólny	849	788	870	934	745
Fosfor ogólny	155	232	270	244	134

Tabela 4. Obciążenie ładunkiem zanieczyszczeń w ściekach dopływających do oczyszczalni w odniesieniu do założeń projektowych (maksymalnych)

	2014	2015	2016	2017
BZT5	123,34%	187,69%	170,94%	120,62%
CHZT	138,93%	197,14%	161,98%	97,35%
Zawiesina ogólna	185,21%	228,66%	209,45%	132,73%
Azot ogólny	92,82%	102,44%	110,02%	87,80%
Fosfor ogólny	149,68%	173,94%	157,62%	86,19%

Tabela 5. Średnie stężenia zanieczyszczeń w ściekach dopływających do oczyszczalni w odniesieniu do założeń projektowych (maksymalnych)

	Parametry maksymalne przyjęte w projekcie	2013	2014	2015	2016	2017
BZT5 [mgO ₂ /dm ³]	300	285	474,81	705,27	556,61	366,92
CHZT [mgO ₂ /dm ³]	660	791	1164,27	1612,69	1148,17	644,69
Zawiesina ogólna [mg/dm ³]	330	387	772,58	931,08	739,04	437,54
Azot ogólny [mg/dm ³]	58	59	66,59	71,75	66,77	49,78
Fosfor ogólny [mg/dm ³]	11	11	19,58	22,24	17,46	8,92

Wartości stężeń zanieczyszczeń dopływające w ściekach surowych zostały przyjęte na poziomie:

- BZT5: 300 mg/dm³
- ChZT: 660 mg/dm³
- Zawiesina ogólna: 330 mg/dm³

- Azot ogólny: 58 mg/dm³
- Fosfor ogólny: 11 mg/dm³

Część ładunku zanieczyszczeń w ściekach doprowadzanych do ciągu technologicznego oczyszczalni stanowią wody nadosadowe z ciągu przeróbki osadu i filtrat z prasy do odwadniania osadu. Stężenia i jakość filtratów mają duży wpływ na ładunek dopływający do ciągu technologicznego, wielkość tego ładunku zależy od wielu czynników takich jak: ilość osadu nadmiernego, indeks osadu, temperatura, parametry osadu wstępnego, parametry procesu fermentacji mezofilnej, inhibitory dopływające ze ściekami przemysłowymi i wiele innych trudnych do uchwycenia czynników. Na podstawie prowadzonego monitoringu składu i ilości odprowadzonych wód nadosadowych ładunek ten oszacowano granicach od 10 do nawet 25 % – szczególnie w zakresie zawiesiny ogólnej. Takie wysokie wartości zawiesiny ogólnej związane są z niezbyt efektywnymi urządzeniami do zagęszczania osadu nadmiernego (zagęszczacz grawitacyjny). Jednakże nawet po uwzględnieniu tych czynników średni w latach 2015 i 2016 ładunek netto (bez wód nadosadowych i filtratów) na dopływie do oczyszczalni np. w zakresie BZT wynosił odpowiedni 140% i 128% wartości maksymalnej przyjętej w projekcie. Przepustowość oczyszczalni w odniesieniu równoważnej liczby mieszkańców wg założeń projektowych po modernizacji wyniosła: RLM = 75 920. W latach 2014–2017 średni RLM na dopływie do oczyszczalni wynosił:

Tabela nr 6 średni RLM na dopływie do oczyszczalni w latach 2014 – 2017

Lata	2014	2015	2016	2017
Średni RLM na dopływie do oczyszczalni ścieków	93633	142487	129774	91568

Zgodnie z sugestiami projektantów stężenie osadu czynnego w reaktorach było utrzymywane w górnych wartościach przyjętych w projekcie technologicznym do wartości maksymalnej 4,5 kg/m³ jednakże ze względu na niepełną nitryfikację okazało się to niewystarczające. Na przełomie 2013/2014 r. zwiększano stopniowo stężenie biomasy do wartości powyżej 6 kg/m³ przełożyło się to na prawidłową pracę reaktorów azot ogólny spadł do poziomu poniżej 15 mg/dm³, przedstawiono to w niżej zamieszczonych tabelach i na wykresach. Dodatkowo w celu optymalizacji procesu wyrównano tygodniowe obciążenie filtratem z prasy (wprowadzono odwadniania osadu przez 7 dni w tygodniu) co spowodowało równomierne obciążenie reaktorów biologicznych ładunkiem azotu amonowego. Dodatkowo na stałe wprowadzono przekierowanie silnie stężonych ścieków zrzucanych cyklicznie z zakładów przemysłu chemicznego (okresowe kontrole wykazały zrzut ścieków do kana-

lizacji miejskiej z zakładów o CHZT przekraczającym wartość 10 000 mg/dm³) do zbiornika retencyjnego i ich równomierne dawkowanie do układu w ciągu całej doby. Ponadto uruchomiono dawkowanie PIX-113 do komory rozdzielczej przed osadnikami wtórnymi, dawka PIX była regulowana automatycznie poprzez algorytm wykorzystujący pomiar fosforanów na odpływie. W 2016 roku uruchomiono strącanie wstępne w celu odciążenia części biologicznej oczyszczalni oraz dla potrzeb redukcji struwitu w części osadowej oczyszczalni ścieków.

Tabela nr 7. Parametry ścieków oczyszczonych w 2014 r. czerwonym kolorem oznaczono przekroczenia w zakresie azotu ogólnego w okresie problemów z redukcją azotu ogólnego

Lp	Nr kolejny próby	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
1.	pH	7,51	7,33	7,95	7,43	7,38	7,29	7,9	7,36	7,14	7,8	7,83	7,46	8,03
2.	Temperatura	11,5	9,2	9	10,5	10,8	10,2	9,8	11,9	14	10,1	14,4	16,3	9,5
3.	BZT ₅	4	3	5	3	3	5	5	4	5	4	4	4	5
4.	CHZT	37,5	45,4	56	39,9	50,8	45,6	40,7	45,2	47,5	31,5	33,3	34,4	50,5
5.	Zawiesina	4	4	7	9	11	6	8	7	8	9	4	5	8
6.	Azot ogólny	27,3	21,4	39,4	25,4	9,32	7,81	8,89	7,67	9,12	7,67	4,89	11,89	7,88
7.	Fosfor ogólny	0,27	0,7	0,97	0,8	0,8	0,8	1,2	1,5	1,3	1,2	0,27	0,58	0,5

Lp	Nr kolejny próby	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26
1.	pH	7,22	7,31	7,2	7,38	7,49	8,21	7,52	7,39	7,49	8,04	7,51	7,84	7,59
2.	Temperatura	18,5	19	18	18,2	18,6	10,5	18,1	18,1	14,8	13,9	13,5	11,9	9,8
3.	BZT ₅	4	4	6	4	4	5	5	5	5	8	7	10	10
4.	CHZT	44,8	40,9	48,3	61,5	43,5	36,1	54,2	45,6	48	23	64	85,8	95,8
5.	Zawiesina	9	8	3	4	10	9	16	11	7	14	12	24	31
6.	Azot ogólny	4,14	5,98	7,75	7,2	12,73	9,81	8,4	7,72	10,32	6,6	14,3	8,36	11,24
7.	Fosfor ogólny	0,51	0,55	0,6	0,8	0,38	0,56	0,44	0,68	0,27	0,23	1,4	0,93	1,51

Tabela nr 8. Dopuszczalne parametry ścieków oczyszczonych obowiązujące w pozwoleniu wodnoprawnym po zakończeniu rozruchu w listopadzie 2013 r oraz wartości średnie w ściekach oczyszczonych w pierwszym roku eksploatacji – 2014 roku

Parametr	Wartość dopuszczalna	Wartość średnia w 2014 roku
BZT5 [mgO ₂ /dm ³]	15	5,04
CHZT [mgO ₂ /dm ³]	125	48,07
Zawiesina ogólna [mg/dm ³]	35	9,54
Azot ogólny [mg/dm ³]	15	11,66
Fosfor ogólny [mg/dm ³]	2	0,76

Tabela nr 9. Wartości średnie w ściekach oczyszczonych w latach 2015–2017

Parametr	Wartość dopuszczalna	Wartość średnia w 2015 roku	Wartość średnia w 2016 roku	Wartość średnia w 2017 roku
BZT5 [mgO ₂ /dm ³]	15	6,19	7,00	11,23
CHZT [mgO ₂ /dm ³]	125	70,62	42,27	44,41
Zawiesina ogólna [mg/dm ³]	35	9,92	8,64	5,23
Azot ogólny [mg/dm ³]	15	9,97	8,93	12,60
Fosfor ogólny [mg/dm ³]	2	0,50	0,37	0,26

WSPOMAGANIE PROCESU TECHNOLOGICZNEGO PRZY UŻYCIU KOAGULANTU PIX-113 I INNE PODJĘTE DZIAŁANIA MAJĄCE NA CELU OGRANICZENIE NEGATYWNYCH SKUTKÓW PRZECIĄŻENIA OCZYSZCZALNI

Dopływ ścieków do Sanockiej oczyszczalni w analizowanym okresie czasu charakteryzował się bardzo dużą nierównomiernością w zakresie dopływających stężeń zanieczyszczeń bardzo utrudniającą właściwe prowadzenie procesu technologicznego, zróżnicowane stężenia w dopływających ściekach w przekroju całego roku, związane jest to z okresowymi zrzutami ścieków z zakładów przemysłowych oraz z charakterystyką systemu kanalizacyjnego. Część kanalizacji na terenie miasta jest w systemie ogólnospławnym, ponadto główne kolektory przyjmują bardzo dużą ilość wód infiltracyjnych (w okresie podwyższonego stanu wód w rzece San infiltracja jest tak duża, że dopływ ścieków do czyszczalni osiąga wartość 20 000 m³/d mimo braku opadów deszczu). Ponadto w czasie okresów deszczowych w bilansie ścieków występują duże ilości wód opadowych pochodzące z kanalizacji deszczowej wpiętej do systemu kanalizacji sanitarnej dopływ wtedy okresowo przekracza nawet 30 000 m³/d.

Tak duża zmienność utrudniała prowadzenie procesu biologicznego w zakresie redukcji azotu. Okresowo wartości CHZT na dopływie często osiągały wartość powyżej 3000 – 5000 mg/dm³, powodując przeciążenie części biologicznej oczyszczalni. Największym problemem po modernizacji oczyszczalni i jej rozruchu okazało się przeciążenie ciągu technologicznego ładunkiem zanieczyszczeń. Przyjęte maksymalne parametry do zaprojektowania ciągu technologicznego okazały się znacznie zaniżone: RLM założone w projekcie = 75 920 przyjęte w projekcie modernizacji obejmujące sumę wszystkich doprowadzanych do oczyszczalni ścieków w tym ścieków komunalnych, ścieków przemysłowych, ścieków dowożonych, odcieków i filtratów doprowadzanych z przeróbki osadów ściekowych, było znacząco przekroczone co pokazuje zestawienie zamieszczone poniżej:

Tabela 10. Wartość RLM w ściekach surowych na dopływie do oczyszczalni w latach 2014 – 2017 w odniesieniu do założeń projektowych [%]

	2014	2015	2016	2017
Wartość RLM w ściekach surowych na dopływie do oczyszczalni w latach 2014 – 2017 w odniesieniu do założeń projektowych [%]	123,34%	187,69%	170,94%	120,62%

Aby zaradzić problemowi tak znaczącego przeciążenia oczyszczalni ścieków podjęto następujące działania:

1. W 2015 roku podjęto decyzję o zmianę TARYFY DLA ZBIOROWEGO ZAOPATRZENIA W WODĘ I ZBIOROWEGO ODPROWADZANIA ŚCIEKÓW Obowiązujące na obszarze: Miasta Sanok, Gminy Sanok i Gminy Zagórz. W taryfie wprowadzono bezpośrednie opłaty proporcjonalne za odprowadzane ładunki zanieczyszczeń.
2. Wzmociono kontrole zakładów przemysłowych na terenie miasta. W czasie tych kontroli wykazano, że odprowadzane ścieki z niektórych zakładów mają bardzo wysokie stężenia zanieczyszczeń np. w zakresie CHZT ponad 10 000 mg/dm³. W wyniku wzmoczonych kontroli oraz wysokich naliczanych opłat za odprowadzane ścieki niektóre zakłady zaczęły ograniczać zrzuty stężonych ścieków, lub całkowicie przestały odprowadzać ścieki przemysłowe do kanalizacji miejskiej (budowa własnych oczyszczalni ścieków, budowa podczyszczalni ścieków, wywóz ścieków poza teren miasta).
3. Zainstalowano na stałe próbopobieraki na wylotach którymi odprowadzane są ścieki z największych zakładów na terenie miasta do kanalizacji miejskiej.
4. Dokonywano codziennych kontroli tych zakładów, w których zainstalowano próbopobieraki.

5. Przeprowadzono systematyczne kontrole odprowadzanych ścieków w innych mniejszych zakładach na terenie miasta.
6. Zwiększono stężenie osadu w reaktorach do wartości około 6 kg/m^3
7. Zastosowano wspomaganie procesu oczyszczania ścieków poprzez dozowanie koagulantu PIX-113.

Obiekt oczyszczalni po modernizacji posiada instalację do wspomaganiania chemicznego procesu przy użyciu np. koagulantu PIX-113. Wyposażony jest w zbiornik magazynowy PIX-u o pojemności 25 m^3 oraz instalację dozującą w dwóch punktach:

- przed osadnikami wstępnymi do koryta przepływowego między piaskownikami, a osadnikami wstępnymi,
- przed osadnikami wtórnymi

Dawkowanie koagulantu odbywa się pompą membranową w następujących opcjach:

- Ręcznie
- Proporcjonalnie do przepływu algorytm sterujący na podstawie ciągłego pomiaru przepływu poprzez falownik reguluje dawką koagulantu
- Proporcjonalnie do stężenia fosforanów na odpływie algorytm sterujący na podstawie ciągłego pomiaru przepływu i stężenia fosforanów poprzez falownik reguluje dawką koagulantu.

Na zdjęciach 3-5 przedstawiono instalację do dozowania PIX- 113,

Od początku rozruchu pracowano w opcji starowania dozowania PIX proporcjonalnie do stężenia fosforanów na odpływie algorytm sterujący na podstawie ciągłego pomiaru przepływu i stężenia fosforanów poprzez falownik reguluje dawką koagulantu.

Od 2016 roku zastosowano strącanie wstępne dozując koagulant PIX-113 przed osadnikami wstępnymi. Stosowano w tym okresie czasu dawkę PIX-113 od $25\text{-}50 \text{ g/m}^3$. Jakże osiągnięto korzyści:

- łagodząco skutki nieregularnych zrzutów silnie stężonych ścieków przemysłowych, redukując przed dopływem ścieków do części biologicznej część ładunku w postaci: CHZT, BZT5, zwiesiny ogólnej i fosforu.
- uzyskano pewne oszczędności energetyczne w całkowitym bilansie zapotrzebowania na energię, porównując jednostkowe zużycie energii w latach 2016 i 2017, w 2017 roku stwierdzono, że średniodobowe zużycie jednostkowe spadło o 15% z $0,58 \text{ kWh/m}^3$ ścieków oczyszczonych] do $0,49 \text{ kWh/m}^3$.
- uzyskano lepsze parametry osadu wstępnego, osiągnięto pośrednie lepszą jakość wód nadosadowych co było widoczne zwłaszcza – w ilość zawiesiny ogólnej zawracanej z wodami nadosadowymi na początek układu oczyszczania ścieków
- uzyskano redukcję przyrostu osadu nadmiernego



Miejsca dawkowania PIX - 113



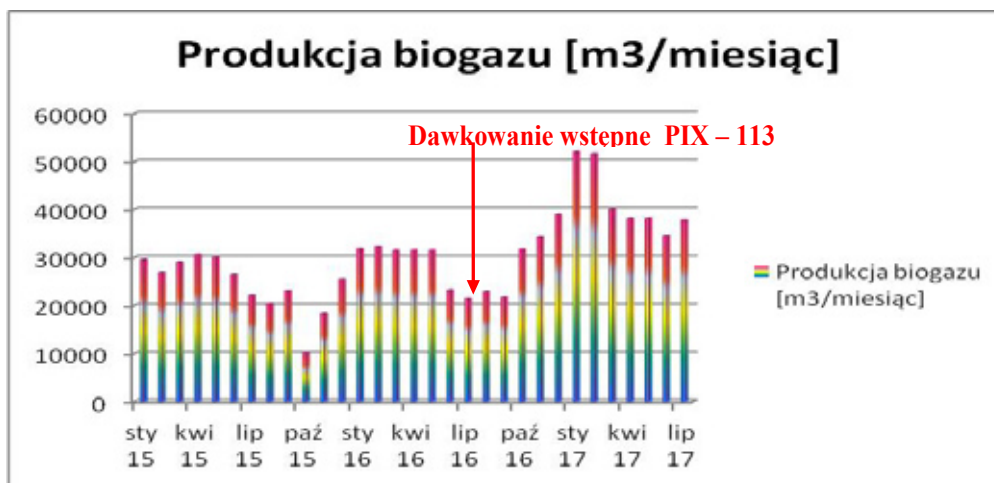
Rys. 4–6. Instalacja do dozowania PIX – 113 i miejsca dawkowania PIX

- znacząco zredukowano stężenie siarkowodoru w biogazie produkowanym w wydzielony komorach fermentacyjnych o około 80%
- po wprowadzeniu strącania wstępnego znacząco wzrosła produkcja biogazu – o ponad 50% przedstawiono to w tabelach poniżej
- uzyskano znaczące ograniczenie wydzielania się struwitu w obiektach przeróbki osadów.

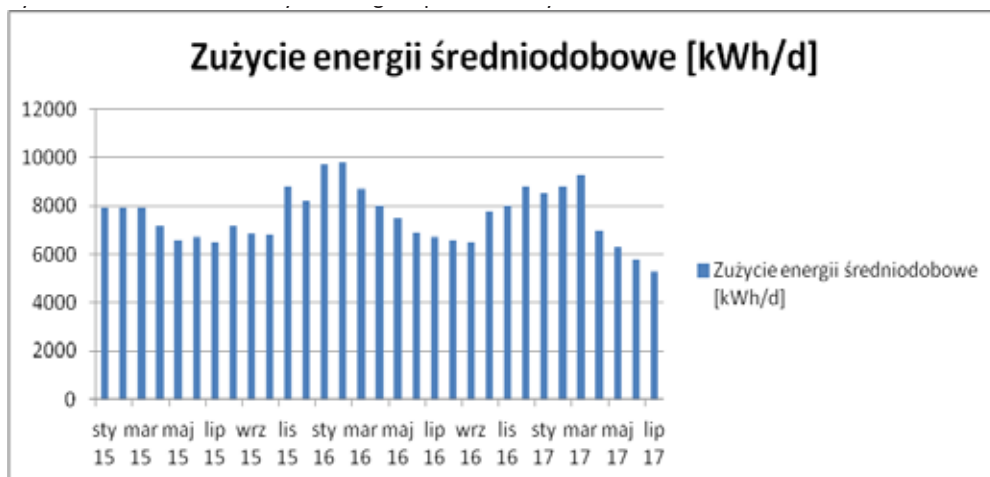
W zestawieniach tabelarycznych przedstawiono zużycie energii czynnej oraz parametry biogazu przed zastosowaniem PIX-113 i po zastosowaniu tego reagenta.

Tabela 11. Produkcja biogazu w procesie fermentacji metanowej na Oczyszczalni Ścieków w Trepczy

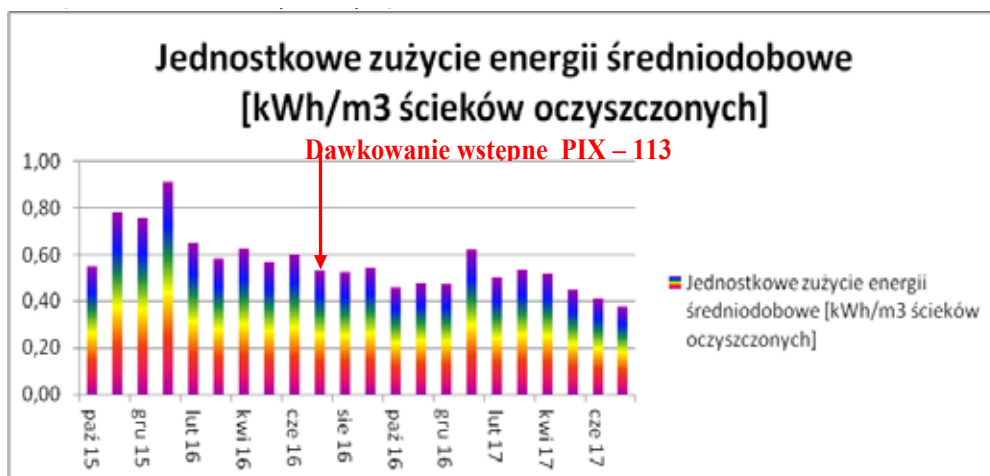
Rok	Produkcja biogazu [m3/miesiąc]												Średnio Produkcja biogazu [m3/d]
2015	sty 15	lut 15	mar 15	kwi 15	maj 15	cze 15	lip 15	sie 15	wrz 15	paź 15	lis 15	gru 15	
	29640	26970	29130	30680	30060	26540	22180	20480	23183	10149	18470	25495	803
2016	sty 16	lut 16	mar 16	kwi 16	maj 16	cze 16	lip 16	sie 16	wrz 16	paź 16	lis 16	gru 16	
	31830	32260	31530	31570	31540	23300	21450	23020	21740	31730	34390	39060	968
2017	sty 17	lut 17	mar 17	kwi 17	maj 17	cze 17	lip 17						
	52130	51750	40100	38190	38190	34590	37820						1375



Rys. 7. Produkcja biogazu na oczyszczalni ścieków w Trepczy w lata 2015 – 2017



Rys. 8. Średniodobowe zużycie energii w procesie oczyszczania ścieków w lata 2015 – 2017



Rys. 9. Jednostkowe Średniodobowe zużycie energii w procesie oczyszczania ścieków w lata 2016 – 2017 [kWh/m³ ścieków oczyszczonych]

Tabela 12. Parametry biogazu przed zastosowaniem PIX-113 i po zastosowaniu tego reagenta

Data pomiaru	CH ₄ [%]	H ₂ S [ppm]	CH ₄ [%]	H ₂ S [ppm]	UWAGI
15.01.2015	64	375	65	10	
11.05.2015	65	795	65	280	
12.05.2015	64	805	65	365	
23.09.2015	65	970	65	360	
14.10.2015	66	1125	67	33	
27.11.2015	63	415	62	15	
21.12.2015	63	625	63	15	
18.02.2016	61	190	62	5	Strącanie wstępne przy użyciu PIX-113
06.07.2016	64	155	64	10	
10.08.2016	64	230	63	15	
30.09.2016	64	120	65	5	
21.11.2016	64	100	65	0	
17.02.2017	63	105	62	5	
01.06.2017	63	55	62	5	
27.07.2017	62	205	62	5	

PODSUMOWANIE EKSPLOATACJI PO WYKONANEJ MODERNIZACJI OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW W TREPCZY I PROBLEMY EKSPLOATACYJNE, KTÓRE WYSTĄPIŁY W TYM CZASIE W LATACH 2013–2017

W trakcie rozruchu technologicznego i 4-ech lat eksploatacji wystąpiły problemy eksploatacyjne związane min. z nieprawidłową pracą niektórych urządzeń, czy też innymi czynnikami (np. specyfiką dopływających ścieków), poniżej przedstawiono niektóre z nich.

1. Komora krat. Zbyt duży prześwit kraty na dopływie powodował bardzo duże problemy eksploatacyjne w całym ciągu technologicznym:
 - Części stałe przechodzące przez kratę powodują w reaktorach biologicznych duże utrudnienia w pracy mieszadeł i wyraźnie zmniejszają ich sprawność
 - Utrudnienia w pracy pomp recyrkulacji wewnętrznej
 - W ciągu przeróbki osadów – zatykanie pomp i rurociągów technologicznych, pompy recyrkulacji WKF, pompy osadów na prasie, itp. Bardzo duży udział pracy potrzebny przy czyszczeniu tych urządzeń

Rozwiązanie problemu

Zainstalowano dodatkowe maceratory, przeprowadzono w 2015 roku czyszczenie komór fermentacyjnych.

2. Komora krat urządzenia pomiarowe na dopływie: lokalizacja bardzo drogiej urządzeń pomiarowych (pomiar CHZT, OWO, Fosforu i Toksyczności) w komorze krat stwarzało niebezpieczeństwo ich zalanania przy awarii sterowania lub awarii krat w okresie dużych opadów deszczu.

Rozwiązanie problemu

Przeniesiono część najdroższych urządzeń pomiarowych do innego pomieszczenia, zlokalizowanego powyżej poziomu terenu, samodzielnie wykonano instalację tłoczną podającą pobierane ścieki do analizatorów zlokalizowanych 6 m powyżej poziomu ścieków na dopływie.

3. Komory nitrifikacji, denitryfikacji

- Zainstalowane sondy pomiarowe azotanów i azotu amonowego w komorach nitrifikacji pracowały bardzo niestabilnie, co utrudniało prowadzenie procesu biologicznego zarówno pod kątem redukcji zanieczyszczeń jak i ograniczenia zużycia energii elektrycznej. Mimo częstej kalibracji wykonywanej 1 x w tygodniu proponowanej przez dostawcę urządzeń (uciążliwej i generującej dodatkowe koszty) problemu nie udało się rozwiązać w początkowej fazie wstępnej eksploatacji.

Rozwiązanie problemu:

- Dopiero stopniowa modernizacja i wymiana niektórych sond pomiarowych pozwoliła osiągnąć stabilne pomiary w zakresie N-NH_4 i N-NO_3 . Sondy jonoselektywne N-NH_4 zostały zastąpione przez kolorymetryczny system do analizy ścieków wyposażony dodatkowo w filtr membranowy. Sondy jonoselektywne N-NO_3 w komorach nitrifikacji zostały zastąpione przez analizatory UV również poprzedzone modułami filtracyjnymi. Dopiero te modyfikacje systemu pomiarowego co trwało blisko 12 miesięcy pozwoliły prawidłowo sterować procesem usuwania związków azotu poprzez wykorzystanie pomiaru azotanów i azotu amonowego.
- Zainstalowane sondy pomiarowe azotanów w komorach denitryfikacji również pracowały bardzo niestabilnie, co utrudniało prowadzenie procesu biologicznego, problemu nie udało się rozwiązać mimo modernizacji układu przygotowania ścieków, sondy zostały poprzedzone modułami filtracyjnymi. Pomiar był niestabilny i po okresie tygodnia następowało zanieczyszczanie układu optycznego sondy i zafałszowanie pomiarów. Prawdopodobną przyczyną tego stanu są dopływające związki silikonu odprowadzane do kanalizacji z przemysłu chemicznego.

4. Problem z urządzeniami napowietrzającymi (aeratory powierzchniowe o osi poziomej). Przy wyższych napełnieniach w reaktorze nitryfikacyjnym i większym zanurzeniu łopatek rotorów napowietrzających (ale w granicach dopuszczalnych w DTR) występowało wyłączenia aeratorów w fazie rozruchu, przeprowadzone kontrole techniczne urządzeń w zakresie sterownia wskazywały na niewłaściwy dobór zabezpieczeń. Ponadto w czasie 4-letniej eksploatacji bardzo częstym ariom ulegał układ napędowy tych urządzeń.

Rozwiązanie problemu

Dostosowano zanurzenie łopatek aeratorów do warunków pracy, wymieniono zabezpieczenia prądowe, w ostatnim roku eksploatacji wymieniono wszystkie sprzęgła napędowe na o mocniejszej konstrukcji, ponadto dokonano ponownego ustawienia przekładni napędowe urządzenia w celu wyeliminowania niekorzystnych naprężeń układu napędowego tych urządzeń

5. Awarie w ciągu przeróbki osadów, intensywne pienienie w komorach fermentacyjnych, okresowa niska produkcja biogazu

Nie objęcie modernizacją wydzielonych komór fermentacyjnych powoduje poważne perturbacje w ciągu przeróbki osadów. Brak mieszadeł mechanicznych, jednopunktowa recyrkulacja (na ssaniu i tłoczeniu) powodują stosunkowo niską produkcję biogazu – średnio rocznie w latach 2014–2015: 800 m³/d co z kolei w okresach zimowych powoduje deficyt paliwa do odpowiedniego podtrzymania temperatury procesu fermentacji mezofilowej. Dodatkowo brak łapacza piany, zraszacza piany, filtrów do wyłapywania zanieczyszczeń z biogazu powoduje często zagrożenie zatkania się rurociągów biogazu i unieruchomienia instalacji. Okresowo problemem było też wysokie uwodnienie osadów.

Rozwiązanie problemu

Po zastosowaniu pix-113 znacząco wzrosła produkcja biogazu o 30–50%. Spadło stężenie siarkowodoru w biogazie oraz zmniejszyły się incydenty związane z pienieniem w WKF-ach Ogłoszono przetarg na modernizację ciągu przeróbki osadów.

6. Konieczność pracy reaktorów biologicznych przy wyższych stężeniach osadu (związane jest to z aktualnie dużym ładunkiem zanieczyszczeń dopływającym do oczyszczalni ścieków) powoduje okresowe chwilowe przeciążenia osadników wtórnych w okresach opadów deszczu i konieczność przy chwilowym wzroście mętności doczyszczania ścieków na filtrach końcowych.

Rozwiązanie problemu

W wyniku strącania wstępnego po zastosowaniu pix-113 uzyskano większą redukcję CZHT, BZT5 w części wstępnej oczyszczalni co pozwoliło na odciążeniu części biologicznej i tym samym była możliwa praca reaktorów biologicznych przy mniejszym stężeniu osadu w granicach 3 kg/m^3 . Powyższe zapewniło większą pewność działania obiektu przy przeciążeniu hydraulicznym oczyszczalni

7. Słaba redukcja zawiesiny na filtrze końcowym

Filtry końcowe zaprojektowane w projekcie modernizacji do ochrony odbiorcy przy odpływie zwiększonego stężenia zawiesiny ogólnej miały zapewnić zwiększoną pewność działania przy tego typu sytuacjach. Jednakże okazało się w trakcie wstępnej eksploatacji, że ich redukcja na poziomie 80% nie zapewnia w wystarczający sposób ochrony odbiornika przed odpływem zawiesiny ogólnej. Przy incydentalnych przeciążeniach osadników wtórnych związanych z długotrwałym dopływem ścieków w sytuacjach związanych z opadami deszczu, wysoką infiltracją, czy napływem wód roztopowych urządzenia te nie umożliwiały dotrzymania normy w zakresie zawiesiny ogólnej – 35 mg/dm^3 .

Rozwiązanie problemu

W wyniku strącania wstępnego po zastosowaniu pix-113 uzyskano większą redukcję zanieczyszczeń w części wstępnej oczyszczalni co pozwoliło na odciążeniu części biologicznej i tym samym była możliwa praca reaktorów biologicznych przy mniejszym stężeniu osadu. Od tego czasu nie wystąpiło przeciążenie osadników wtórnych wymuszające uruchamianie filtrów końcowych.

8. Dopływ dużej ilości wód opadowych i infiltracyjnych

Z roku na rok nasila się na przedmiotowej oczyszczalni problem z dopływem zwiększonej ilości ścieków związany z dopływem do systemu kanalizacyjnego ścieków deszczowych i wód infiltracyjnych, co obrazuje poniższa tabela.

Tabela nr 13

Rok	Parametry przyjęte w projekcie	2014	2015	2016	2017
Przepływ średni dobowy [m^3/d]	$Q_{\text{śrd}} = 15\,000$	11832	12122	13989	14973

Udział ścieków deszczowych i wód infiltracyjnych w dopływie do oczyszczalni ścieków w Trepczy w I półroczu 2017 roku wynosił 70%.

Rozwiązanie problemu

Problem jak do tej pory nie został rozwiązany.

9. Wadliwe wykonie zbiornika retencyjnego

Jak wspomniano powyżej bardzo istotnym problemem na przedmiotowej oczyszczalni jest dopływem zwiększonej ilości ścieków związany z dopływem do systemu kanalizacyjnego ścieków deszczowych i wód infiltracyjnych, w świetle tego problemu bardzo ważnym obiektem jest zbiornik wód deszczowych. Zbiornik ten niestety od początku eksploatacji i trakcie rozruch nie działa prawidłowo. Wadliwie został wykonany podciśnieniowy system spłukiwania osadów.

Rozwiązanie problemu

Problem jak do tej pory nie został rozwiązany.

10. Wydzielanie się struwitu w urządzeniach do przeróbki osadów ściekowych.

Od początku eksploatacji pojawiły się problemy związane ze struwitem, najbardziej widoczne było to na urządzeniach do odwadniania osadów. Warstwa struwitu na elementach prasy do sadu osiągała grubość nawet 3 cm. Doprowadzało to do poważnych awarii, takich: złamanie wałów do napędu taśmy filtracyjnej, zniszczenia taśmy, szybkiego zużywania się elementów roboczych prasy. Poniżej zamieszczono fotografie obrazujące destrukcyjne działanie struwitu.



Rozwiązanie problemu

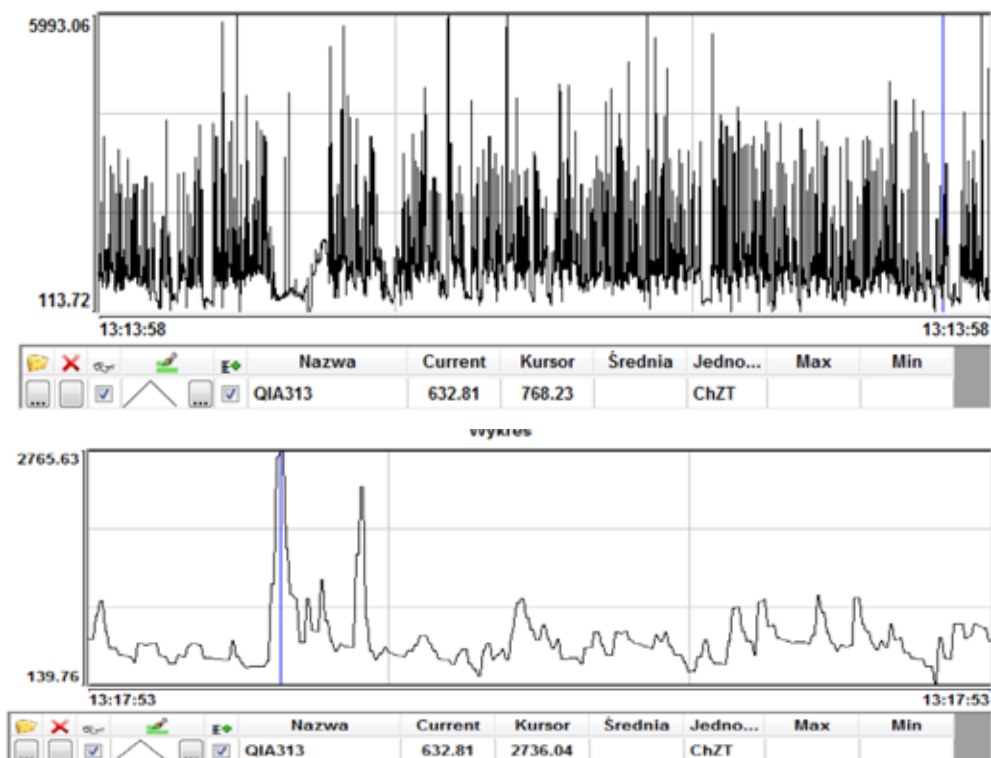
Problem został częściowo rozwiązany poprzez strącanie wstępne przy użyciu PIX-113. Od momentu rozpoczęcia dozowania PIX-113 do ścieków

oczyszczanych wstępnie, narastanie struwitu w urządzeniach do przeróbki osadów znacząco się zmniejszyło.

11. Problemy z niezawodnością działania oczyszczalni

Zwiększające się z roku na rok obciążenie hydrauliczne oczyszczalni ścieków oraz dopływ ścieków przemysłowych poprodukcyjnych z przemysłu chemicznego okresowo stwarzał problemu z redukcją azotu i procesem nityfikacji. Wysokie stężenia CHZT w ściekach surowych na dopływie do oczyszczalni dochodzące okresowo do 6000 mg/dm^3 wymusiło eksploatację reaktorów biologicznych przy wysokich stężeniach biomasy w granicach 6 kg/m^3 . Poniżej zamieszczono rejestrowe na dopływie stężenia CHZT z okresu największych problemów z jakością ścieków przemysłowych i z roku 2017 po unormowaniu się sytuacji w tym zakresie.

Jednakże tak wysokie stężenia biomasy powodowały przy opadach deszczu i dużej ilości ścieków incydentalne przeciążenia osadników wtórnych i konieczność uruchamiania filtrów końcowych. Filtry końcowe zapewniające redukcję zawiesiny ogólnej w granicach 80% nie zawsze umożliwiały dotrzymania normy w zakresie zawiesiny ogólnej – 35 mg/dm^3 .



Rys. 10. CHZT na dopływie do oczyszczalni rejestrowe przy urządzenie do ciągłego pomiaru CHZT – BIOTECTOR – HACH LANGE – pierwsza rycina LIPIEC ROK 2016, druga SIERPIEŃ 2017

Rozwiązanie problemu

W wyniku strącania wstępnego po zastosowaniu Pix -113 uzyskano większą redukcję zanieczyszczeń w części wstępnej oczyszczalni co pozwoliło na odciążeniu części biologicznej i tym samym była możliwa praca reaktorów biologicznych przy mniejszym stężeniu osadu w granicach 3 kg/m^3 . Od tego czasu nie wystąpiło przeciążenie osadników wtórnych wymuszające uruchamianie filtrów końcowych. Zwiększyła się znacząco pewność działania oczyszczalni ścieków. Poniżej zaprezentowano ocenę funkcjonowania oczyszczalni ścieków w latach 2015–2017 na podstawie wykonywanych analiz podstawowych zanieczyszczeń w ściekach surowych i oczyszczonych.

Tabela 14. Analiza statystyczna parametrów ścieków surowych i oczyszczonych w latach 2015 – 2017 roku

Wskaźnik	Średnia	Mediana	Odchylenie Standar.	Współczynnik Zmienności	Rozstęp	MIN.	MAX
Ścieki surowe							
pH	7,74	7,7	0,2	2,54%	1,1	7,0	8,1
Temperatura [°C]	13,35	12,4	3,7	27,70%	12,2	7,4	19,6
BZT5 [mgO_2/dm^3]	550,70	453,5	410,3	74,51%	2615,0	160,0	2775,0
CHZT [mgO_2/dm^3]	1179,67	1004,0	969,8	82,21%	6332,0	168,0	6500,0
Zawiesina [mg/dm^3]	719,00	640,0	502,1	69,84%	2977,0	153,0	3130,0
Azot ogólny [mgN/dm^3]	61,54	61,7	18,7	30,42%	104,6	26,9	131,5
Fosfor ogólny [mgN/dm^3]	17,21	16,9	9,4	54,79%	57,0	4,3	61,3
Ścieki oczyszczone							
pH	8,06	8,1	0,3	3,16%	1,5	7,3	8,9
Temperatura [°C]	13,32	12,5	4,1	31,07%	14,7	7,0	21,7
BZT5 [mgO_2/dm^3]	7,58	6,0	3,1	40,91%	11,0	3,0	14,0
CHZT [mgO_2/dm^3]	55,45	51,8	21,7	39,08%	99,0	24,0	123,0
Zawiesina [mg/dm^3]	8,52	9,0	3,6	41,79%	13,0	3,0	16,0
Azot ogólny [mgN/dm^3]	10,12	10,2	2,5	24,67%	11,0	3,9	14,9
Fosfor ogólny [mgN/dm^3]	0,40	0,4	0,2	58,62%	1,4	0,1	1,5

Tabela 15. Analiza redukcji zanieczyszczeń w zakresie BZT5, CHZT, zawiesiny ogólnej, azotu ogólnego i fosforu ogólnego w latach 2015–2017

Wskaźnik	2015	2016	2017	Średnio:
BZT5 [% redukcji]	98,89%	98,02%	96,54%	97,82%
CHZT [% redukcji]	93,96%	93,39%	92,59%	93,31%
Zawiesina [% redukcji]	98,55%	98,24%	98,42%	98,41%
Azot ogólny [% redukcji]	85,58%	83,13%	73,19%	80,63%
Fosfor ogólny [% redukcji]	97,53%	97,40%	96,93%	97,29%

Niezawodność działania oczyszczalni ścieków określono też na podstawie wyznaczonego współczynnika niezawodności¹ posługując się następującą zależnością:

$$\text{Współczynnik niezawodności } WN = \mathbf{U}_n : X_{\text{dop}},$$

gdzie:

$\mathbf{U}_n$ – wartość średnia wskaźnika zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych: X_{dop} ,

$\mathbf{X}_{\text{dop}}$ – wartość dopuszczalna danego wskaźnika zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych:

Tabela 16. Analiza niezawodności działania oczyszczalni ścieków Trepczy w latach 2015–2017 roku na podstawie wartości współczynników niezawodności²

Wskaźnik	Średnia wartość stężenia zanieczyszczeń	wartość dopuszczalna wskaźnika zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych	Wsp. Niezawodności
BZT5 [mgO ₂ /dm ³]	7,58	15	0,51
CHZT [mgO ₂ /dm ³]	55,45	125	0,44
Zawiesina [mg/dm ³]	8,52	35	0,24
Azot ogólny [mgN/dm ³]	10,12	15	0,67
Fosfor ogólny [mgN/dm ³]	0,40	2	0,20

BZT5

Średnie stężenie BZT5 w ściekach surowych wyniosło 550,7 mgO₂/dm³, minimalne/maksymalne stężenie tego wskaźnika w ściekach surowych wyniosło 160/2775 mgO₂/dm³, rozstęp wyniósł: 2615 mgO₂/dm³.

Wartości w ściekach oczyszczonych wahały się w granicach od 3,0 mg/dm³ do 14 mg/dm³. co dało rozstęp wynoszący 11 mg/dm³ oraz średnie stężenie wynoszące 7,4 mg/dm³. W analizowanym okresie czasu nie stwierdzono przekroczenia dopuszczalnego stężenia tego wskaźnika w ściekach oczysz-

1 Ocena Funkcjonowania Oczyszczalni Ścieków w Dynowie, autor: dr hab. inż. Krzysztof Chmielowski

2 Współczynnik niezawodności $WN = \mathbf{U}_n : X_{\text{dop}}$.

czonych, który wynosił 15 mg/dm³. Stopień redukcji BZT₅ wynosił średnio 97,8%.

CHZT

W latach 2015/2016 obserwowano przeciążenie oczyszczalni ładunkiem zanieczyszczeń pochodzącym z przemysłu. Z analizy powyżej przedstawionych danych możemy uzyskać informacje dotyczące podstawowych zanieczyszczeń w ściekach surowych i oczyszczonych. Średnie stężenie CHZT w ściekach surowych wyniosło 1179,6 mgO₂/dm³, minimalne/maksymalne stężenie tego wskaźnika w ściekach surowych wynosiło 165/6500 mgO₂/dm³, rozstęp wyniósł: 6332 mgO₂/dm³. Wartości w ściekach oczyszczonych wahały się w granicach od 24 mg/dm³ do 123 mg/dm³, co dało rozstęp wynoszący 99 mg/dm³ oraz średnie stężenie wynoszące 55,45 mg/dm³. W analizowanym okresie czasu nie stwierdzono przekroczenia dopuszczalnego stężenia tego wskaźnika w ściekach oczyszczonych, który wynosił 125 mg/dm³. Stopień redukcji CHZT wynosił średnio 93,31%.

Zawiesina ogólna

Z analizy powyżej przedstawionych danych możemy uzyskać informacje dotyczące zawiesiny ogólnej. Średnie stężenie zawiesiny ogólnej w ściekach surowych wyniosło 719 mg/dm³, minimalne/maksymalne stężenie tego wskaźnika w ściekach surowych wynosiło 5153/3130 mg/dm³, rozstęp wyniósł: 2977 mg/dm³. Jeżeli chodzi o ścieki oczyszczone, to ich wartości wahały się w granicach od 3,0 mg/dm³ do 16 mg/dm³. co dało rozstęp wynoszący 13 mg/dm³ oraz średnie stężenie wynoszące 8,5 mg/dm³. W analizowanym okresie czasu nie stwierdzono przekroczenia dopuszczalnego stężenia tego wskaźnika w ściekach oczyszczonych, który wynosił 35 mg/dm³. Stopień redukcji zawiesiny ogólnej wynosił średnio 98,4%.

Azot ogólny

W pierwszym okresie eksploatacji tj. na przełomie roku 2013/2014 wystąpiły problemy z redukcją tego zanieczyszczenia. Jednakże stopniowo wprowadzane działania naprawcze i optymalizacja procesu w tym wprowadzenie strącania wstępnego doprowadziły do stabilnej redukcji azotu ogólnego. Średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach surowych wyniosło 61,5 mg/dm³, minimalne/maksymalne stężenie tego wskaźnika w ściekach surowych wynosiło 26,9/131,5 mg/dm³, rozstęp wyniósł: 104,6 mg/dm³. Jeżeli chodzi o ścieki oczyszczone, to ich wartości wahały się w granicach od 3,9 mg/dm³ do 14,9 mg/dm³. co dało rozstęp wynoszący 11 mg/dm³ oraz średnie stężenie wynoszące 10,12 mg/dm³. W analizowanym okresie czasu nie stwierdzono

przekroczenia dopuszczalnego stężenia tego wskaźnika w ściekach oczyszczonych, który wynosił 15 mg/dm³. Stopień redukcji azotu ogólnego wynosił średnio 80,63%.

Fosfor ogólny

W pierwszym okresie eksploatacji tj. na przełomie roku 2013/2014 wystąpiły kilkakrotnie problemy z redukcją tego zanieczyszczenia związane z przeciążeniem obiektu i niedotlenieniem w reaktorach biologicznych. Wprowadzenie strącania wstępnego doprowadziły do stabilnej redukcji fosforu ogólnego. Średnie stężenie fosforu ogólnego w ściekach surowych wyniosło 17,2 mg/dm³, minimalne/maksymalne stężenie tego wskaźnika w ściekach surowych wynosiło 4,3 / 61 mg/dm³, rozstęp wyniósł: 57 mg/dm³. Jeżeli chodzi o ścieki oczyszczone, to ich wartości wahały się w granicach od 0,1 mg/dm³ do 1,5 mg/dm³. co dało rozstęp wynoszący 1,4 mg/dm³ oraz średnie stężenie wynoszące 0,4 mg/dm³. W analizowanym okresie czasu nie stwierdzono przekroczenia dopuszczalnego stężenia tego wskaźnika w ściekach oczyszczonych, które wynosiło 2 mg/dm³. Stopień redukcji fosforu ogólnego wynosił średnio 97,3 %.

PODSUMOWANIE

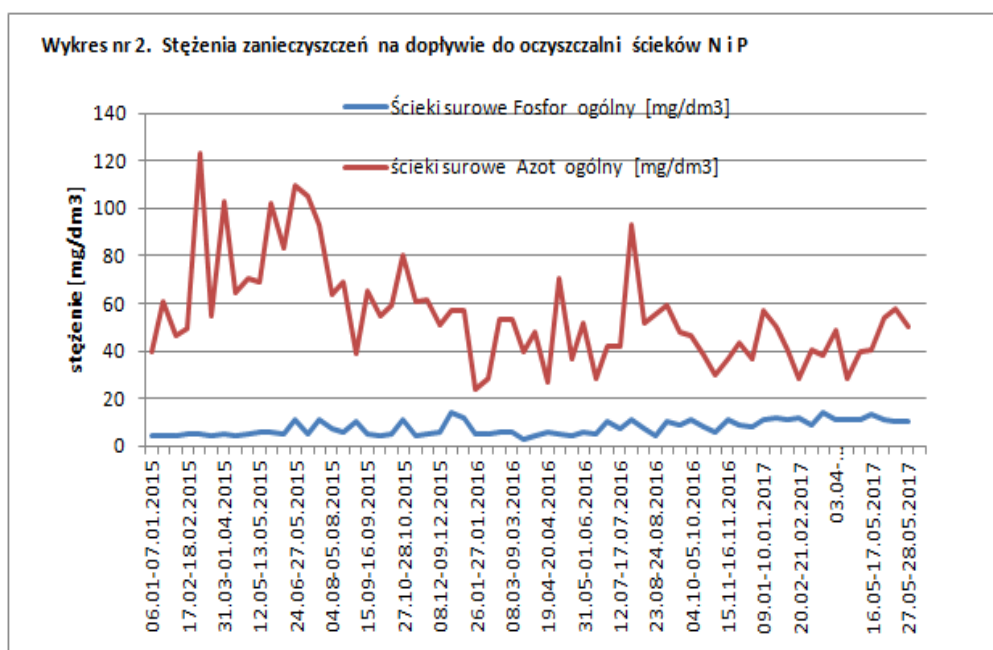
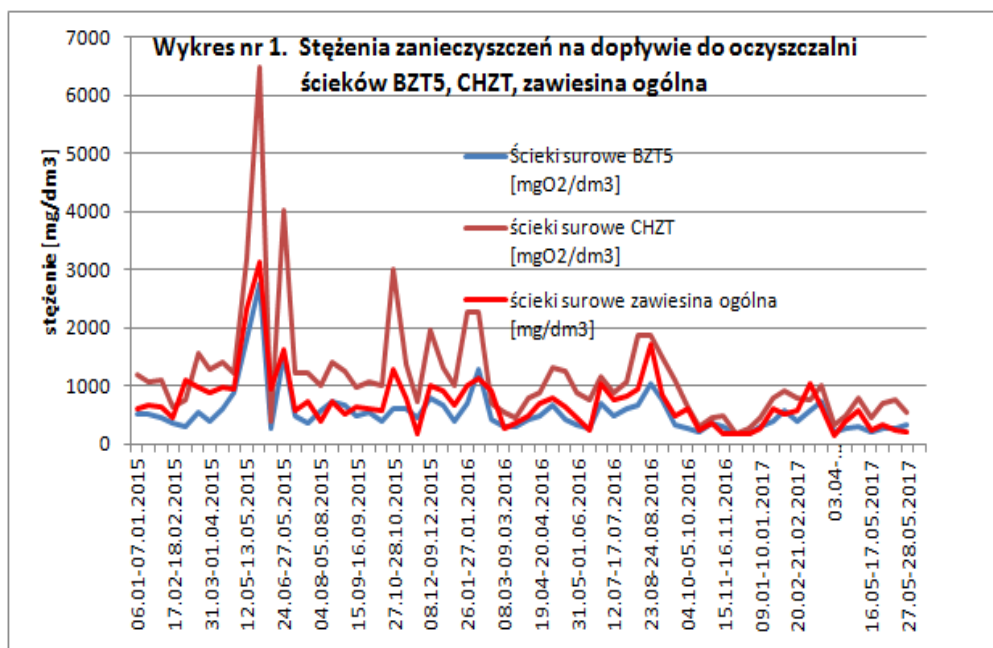
W referacie poddano opis technologii oczyszczalni ścieków w Trepczy oraz sytuacji po modernizacji tej oczyszczalni ścieków zakończonej w 2013 roku. Przeanalizowano problemy eksploatacyjne jakie wystąpiły po zmoczonej modernizacji i sposób ich rozwiązania. Przeanalizowano o efekty wprowadzenia na stałe od lipca 2016 procesu strącania wstępnego przy użyciu PIX-113. Zaobserwowano wiele pozytywnych aspektów związanych z wdrożeniem strącania wstępnego przy stosunkowo niewielkiej dawce reagentu, na poziomie 40 mg/dm³. Było to min:

- zwiększenie niezawodności pracy oczyszczalni
- oszczędności energii zużywanej w procesie oczyszczania ścieków
- poprawa parametrów procesu fermentacji metanowej – zwiększenie produkcji biogazu, poprawa parametrów biogazu z w zakresie zmniejszonego stężenia H₂S
- redukcja ilości struwitu

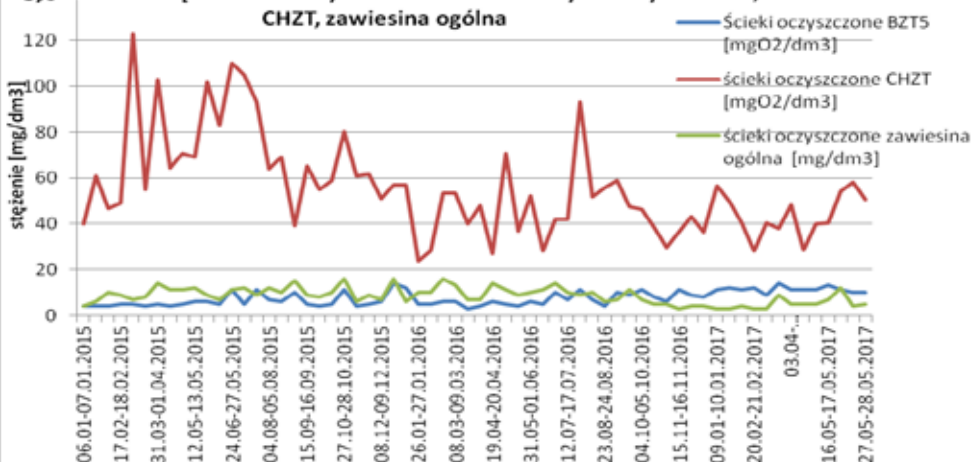
Bardzo ważnym pośrednim działaniem mającym na celu optymalizację procesu i zapobieganiu przeciążenia oczyszczalni ładunkiem zanieczyszczeń była zmiana TARYFY DLA ZBIOROWEGO ZAOPATRZENIA W WODĘ I ZBIOROWEGO ODPROWADZANIA ŚCIEKÓW oraz monitoring zakładów przemysłowych na terenie miasta. Efektywność oczyszczania ścieków w mechaniczno-biologicznej oczyszczalni ścieków w Sanoku po wdrożeniu opisanych w referacie działań

była wysoka. Analiza niezawodności działania obiektu obejmowała lata 2015-2017 i poddano jej podstawowe wskaźniki: BZT5 ChZT, zawiesinę ogólną, azot ogólny i fosfor ogólny. Dla wymienionych wskaźników obliczono podstawowe statystyki opisowe oraz współczynnik niezawodności. Na podstawie przeprowadzonej analizy skuteczności oczyszczania ścieków można stwierdzić i analizy danych zamieszczonych na wykresach 1–5:

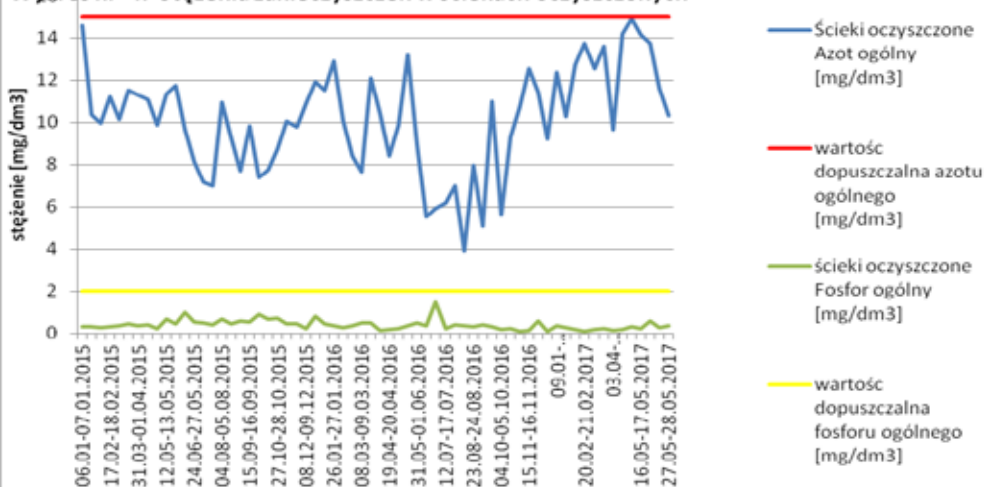
- Obserwowano bardzo dużą zmienność w zakresie dopływających stężeń zanieczyszczeń w ściekach surowych. Wartości współczynnika zmienności wahały się w przedziale od 30,4 % do 82,2 % w przypadku ścieków surowych zwłaszcza w zakresie CHZT wystąpiła największa zmienność. W odniesieniu do ścieków oczyszczonych zmienność wyniosła 24,7 % do 58,6 %.
- Średnie stężenia ścieków oczyszczonych osiągały wartości zgodne z pozwoleniem wodno prawnym, wartości te kształtowały się następująco: dla BZT5 – 7,6 mg/02dm³, dla ChZTCr – 55,5 mg/dm³, dla zawiesiny ogólnej – 8,5 mg/dm³, dla azotu ogólnego – 10,5 mg/dm³, dla fosforu ogólnego – 0,4 mg/dm³. Podczas badanego okresu nie stwierdzono przekroczeń dopuszczalnego poziomu stężenia ścieków- oczyszczonych.
- Średnia redukcja zanieczyszczeń była na wysokim poziomie i wynosiła odpowiednio: dla BZT5 – 97,8 %, dla CHZTCr – 93,3 %, dla zawiesiny ogólnej – 98,4 %, dla azotu i fosforu ogólnego: 80,6% i 97,3%.
- Współczynniki niezawodności świadczyły o b.dobrej pracy procesu technologicznego i wyniosły odpowiednio: 0,51 dla BZT5, 0,44 dla ChZTCr., dla zawiesiny ogólnej 0,24, azotu ogólnego 0,67, fosforu ogólnego 0,2.



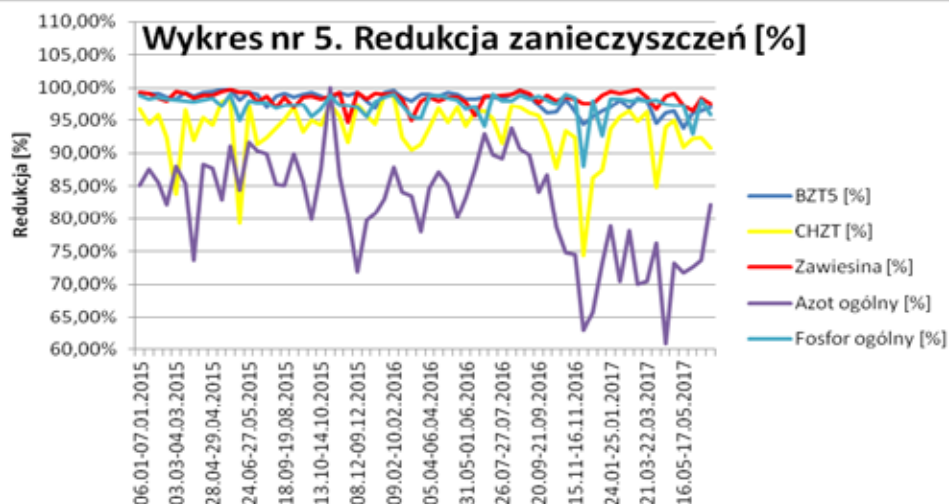
Wykres nr 3. Stężenia zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych : BZT5, CHZT, zawiesina ogólna



Wykres nr 4. Stężenia zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych



Wykres nr 5. Redukcja zanieczyszczeń [%]



Wiesława Radko
Radostaw Kasperski
PWik Gorzów Wielkopolski

Oczyszczalnia Ścieków w Gorzowie Wielkopolskim pracuje od 1979 r., odbiera ścieki z Gorzowa Wlkp. oraz pięciu gmin otaczających miasto, jako Związek Celowy Gmin MG 6. Ilość oczyszczanych ścieków wynosi około 18 tys. m³/d, RLM 130 000.

Technologia oczyszczania ścieków oparta jest na biologicznym procesie osadu czynnego, poprzedzonym mechaniczną obróbką ścieków. Układ technologiczny oczyszczalni obejmuje oczyszczanie mechaniczne, biologiczne i przeróbkę osadów ściekowych powstających w tych procesach.

Z powodu zmian wymogów ochrony środowiska oraz z przyczyn technicznych przeprowadzono kilka modernizacji Oczyszczalni Ścieków: w latach 2000, 2006 oraz 2014-2015.

Główne obiekty i urządzenia Oczyszczalni to:

W części ściekowej:

- komora rozprężna na wlocie do Oczyszczalni. Ścieki do Oczyszczalni są tłoczone zamkniętymi kolektorami z Centralnej Przepompowni oddalonej o 6 km,
- budynek krat z dwiema kratami hakowymi HUBER,
- zlewnia nieczystości płynnych,
- piaskowniki napowietrzane poziome – szt. 2.
- osadnik wstępny – średnica 28,8 m.
- *Komora rozprężna, kanały dopływowe do krat, kraty, piaskowniki i osadnik wstępny są zhermetyzowane i zdezodoryzowane,*
- pompownia osadu wstępnego,
- stacja dozowania PIX,

- reaktory denitryfikacji końcowej i defosfatacji DNO/DF – szt. 2, średnica 28,0 m,
 - reaktory biologiczne DN/N – szt. 3, napowietrzane drobnopęcherzykowo, mieszane za pomocą mieszadeł wolnoobrotowych, pojemność czynna strefy nityfikacji: 16 020 m³, pojemność czynna strefy denitryfikacji: 10 635 m³,
 - węzeł próżniowej modyfikacji osadu BIOGRADEX,
 - budynek dmuchaw: dmuchawy – szt. 4,
 - osadniki wtórne radialne – szt. 2, średnica 32,0 m,
 - pompownia wody technologicznej,
 - pompownia recyrkulatu zewnętrznego,
 - kolektor odpływowy – $\varnothing$ 1200 mm, długość około 2,4 km. Odbiornikiem ścieków oczyszczonych jest rzeka Warta.
-
- W części osadowej:
 - pompownia osadów zagęszczonych,
 - zbiornik osadów zmieszanych zagęszczonych,
 - budynek zagęszczarek z zagęszczarkami taśmowymi ALFA-LAVAL – szt. 2, o wydajności 50 m³/h każda oraz z dezintegratorem ultradźwiękowym zagęszczonego osadu nadmiernego firmy VTA,
 - zamknięte komory fermentacyjne – 2 szt. o pojemności 3400 m³ każda,
 - zbiornik odgazowania osadu przefermentowanego,
 - stacja odwadniania mechanicznego osadu przefermentowanego: dwie wirówki ALFA-LAVAL o wydajności 25 m³/h każda, urządzenia do higienizacji osadów wapnem,
 - magazyn osadów odwodnionych,
 - zbiornik gazu fermentacyjnego – membranowy o pojemności 1040 m³,
 - pochodnia biogazu,
 - kotłownia – kotły BUDERUS z palnikiem gazowo – olejowym – 2 szt., moc 650 kW każdy,
 - dwa agregaty kogeneracyjne zasilane biogazem o mocy elektrycznej 370 kW i cieplnej 426 kW każdy.

PROBLEMY W TECHNOLOGII ŚCIEKOWEJ.

ZASTOSOWANIE PAX-18 – EFEKTY

Osad czynny pracuje jako nisko obciążony, ponieważ niskie obciążenie osadu jest niezbędne dla uzyskania wymaganego stężenia azotu ogólnego poniżej 10 mgN/dm³ w ściekach oczyszczonych. Problemy w technologii



Zdjęcie 1. Przed stosowaniem PAX-18. Reaktor biologiczny pokryty zamarzającym flotem.

ściekowej wiążą się z wysokimi indeksami osadu. Przed stosowaniem PAX-18 indeksy osadowe wynosiły około $220 \text{ cm}^3/\text{g s. m. o.}$ Tak wysokie indeksy powodowały trudności z sedymentacją osadu w osadnikach wtórnych i okresowe wymywanie osadu z osadników wtórnych przy wysokich przepływach chwilowych ścieków przez oczyszczalnię.

Wysokim indeksom osadowym towarzyszył masowy rozwój bakterii nitkowatych w osadzie czynnym. Z powodu złej sedymentacji osadu i jego flotacji, powierzchnia reaktorów biologicznych i osadników wtórnych pokrywała się trudnym do usunięcia kożuchem.

Problemy techniczne związane z usuwaniem flotu (kożucha) z powierzchni osadników wtórnych wystąpiły w okresie zimy 2015 – 2016 r. Była to pierwsza zima, podczas której eksploatowaliśmy osadniki wtórne po modernizacji z okresu 2014-2015 r., kiedy zmieniony został m. in. system odbioru flotu na osadnikach wtórnych. Zainstalowano zgarniacze ssawkowe TSCHUDA ze ślimakowym systemem odbioru flotu. System działał poprawnie w okresie temperatur dodatnich, okazał się jednak za mało sprawny dla odprowadzenia w okresie zimowym masowo tworzącego się zamarzającego flotu na osadnikach wtórnych. Flot na powierzchni osadników zamarzał, unieruchamiając po-



Zdjęcie 2. Przed stosowaniem PAX-18. Osadnik wtórny pokryty grubą warstwą flotu

wierzchniowe ślimaki i zatrzymując całe zgarniacze. Postój zgarniaczy trwał około dwa tygodnie, tj. do ustąpienia niskich temperatur.

Aby zapobiec unieruchomieniu zgarniaczy i systemu odbioru flotu, przed następną zimą, zdecydowaliśmy o podjęciu środków zaradczych. Rozpoczęliśmy od określenia, jakiego środka należy użyć do poprawy indeksów osadowych oraz ograniczenia zjawiska flotacji osadu w osadnikach wtórnych.

WYNIKI ANALIZY BIOLOGICZNEJ OSADU CZYNNEGO 5/08/2016

Nr próby:	1	Data poboru:	Pobrał zleceńiodawca
Rodzaj próby:	Osad czynny	Data wykonania analizy:	10.08.2016r.
Miejsce poboru:	Oczyszczalnia Ścieków w Gorzowie Wielkopolskim		

MIKROORANIZMY		Liczebność (szacunkowa)*
Miejsce poboru próby		Reaktor napowietrzany
Bakterie nitkowate	Bakterie	Kategoria 4-5
Zooglea ramigera	Bakterie	+++
Bakterie wolne	Bakterie	+
Amoeba sp.	Korzenionózki	+
Arcella vulgaris	Korzenionózki	++
Euglyphia sp.	Korzenionózki	+
Peranema trichophorum	Wiciowce	+
Anisonema sp.	Wiciowce	+
Acinertia sp.	Orzęski swobodnie pływające	+
Aspidisca cicada	Orzęski pełzające po kłaczkach	++
Tocophrya sp	Orzęski osiadłe	+
Opercularia sp.	Orzęski osiadłe	++++
Carchesium polypinum	Orzęski osiadłe	++
Rotaria rotatoria	Wrotki	+++

*Częstotliwość występowania organizmów w preparacie:

+ sporadycznie, ++ nielicznie,+++ licznie,++++ bardzo licznie

Ocena:

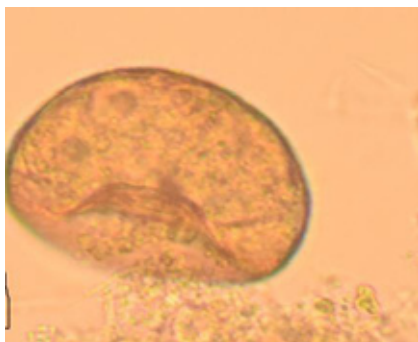
Badany osad czynny zbudowany jest z dużych, raczej zwartych kłaczków charakteryzujących się właściwą spójnością, jednak dość licznie porośniętych bakteriami nitkowatymi. Przestrzenie pomiędzy kłaczkami są raczej klarowne. Obecność bakterii nitkowatych może być przyczyną nieprawidłowej sedimentacji osadu czynnego oraz tworzenia się piany na powierzchni reaktora biologicznego lub osadnika wtórnego. Biocenoza osadu jest bardzo liczna i aktywna biologicznie.

Na podstawie przeprowadzonych obserwacji osadu można stwierdzić że:

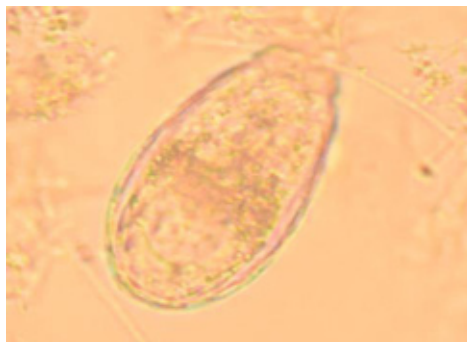
- dopływające do oczyszczalni ścieki charakteryzują się urozmaiconym składem,
- osad jest nisko obciążony, dobrze natleniony,
- okresowo dochodzi do przeciążenia ładunkiem zanieczyszczeń wraz z towarzyszącym temu deficytem tlenowym,
- z powodu obecności dużej ilości bakterii nitkowatych osad puchnie (źle sedimentuje) oraz pieni się,

- proces oczyszczania jest stabilny,
- proces nityfikacji powinien przebiegać prawidłowo.

Wykonano test z wykorzystaniem bentonitów modyfikowanych. Aplikacja bentonitu „1” w dawce 1g/L wywołała poprawę sedimentacji. Objętość osadu w teście na sedimentację po 30 minutach spadła z 960 na 870 ml/L.



Arcella sp.



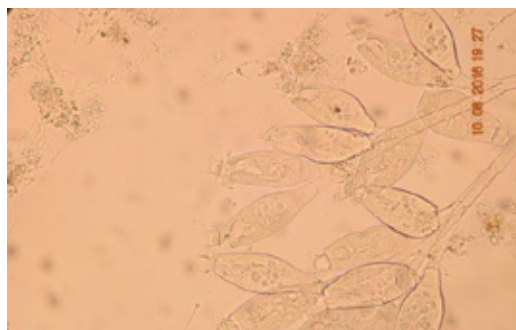
Euglyphia sp.

Zaleca się:

- Unikać długotrwałych obciążeń uderzeniowych wysoko stężonymi ściekami, (wody nadosadowe z przeróbki osadu),
- Utrzymywać stężenie tlenu na poziomie >2 mg/L,
- Wprowadzić działania ograniczające liczebność bakterii nitkowatych (dozować jony glinu), PAX 18 dawka 3,5 g AL3+ / kg s.m / d,
- Systematycznie wykonywać analizę osadu czynnego.



Rotaria rotatoria



Opercularia sp.



Zdjęcie 3. Montaż układu dozowania PAX-18

Od dnia 29.03.2017 r. rozpoczęliśmy, pod nadzorem KEMIPOL Sp. z o. o., dawkowanie do osadu czynnego preparatu PAX-18 w celu eliminacji bakterii nitkowatych. Dozowanie było poprzedzone zainstalowaniem z naszej Oczyszczalni zbiornika i układu dozującego należącego do KEMIPOL Sp. z o. o., wypożyczonego nam na okres dozowania PAX-18. Zakup PAX-18 był poprzedzony postępowaniem przetargowym. Zamówienie dotyczy 400 Mg preparatu. Ze zbiornika i układu dozującego będziemy więc korzystać co najmniej do wyczerpania zamówionej ilości preparatu PAX-18 (zamierzamy ponawiać zamówienie, będziemy uzgadniać dalsze użytkowanie zbiornika i układu dozującego).

Dawkę PAX-18 ustaliliśmy z Przedstawicielem KEMIPOL Sp. z o. o. Panem Markiem Ciborowskim, jako 3,5 g jonów glinu/kg s.m.osadu/d, tj. 149 l PAX-18/h przez pierwsze trzy tygodnie dozowania. Po trzech tygodniach, tj. od dnia 20.04.2017 r. dawkę PAX-18 obniżyliśmy do 1,5 g jonów glinu/ kg s.m.osadu/d, tj. 64 l PAX-18/h. Preparat dawkowaliśmy do dnia 05.05.2017 r. (tabela 1). W efekcie dawkowania PAX-18 uzyskaliśmy radykalną poprawę sedymentacji osadu i zanik floty na powierzchni osadników wtórnych i reaktorów biologicznych. Indeks osadowy obniżył się z około 220 cm³/g s.m. do około 70 cm³/g s.m. Badania mikrobiologiczne osadu przeprowadzone po trzech tygodniach dawkowania PAX-18 przez Panią Monikę Bazeli wykazały wyraźną redukcję *Microthrix parvicella*.

Tabela 1.

Parametry pracy Oczyszczalni Ścieków. Ustalenie dawki PAX-18			
	I kwartał 2017		
Qdśr (m ³ /d)	17980		
STĘŻENIA ZANIECZYSZCZEŃ W ŚCIEKACH	dopływ	po osadniku wstępnym	odpływ
ChZT (gO ₂ /m ³)	1022	735	50
BZT5 (gO ₂ /m ³)	430	337	8,5
zawiesina (g/m ³)	498	205	12
N-og. (g N/m ³)	106	106	7,2
P-og. (g P/m ³)	15,8	15	0,56
REAKTORY BIOLOGICZNE			
stężenie osadu w reaktorach (g/m ³)		3800	
masa osadu w reaktorach (kg s. m.)		108452	
ładunek osadu nadmiernego (kg s. m./d)		3333	
pojemność strefy predenitryfikacji (m ³)		225	
pojemność strefy defosfatacji (m ³)		1660	
pojemność strefy nitryfikacyjnej (m ³)		16020	
pojemność strefy denitryfikacyjnej (m ³)		10635	
pojemność osadników wtórnych radialnych (m ³)		4308	
całkowita pojemność reaktorów z osadnikami wtórnymi radialnymi (m ³)		32848	
obciążenie osadu (kg BZT5/kg s.m.)		0,056	
wiek osadu w części tlenowej (doby)		18,3	
całkowity wiek osadu (doby)		32,5	
całkowita masa osadu w reaktorach i osadnikach wtórnych (kg s. m.)		124822	
USTALANIE DAWKI PAX-18			
dawka PAX-18 od 29.03.2017 do 20.04.2017 (g Al/kg s. m. osadu)		3,5	
PAX-18 zawiera 9% Al. Dawka PAX (g PAX18/kg s. m. osadu/d)		38,9	
dobowa dawka PAX-18 (l PAX-18/d)		3596	
dawka PAX-18 (l PAX-18/h)		149,8	
dawka PAX-18 od 20.04.2017 do 05.05.2017 (g Al/kg s. m. osadu)		1,5	
dawka PAX-18 (l PAX-18/h)		64,0	



290100039492



Pracownia Biologiczna

TS
2017.04.21
[Signature]

www.biom.pl

ul. Poranna 10,64-970 Dobrzyca, mobile: 600 235 960, e-mail: biuro@biom.pl

WYNIK ANALIZY BAKTERII NITKOWATYCH

8/BN/04/2017

Nr próby :	1	Data poboru:	Pobrał zleceniodawca
Rodzaj próby:	Osad czynny	Data wykonania analizy:	13.04.2017 r.
Miejsce poboru:	Oczyszczalnia Ścieków w Gorzowie Wielkopolskim		

Wybrane charakterystyki organizmów nitkowatych		Organizmy nitkowane						
		1	2	3	4	5	6	7
Dominujące		+						
Podporządkowane			+	+				
Rozgałęzienia	brak	+	+	+				
	falszywe							
	prawdziwe							
Granulki siarki	obecne							
	obecne po teście S							
Ścianki poprzeczne	Wyraźnie widoczne	+		+				
	Nie / ledwo widoczne		+					
Kształt nitek	proste			+				
	wygięte	+	+					
	splątane	+	+					
Barwienie metodą Neissera	granulki		+					
	Kom. szaro-niebieskie	+		+				
	ujemne	+						
Barwienie metodą Grama	dodatnie		+					
	ujemne			+				
Średnica nitek	< 1,0		+					
	1,0-2,2	+		+				
	> 2,5							
Porośl	obecna							
	brak	+	+					
Wcięcia	widoczne							
	niewidoczne	+		+				
Kształt komórek	Kulisty (krążki)		*					
	palczkowaty		*					
	kwadratowy	+	*	+				
	prostokątny		*					
Pochewka	obecna							
	brak							
Kategoria liczebności bakterii nitkowatych -(skala 0-5)		3						

Z badanej próby wyizolowano:

1. *Nostocoida limicola* - 40%
2. *Microthrix parvicella* - 30%
3. Typ 0092-30%

Opis:

W badanym osadzie czynnym wyraźnie zmalała liczba bakterii nitkowatych. W przestrzeniach pomiędzy kłaczkami obserwuje się fragmenty nitek w trakcie obumierania. Jedynie w niektórych kłaczkach spotykane są jeszcze skłębione nitki *Microthrix parvicella*. W związku z tym proponuje się kontynuować dozowanie jonów glinu do uzyskania całkowitej fragmentacji bakterii. Dzięki temu uniknie się powtórzonego ich namnażania.

Zaleca się:

- Systematycznie usuwać osad nadmierny,
- Unikać dopływu substancji hydrofobowych,
- Utrzymywać stężenie tlenu na poziomie nie mniejszym niż 2,5 mg/l,
- Kontynuować dozowanie preparat PAX 18.

PRACOWNIA BIODOKŁADÓW
•BIOM•
dr Mariola Bączek
SPECJALISTA - BIOLOG



Zdjęcie 4. Efekt stosowania PAX-18. Powierzchnia osadnika wtórnego bez flotu.

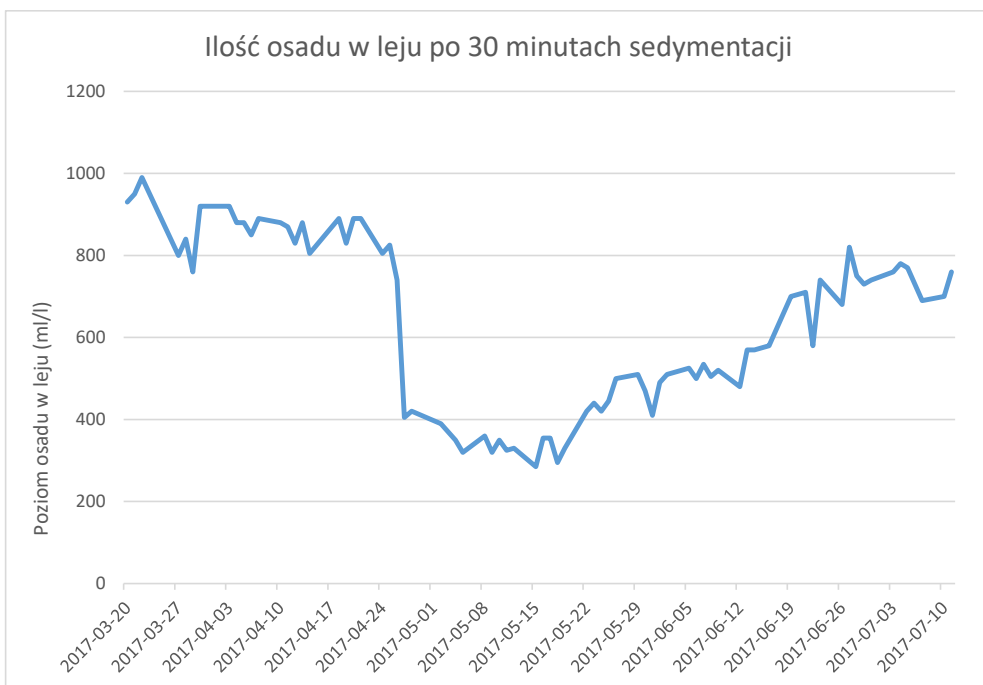


Wykres 1

Jak pokazuje wykres 1, indeksy osadowe po zastosowaniu PAX-18 obniżyły się z około 220 cm³/g s. m. do około 70 cm³/g s. m. Po miesiącu od zaprzestania stosowania PAX-18 indeksy osadowe zaczęły rosnąć, po pierwszym miesiącu do około 140 cm³/g s. m. a po upływie kolejnego miesiąca do około 200 cm³/g s. m. Według własnej oceny jakości mikrobiologicznej osadu czynnego stwierdzamy stopniowe namnażanie się bakterii nitkowatych w osadzie. Zaczyna budować się flot na reaktorach i na osadnikach wtórnych. Mechanizm odbioru floty na osadnikach wtórnych jest jednak jeszcze wystarczająco wydolny do jego odebrania z powierzchni osadników.

Wykres 2 obrazuje przebieg w czasie rozkładu sedymentacji osadu w leju. Przed stosowaniem PAX-18 poziom osadu w leju po 30 minutach sedymentacji wynosił około 950 ml/l. W wyniku dawkowania PAX-18 poziom ten spadł do około 300 ml/l. W dwa miesiące po zaprzestaniu dawkowania PAX-18 poziom osadu wzrósł do około 750 ml/l.

Rozpatrywane pod tym kątem zmiany kondycji osadu, w odróżnieniu od zmian indeksu osadowego, pełniej obrazują utrzymanie się pozytywnego wpływu dawkowania PAX-18 na pracę osadników wtórnych. Wysokość sklarowanej warstwy osadu wzrosła z około 50 ml/l przed dawkowaniem PAX-18 do 250 ml/l w dwa miesiące po zakończeniu dawkowania. Wyższa warstwa klarownych ścieków w osadnikach wtórnych gwarantuje ich bardziej stabilną pracę.



Wykres 2

|||||

POSZUKIWANIA NAJKORZYSTNIEJSZEGO ROZWIĄZANIA MIEJSKIEJ OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW

|||||

Piotr Marczykowski

Marcin Martyniuk

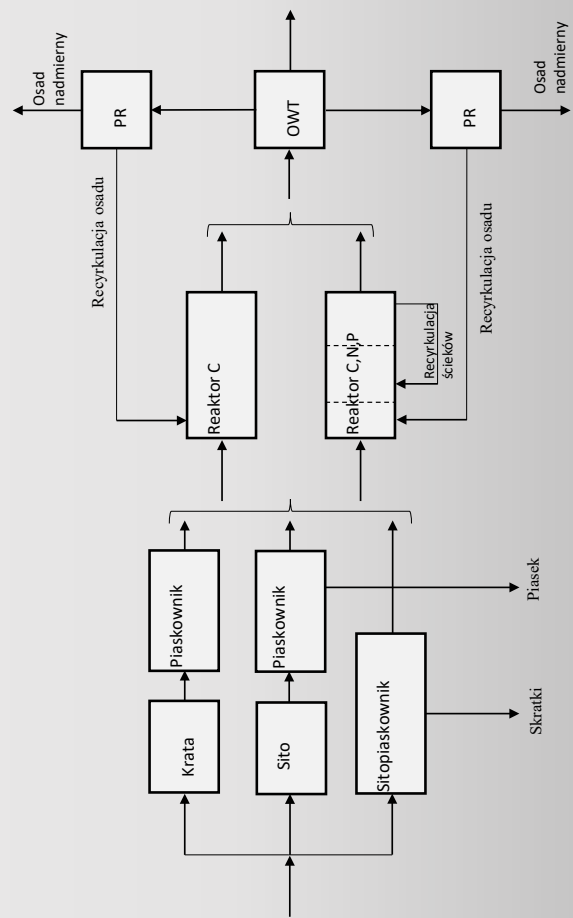
Politechnika Warszawska

Współpraca merytoryczna – Zbigniew Heidrich

Rozważane warianty miejskiej oczyszczalni ścieków

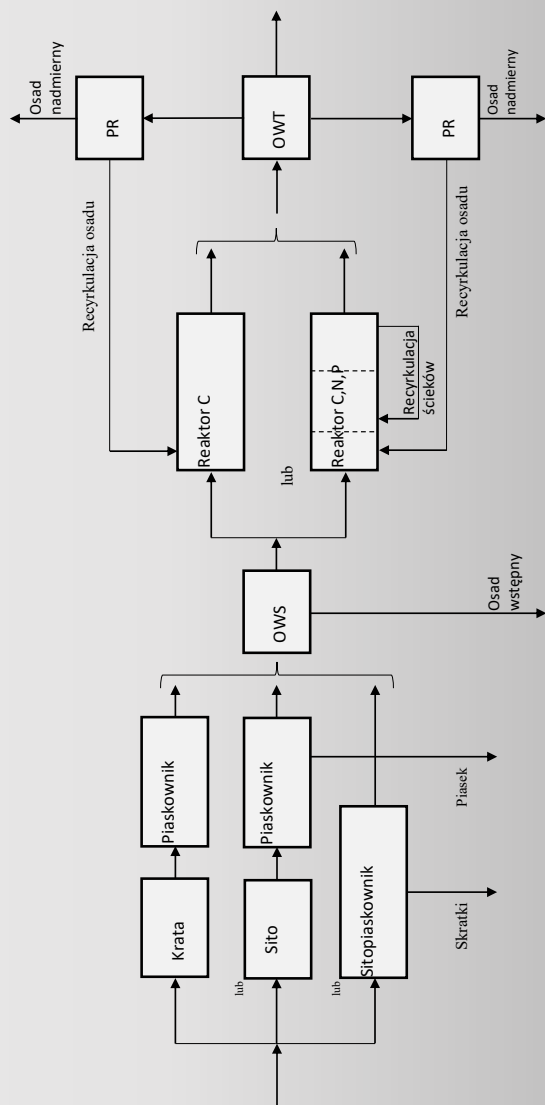
Wariant A

Bez osadnika wstępnego



Wariant B

Z osadnikiem wstępnym, o różnym czasie zatrzymania ($t_z = 1,0 \div 2,0h$)



Dane wyjściowe do analizy

A. Ilość ścieków

- $Q_{dśr} = q_{dśr} \cdot M \text{ [m}^3/d\text{]} ; q_{dśr} = 0,15 \text{ [m}^3/M \cdot d\text{]}$
- $Q_{hmax} = \frac{1}{10} \cdot Q_{dśr} \text{ [m}^3/h\text{]}$

B. Ładunki i stężenia

- $L_x = S_x \cdot M \text{ [kg/d]};$

$S_x \text{ [g/M} \cdot d\text{]} - \text{wg. badań z roku 2015}$
 ("Gaz, Woda i Technika Sanitarna nr. 6/2016)

- $BZT_5 = 78 \text{ [g/M} \cdot d\text{]}$
- $ChZT = 165 \text{ [g/M} \cdot d\text{]}$
- $Zaw.ogólna = 74 \text{ [g/M} \cdot d\text{]}$
- $Azot\ ogólny = 14,2 \text{ [g/M} \cdot d\text{]}$
- $Fosfor\ ogólny = 2 \text{ [g/M} \cdot d\text{]}$

- $S_x = S_x/q_{dśr} \text{ [g/m}^3\text{]}$

Wymagania dotyczące jakości ścieków oczyszczonych, wg rozporządzenia M.Śr. Z 2014r

Zakres liczby mieszkańców	Dopuszczalne stężenie zanieczyszczeń [g/m^3]			
	BZT ₅	Zawiesina ogólna	Azot ogólny	Fosfor ogólny
1000	40	50	nl	nl
2000	25	35	nl	nl
2000-9999	25	35	nl	nl
10000-14999	25	35	15	2
15000-50000	25	35	15	2

Efekty oczyszczania

- **Założenie podstawowe** → wymagane jest usuwanie związków węgla organicznego dla $M \leq 10000$ (C) oraz usuwanie związków węgla, organicznego, azotu i fosforu dla $M > 10000$ (CNP)
- **Jakość ścieków dopływających do oczyszczalni** : $BZT_5 = 520 [g/m^3]$ $ChZT=1100 [g/m^3]$, zawiesina. ogólna = $493 [g/m^3]$, azot ogólny= $95 [g/m^3]$, fosfor ogólny= $13,3 [g/m^3]$
- **Efekty oczyszczania w osadnikach wstępnych (wg G. Tchobanoglousa)**

w odniesieniu do BZT_5

$$\eta_{BZT_5} = \frac{t_z}{0,018+0,02t}$$

$t_z [h]$	1,0	1,5	2,0
$\eta_{BZT_5} [\%]$	26,3	31,2	34,5

w odniesieniu do zawiesiny ogólnej

$$\eta_{ZO} = \frac{t_z}{0,0075+0,014t_z}$$

$t_z [h]$	1,0	1,5	2,0
$\eta_{ZO} [\%]$	46,5	52,6	56,3

$$\eta_{N_{og}} = \eta_{P_{og}} \approx 10\%$$

Efekty odniesione do wstępnego chemicznego oczyszczania

Wg KEMIPOL-u (Jasina D. Strącanie wstępne. Dlaczego ciągle aktualne? Dźwierzyno, wrzesień 2016

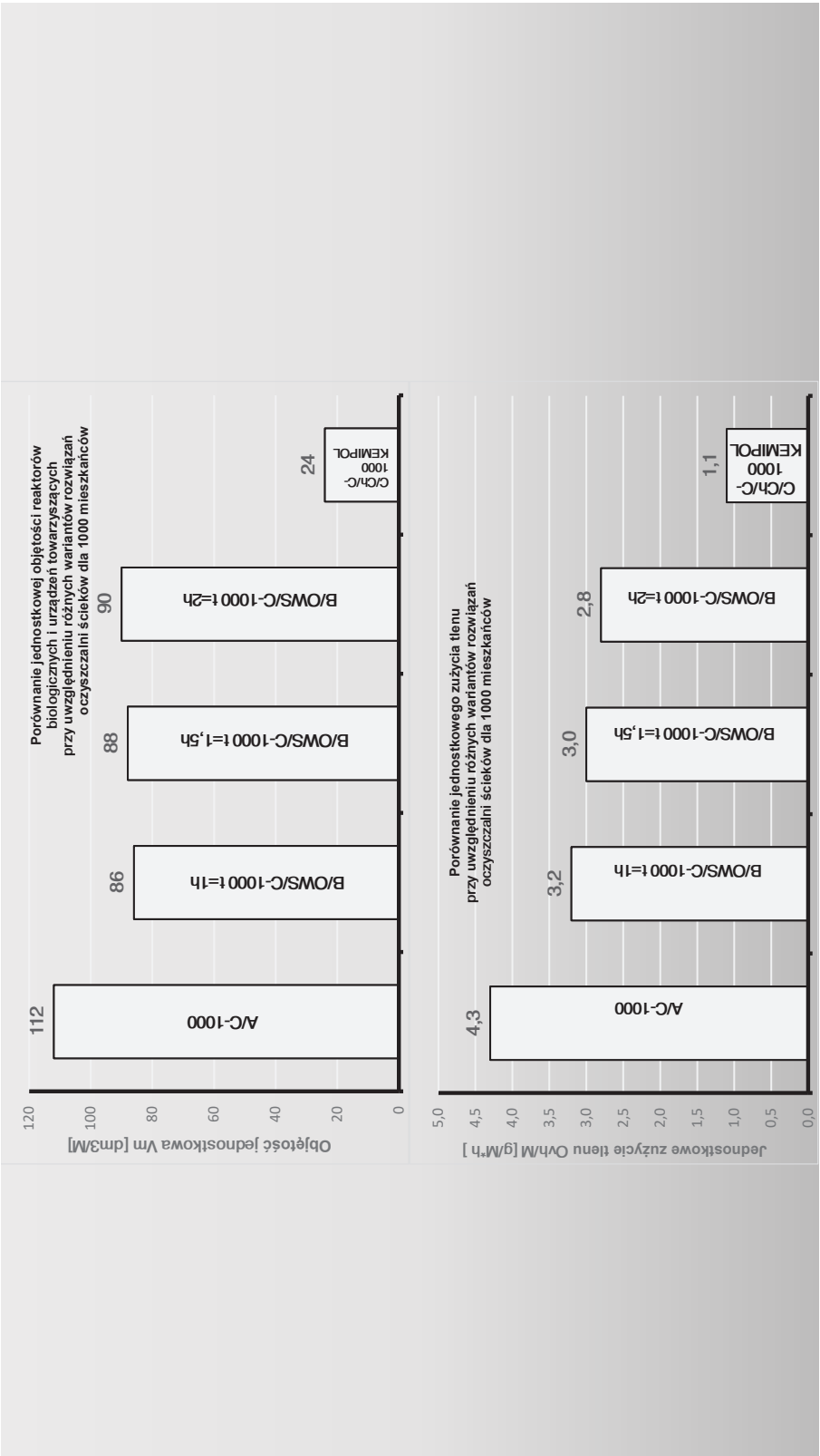
BZT₅	≈ 75%
zaw. ogólna	≥ 90%
azot ogólny	≈ 25%
fosfor ogólny	≥ 90%

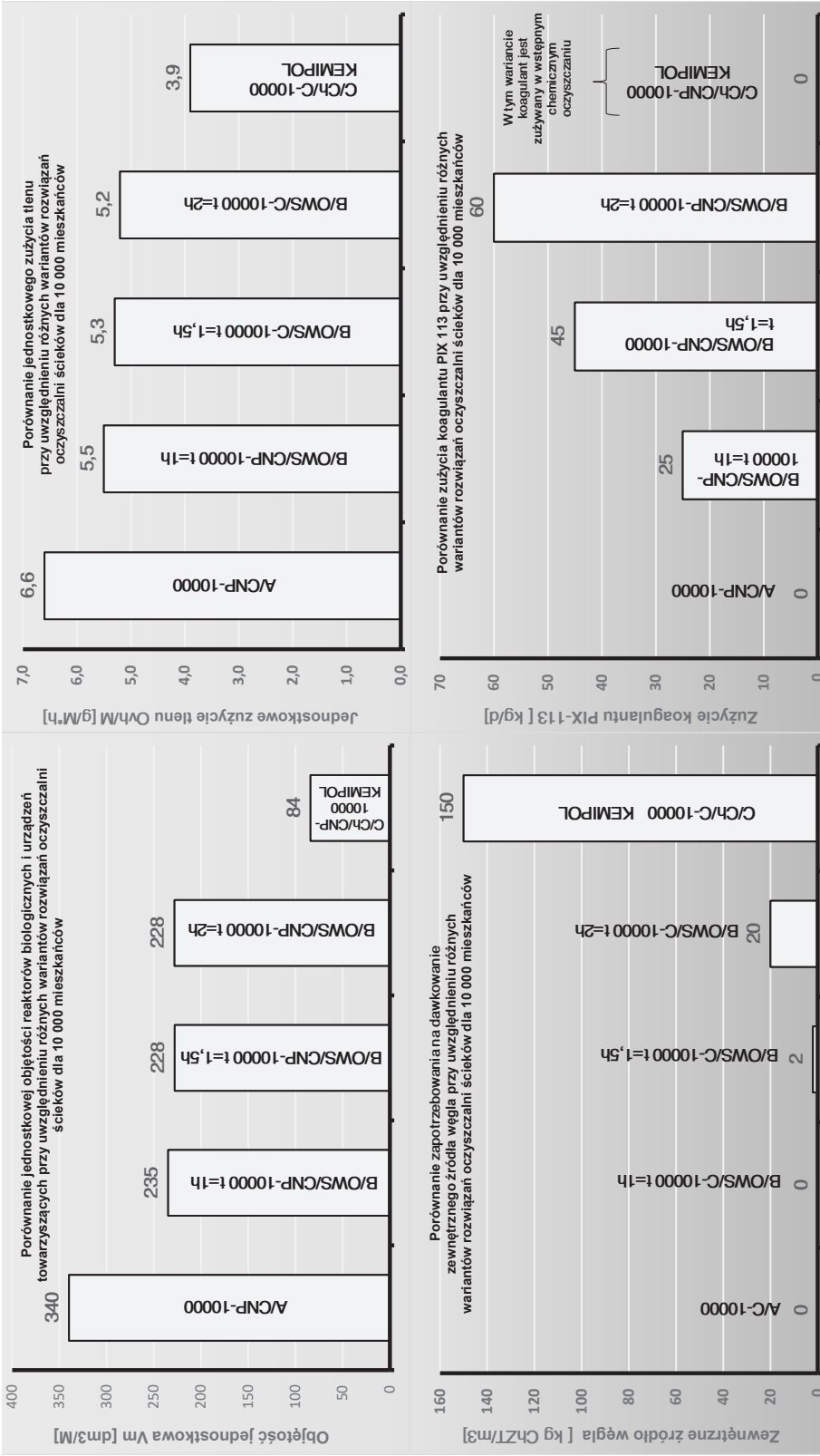
Uwaga

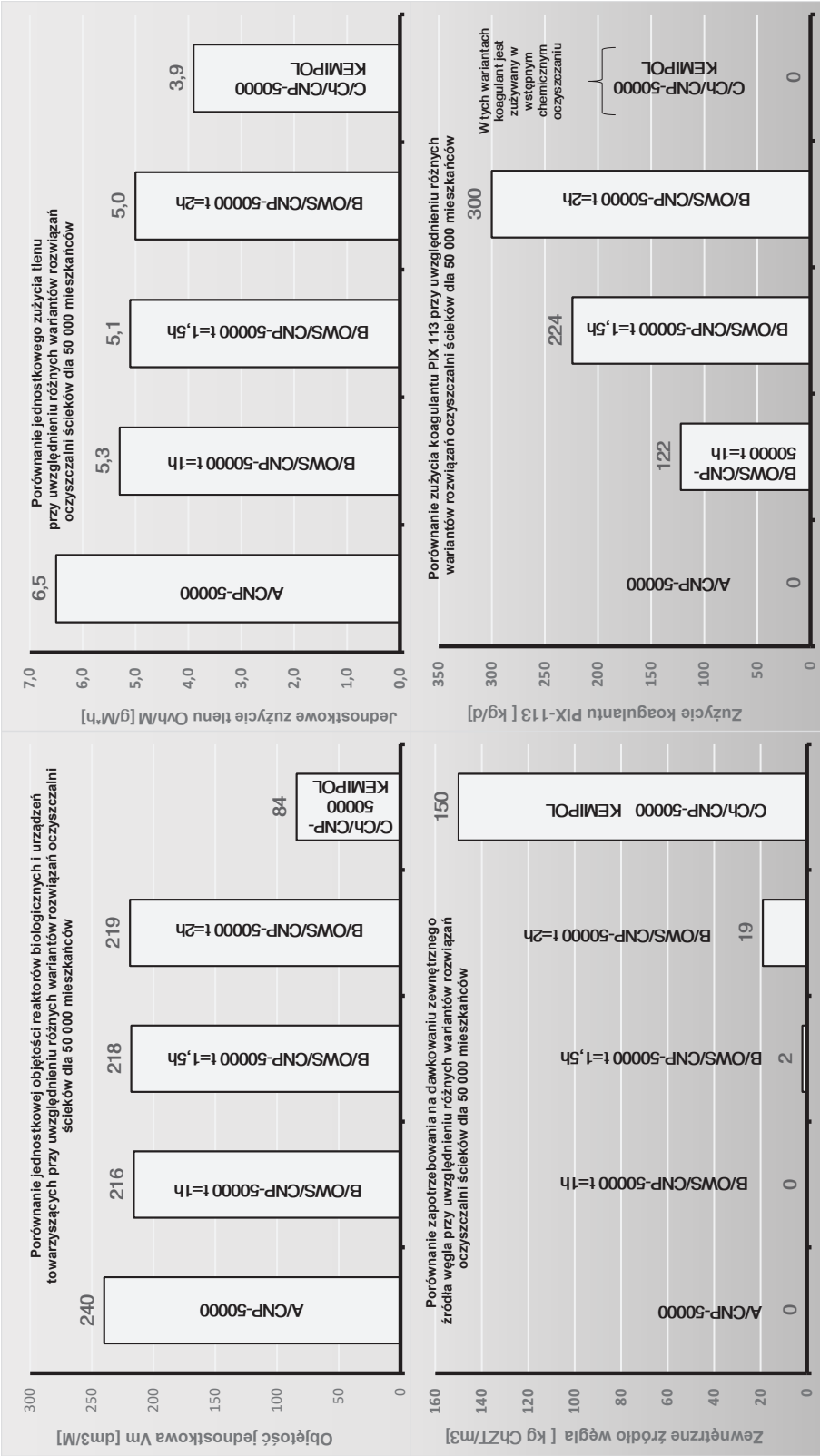
Stosując osadnik wstępny o czasie zatrzymania $t_z \geq 1,5h$, bądź też wstępne chemiczne oczyszczania konieczne jest podawanie zewnętrznego źródła węgla organicznego do komory anoksydacyjnej.

Stężenie zanieczyszczeń w ściekach dopływających do reaktora biologicznego

	A/CNP	B/OWS/CNP ($t_z=1,0h$)	B/OWS/CNP ($t_z=1,5h$)	B/OWS/CNP ($t_z=2,0h$)	C/Ch/CNP- KEMIPOL
<i>BZT₅</i>	520	382	359	341	130
Zaw.Og.	493	264	235	215	49
Azot Og.	95	87,1	87,1	87,1	71
Fosfor Og.	13,3	12,3	12,3	12,3	1,3







Jednostkowa sucha masa osadu [$g_{s,m}/M \cdot d$]					
	A/C-1000	B/OWS/C-1000 t = 1,0h	B/OWS/C-1000 t = 1,5h	B/OWS/C-1000 t = 2,0h	C/Ch/C-1000 KEMPOL
wstępny	-	34,4	38,9	41,7	76,5
nadmierny	85,0	54,0	49,0	46,0	15,0
razem	85,0	88,4	87,9	87,7	91,5
	A/CNP- 10000	B/OWS/CNP-10000 t=1,0h	B/OWS/CNP-10000 t=1,5h	B/OWS/CNP-10000 t=2,0h	C/Ch/CNP-10000 KEMPOL
wstępny	-	34,4	38,9	41,7	76,5
nadmierny	73,9	46,7	42,8	40,9	14,7
razem	73,9	81,1	81,7	82,6	91,2
	A/CNP- 50000	B/OWS/CNP-50000 t=1,0h	B/OWS/CNP-50000 t=1,5h	B/OWS/CNP-50000 t=2,0h	C/Ch/CNP-50000 KEMPOL
wstępny	-	34,4	38,9	41,7	76,5
nadmierny	78,6	46,7	43,2	41,4	14,7
razem	78,6	81,1	82,1	83,1	91,3

Wstępne rozważania dotyczące poszukiwania najwłaściwszego rozwiązania oczyszczalni, zarówno na etapie budowy nowej oczyszczalni, jak i rozbudowy lub modernizacji konieczne jest uwzględnienie wariantów różniących się oczyszczaniem wstępnym ze szczególnym uwzględnieniem oczyszczania chemicznego.

Wprowadzenie „chemii” do układu oczyszczania spowoduje ok. 75% zmniejszenie objętości reaktorów biologicznych oraz jednocześnie spowoduje konieczność dawkowania nie tylko koagulantu ale również zewnętrznego źródła węgla. Zastosowanie „chemii” spowoduje istotne obniżenie zużycia energii elektrycznej

W każdym przypadku konieczne jest wykonanie analizy techniczno-ekonomicznej z uwzględnieniem nakładów inwestycyjnych i kosztów eksploatacji

TECHNOLOGIE STOSOWANE NA ZWIEDZANYCH OBIEKTACH

|||||

CENTRALNA OCZYSZCZALNIA ŚCIEKÓW – TECHNOLOGIA OCZYSZCZANIA ŚCIEKÓW I PRZERÓBK OSADÓW

|||||

Paulina Mizerna-Nowotna

Przemysław Olejniczak

AQUANET Poznań



COŚ

Rys historyczny

1975 – pozwolenie na budowę Centralnej Oczyszczalni Ścieków,

1987 – Oczyszczalnia oddana do eksploatacji (kraty, piaskowniki, 4 osadniki wstępne i wylot do rz. Warty),

1989 – oddanie do eksploatacji 2 WKF-ów z maszynownią i stacji mechanicznego odwadniania osadu na wirówce,

2001 – modernizacja Oczyszczalni; modernizacja części mechanicznej i osadowej, rozbudowa o część biologiczną,

2001 – zakończenie I etapu hermetyzacji obiektów najbardziej uciążliwych zapachowo:

- Zagęszczacze osadów,
- Stacja zagęszczania osadów,
- Stacja odwadniania osadów,
- Kanały dopływowe do Oczyszczalni,

AQUANET

2006 – zakończenie II etapu hermetyzacji głównych źródeł emisji odorów:

- Kanały międzyobektowe
- Zbiorniki uśredniające
- Piaskowniki

2008 – uruchomienie Stacji Termicznego Suszenia Osadów

2010 – całkowity wywóz osadu z placu tymczasowego składowania
(ok. 600 tys. ton)

2013 – 2015 – hermetyzacja osadników wstępnych

AQUANET

Oczyszczanie mechaniczne

Kraty rzadkie (40 mm): Kraty gęste (6 mm):

Ilość: 3 szt.

Ilość: 6 szt.

Rola: usuwanie części stałych niesionych ze ściekami



Piaskowniki:

Ilość: 6 szt.

Rola: usuwanie części mineralnych niesionych ze ściekami



Osadniki wstępne:

Ilość: 4 szt.

Średnica: 52 m

Rola: oddzielenie zawiesiny w procesie sedymentacji



AQUANET

Oczyszczanie biologiczne

Bioreaktory

Ilość: 6 szt.

Objętość: 25 000 m³ każdy

Rola: usuwanie związków węgla, azotu i fosforu w procesie osadu czynnego



Osadniki wtórne:

Ilość: 6 szt.

Średnica: 60 m

Rola: klarowanie ścieków po oczyszczeniu biologicznym



AQUANET

Efekt oczyszczania ścieków



AQUANET

Oczyszczanie biologiczne

Bioreaktory

Ilość: 6 szt.

Objętość: 25 000 m³ każdy

Rola: usuwanie związków węgla, azotu i fosforu w procesie osadu czynnego



Osadniki wtórne:

Ilość: 6 szt.

Średnica: 60 m

Rola: klarowanie ścieków po oczyszczaniu biologicznym



AQUANET

Efekt oczyszczania ścieków



AQUANET

Ciąg osadowy

Zagęszczacze grawitacyjne:

Ilość: 2 szt.

Średnica: 30 m

Rola: zagęszczanie grawitacyjne osadów wstępnych (po osadnikach wstępnych)



Zagęszczarki mechaniczne:

Ilość: 5 szt.

Wydajność: 85 m³/h

Rola: zagęszczanie mechaniczne osadów nadmiernych (po osadnikach wtórnych)



AQUANET

Ciąg osadowy

Komory fermentacyjne WKF:

Ilość: 6 szt.

Objętość: 5 000 m³/1WKF

Rola: stabilizacja osadu, produkcja biogazu (śr. 16tys. m³/d)



AQUANET

Ciąg osadowy

Prasy taśmowe:

Ilość: 6 szt.

Wydajność: 10-20 m³/h

Rola: pozbowienie osadu możliwie największej ilości wody



Wirówki dekantacyjne:

Ilość: 2 szt.

Wydajność: 70 m³/h

Rola: pozbowienie osadu możliwie największej ilości wody



AQUANET

Zagospodarowanie osadu



AQUANET

Stacja Termicznego Suszenia Osadu (STSO):

Ilość linii suszarniczych: 3 szt.

Zdolność odparowania wody: 3 050 kgH₂O/h/1 linię

Rola: zmniejszenie objętości osadu, sprostanie przepisom unijnym, higienizacja osadu, likwidacja tymczasowego placu składowego, nowe możliwości zagospodarowania (wykorzystanie walorów energetycznych)



AQUANET

Gospodarka gazowa

Gazogeneratory:

Ilość: 3 szt.

Moc: 1 MW ee

Rola: produkcja energii elektrycznej z biogazu,

Efekt: 50 % zapotrzebowania w EE na COŚ



AQUANET

Sterowanie i nadzór nad procesem oczyszczania ścieków



AQUANET

PROGRAM OGRANICZENIA EMISJI ODORÓW Z TERENU ŁÓŚ

AQUANET

PRZYCZYNY PROBLEMU

1. Lokalizacyjne

- Bliskie sąsiedztwo osiedli mieszkaniowych
- Brak możliwości izolacji oczyszczalni od otoczenia



2. Prawne

- Brak regulacji prawnych w zakresie emisji odorów

3. Techniczne

- Stan wiedzy na temat odorów...

AQUANET

PROGRAM OGRANICZENIA EMISJI ODORÓW Z OBIEKTÓW AQUANET

2011 r.

- powołanie zespołu ds. ograniczenia emisji odorów z obiektów Spółki AQUANET tzw. „Grupa odorowa”,
- opracowano „Program ograniczenia emisji odorów z obiektów AQUANET”

2011 r. 2017 r.

W ramach „Programu ...” realizujemy projekty:

- inwestycyjne
- badawcze
- tzw. działania bieżące
- społeczne

AQUANET

NAJWIĘKSZE ŹRÓDŁA ODORU ...



1. POLETKA OSADOWE
2. STACJA TERMICZNEGO SUSZENIA OSADU
3. OSADNIKI WSTĘPNE



AQUANET

Ad. 1 Usunięcie całości przefermentowanego osadu z poletek osadowych



AQUANET

Ad. 2 Modernizacja wyrzutu powietrza z biofiltra STSO

Podstawa działań:

1. Koncepcja modernizacji wyrzutu powietrza z filtra biologicznego instalacji suszenia osadów, F. Cybichowski, maj 2012
2. Analiza rozprzestrzeniania się odorów z STSO, ZUT, maj 2012

STRUMIEŃ ODCIĄGANEGO POWIETRZA:

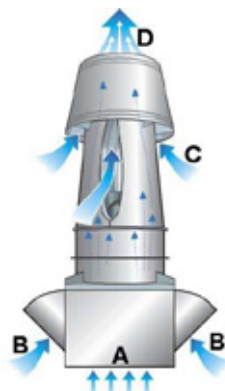
15 000 m³/h

CAŁKOWITY STRUMIEŃ WYRZUCANEGO
POWIETRZA:

50 256 m³/h

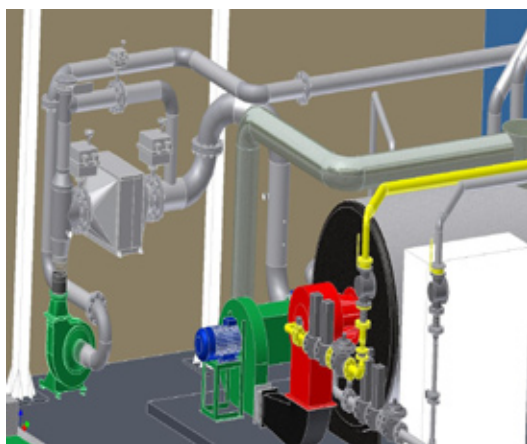
EFEKTYWNA WYSOKOŚĆ EMITORA:

41 m



AQUANET

Ad.2 Instalacja do utylizacji powietrza odorowego w kotłach gazowych w obiekcie STSO



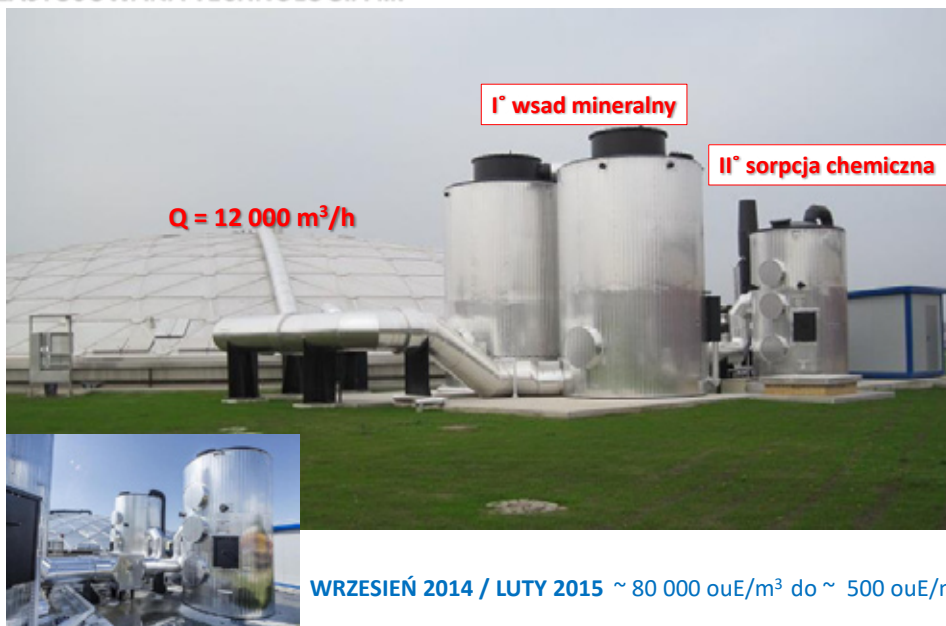
AQUANET

Ad. 3 Hermetyzacja osadników wstępnych



AQUANET

ZASTOSOWANA TECHNOLOGIA



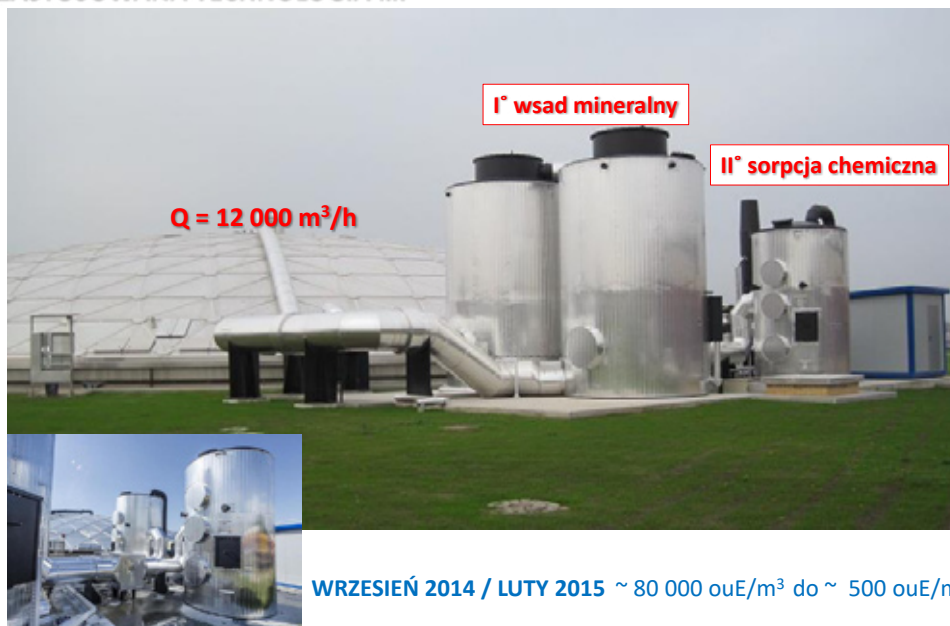
AQUANET

|||||

AQUANET Poznań



ZASTOSOWANA TECHNOLOGIA



WRZESIEŃ 2014 / LUTY 2015 ~ 80 000 ouE/m³ do ~ 500 ouE/m³

AQUANET

1943 - 1948 r.

Pierwsza modernizacja Lewobrzeżnej Oczyszczalni Ścieków.

Przebudowa pozwoliła na zwiększenie przepustowości z 16 000 m³/d na 60 000 m³/d.

Rozpoczęto tzw. pełne oczyszczanie ścieków metodą mechaniczną, łącznie z fermentacją metanową osadów ściekowych.

2006 - 31.12.2009 r.

Trzecia i najbardziej rozbudowana modernizacja LOŚ prowadzona przez Konsorcjum firm P.I.B. Hydrobudowa 9 S.A. - Lider Konsorcjum, oraz PBG S.A. - Partner Konsorcjum. Autorem Projektu Budowlanego i Wykonawcą jest BP AQUA.

1968 - 1972 r.



Kolejna przebudowa, w trakcie której zmodernizowano osadniki wstępne oraz istniejące cztery Zamknięte Komory Fermentacyjne.

AQUANET

Oczyszczanie mechaniczne

Kraty panelowo-taśmowe (80 mm):

Ilość: 3 szt.

Rola: usuwanie części stałych niesionych ze ściekami



Piaskowniki:

Ilość: 2 szt.

Rola: usuwanie części mineralnych niesionych ze ściekami



Osadniki wstępne:

Ilość: 4 szt.

Objętość czynna 1 osadnika: 930 m³

Rola: oddzielenie zawiesiny w procesie sedymentacji



AQUANET

Oczyszczanie biologiczne

Bioreaktory

Ilość: 4 szt.

Objętość: ok. 20 000 m³ każdy

Rola: usuwanie związków węgla, azotu i fosforu w procesie osadu czynnego



Osadniki wtórne:

Ilość: 2 szt.

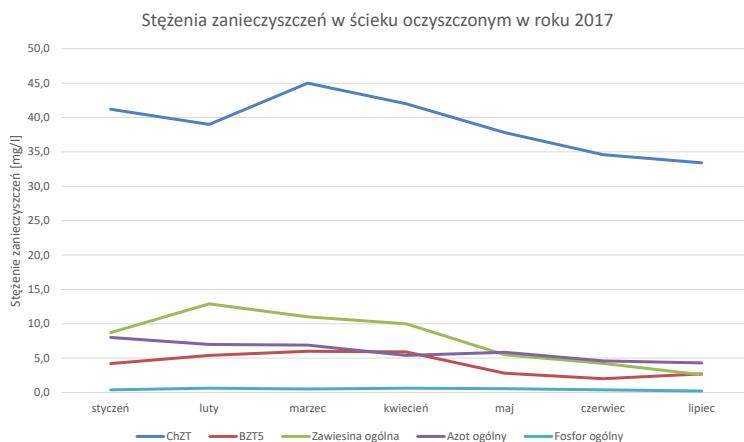
Średnica: 47 m

Rola: klarowanie ścieków po oczyszczeniu biologicznym



AQUANET

Efekt oczyszczania ścieków



AQUANET

Stacja ścieków dowożonych

Ilość: 2 stanowiska zrzutu
(średnio ścieków
dowożonych przyjmujemy
ok. 11 000 m³/miesiąc)

Rola: możliwość przyjęcia
ścieków dowożonych
taborem asenizacyjnym i
wstępne ich mechaniczne
oczyszczenie



AQUANET

Ciąg osadowy

Zagęszczacze grawitacyjne:

Ilość: 2 szt.

Średnica: 13,5 m **Wysokość:** 6,8 m

Rola: zagęszczanie grawitacyjne osadów wstępnych (po osadnikach wstępnych)



Zagęszczarki mechaniczne:

Ilość: 2 szt.

Wydajność: 85 m³/h (max 90 m³/h)

Rola: zagęszczanie mechaniczne osadów nadmiernych (po osadnikach wtórnych)



AQUANET

Ciąg osadowy

Komory fermentacyjne ZKF:

Ilość: 2 szt.

Objętość: 6 300 m³/1 ZKF

Rola: stabilizacja osadu, produkcja biogazu (śr. 6 000 m³/d)



Osad przefermentowany tłoczony jest na Centralną Oczyszczalnię Ścieków rurociągiem pod rzeką Wartą, odwadniany i zagospodarowywany wraz z osadem produkowanym na COŚ.

AQUANET

Gospodarka gazowa

Agregaty prądotwórcze:

Ilość: 3 szt.

Moc: 0,54 MW ee

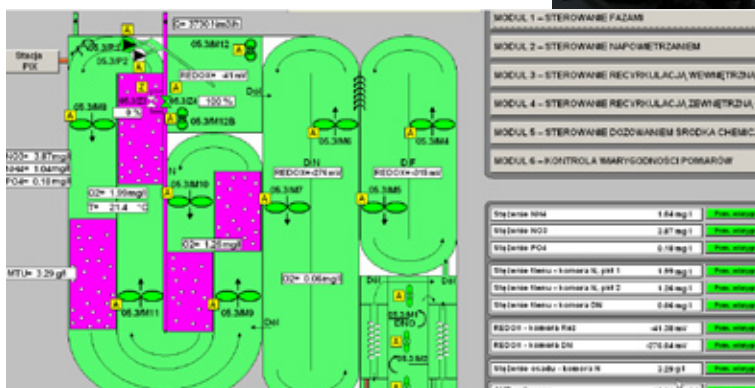
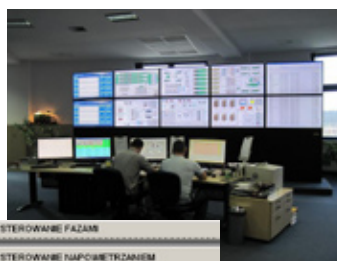
Rola: produkcja energii elektrycznej z biogazu,

Effekt: 60 -70 % zapotrzebowania w EE na LOŚ



AQUANET

Sterowanie i nadzór nad procesem oczyszczania ścieków



AQUANET

PROGRAM OGRANICZENIA EMISJI ODORÓW Z TERENU ŁÓŚ

AQUANET

PRZYCZYNY PROBLEMU

1. Lokalizacyjne:

- bliskie sąsiedztwo osiedli mieszkaniowych
- brak możliwości izolacji obiektu od otoczenia



2. Prawne

- brak regulacji prawnych w zakresie emisji odorów

3. Techniczne

- stan wiedzy na temat odorów



AQUANET

PROGRAM OGRANICZENIA EMISJI ODORÓW Z OBIEKTÓW AQUANET

2011 r.

- powołanie zespołu ds. ograniczenia emisji odorów z obiektów Spółki AQUANET tzw. „Grupa odorowa”,
- opracowano „Program ograniczenia emisji odorów z obiektów AQUANET”
w szczytowym momencie „Program ...” : obejmował 28 projektów
angażował 13 prowadzących projekty

2011 r. 2017 r.

W ramach „Programu ...” realizujemy projekty:

inwestycyjne
badawcze
tzw. działania bieżące
społeczne

AQUANET

W RAMACH „PROGRAMU ...”



... wykonaliśmy szereg czynności eksploatacyjnych, m.in.:

- wspólne czerpnie powietrza dla bioreaktorów, zagęszczaczy osadu, zbiornika mieszania osadów zagęszczonych;
- montaż regulatorów przepływu powietrza z bioreaktorów oraz budynku stacji ścieków dowożonych;
- uszczelnienie zastawek na kanałach doprowadzających ścieki w budynku hali krat;
- modernizacja instalacji do oczyszczania powietrza z obiektów najbardziej uciążliwych zapachowo;
- modernizacja komór nawilżania w biofiltrach;

AQUANET

NAJWIĘKSZE ŹRÓDŁO ODORU ...



BIOFILTR ob. nr 55.4

Lokalizacja – LOŚ

Wydajność – 1 100 m³/h

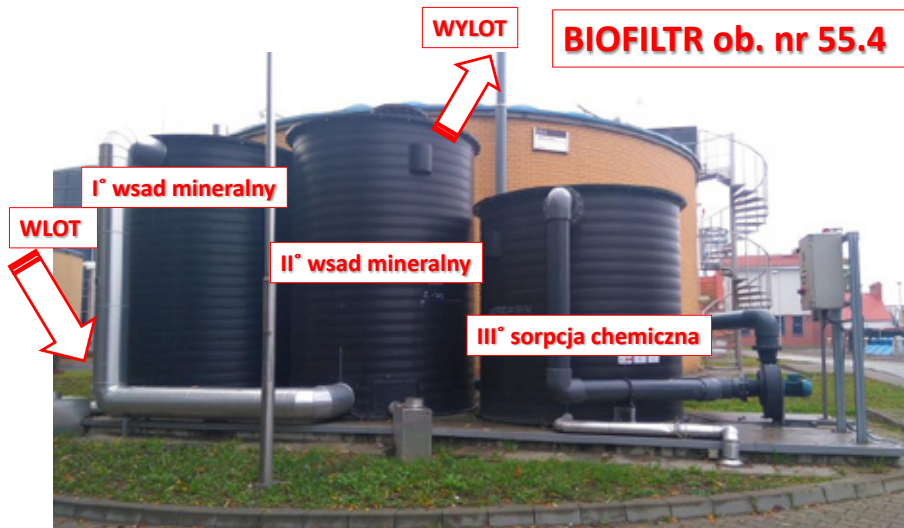
Źródło – zagęszczacz osadu

Stężenie zanieczyszczeń



AQUANET

ZASTOSOWANA TECHNOLOGIA

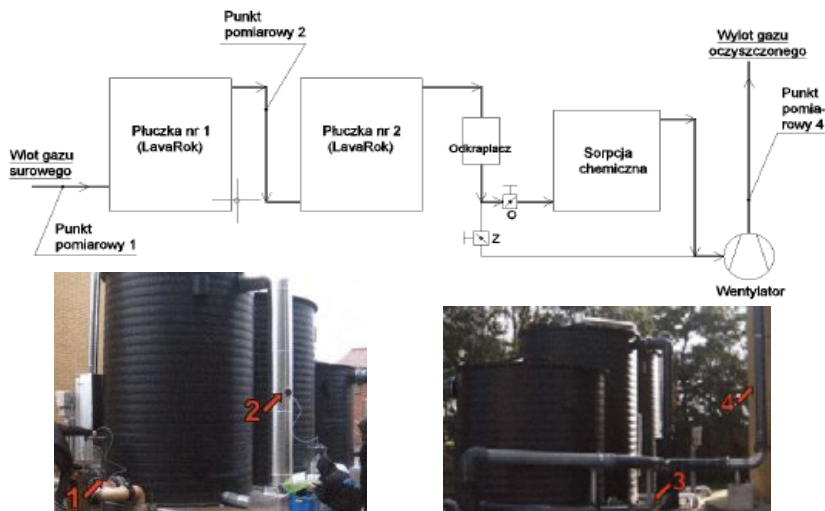


Zmodernizowana instalacja uruchomiona w czerwcu 2012 r.

AQUANET

SKUTECZNOŚĆ ZASTOSOWANEJ METODY OCZYSZCZANIA POWIETRZA ...

BADANIA OLFAKTOMETRYCZNEJ SKUTECZNOŚCI DZIAŁANIA INSTALACJI



AQUANET

SKUTECZNOŚĆ ZASTOSOWANEJ METODY OCZYSZCZANIA POWIETRZA ...

BADANIA OLFAKTOMETRYCZNEJ SKUTECZNOŚCI DZIAŁANIA INSTALACJI



wykonawca – ZUT (PZJP)

I. PAŹDZIERNIK 2012

1. 792 529 ouE/m³
2. 37 311 ouE/m³
3. 2 417 ouE/m³
4. **115 ouE/m³**

II. PAŹDZIERNIK 2014

1. 162 195 ouE/m³
2. 960 ouE/m³
3. 318 ouE/m³
4. **12 ouE/m³**

PN-EN 13725

„Jakość powietrza – oznaczenie stężenia zapachowego metodą olfaktometrii dynamicznego”

AQUANET

ŹRÓDŁO ODORU ...



zbiornik ścieków dowożonych

Kolejnym źródłem odorów na LOŚ była stacja zlewca ścieków dowożonych. W celu wyeliminowania wysokich stężeń H_2S w zbiorniku ścieków dowożonych – rozpoczęto dawkowanie osadów żelazistych z SUW. W trakcie dozowania osadów z SUW zaobserwowano spadek stężenia zanieczyszczeń kierowanych do oczyszczenia na biofiltr oczyszczający powietrze m.in. ze stacji zlewczej.



biofiltr powierzchniowy ob. nr 55.3

AQUANET

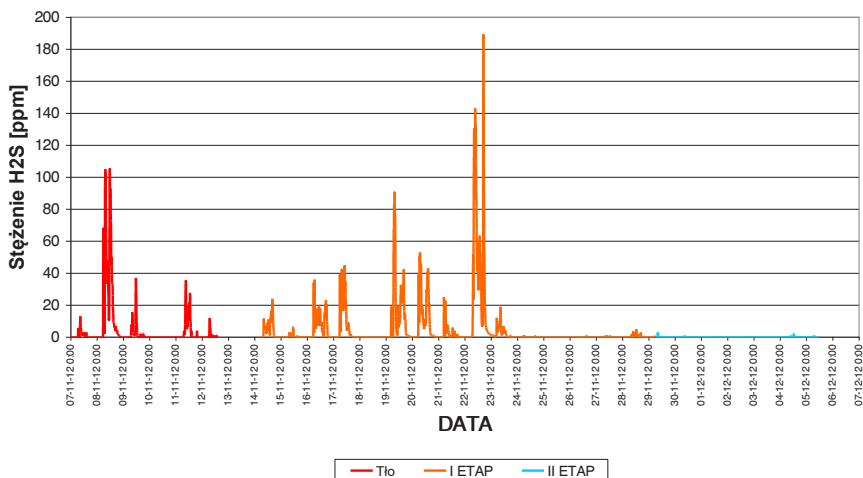
ZASTOSOWANA TECHNOLOGIA



AQUANET

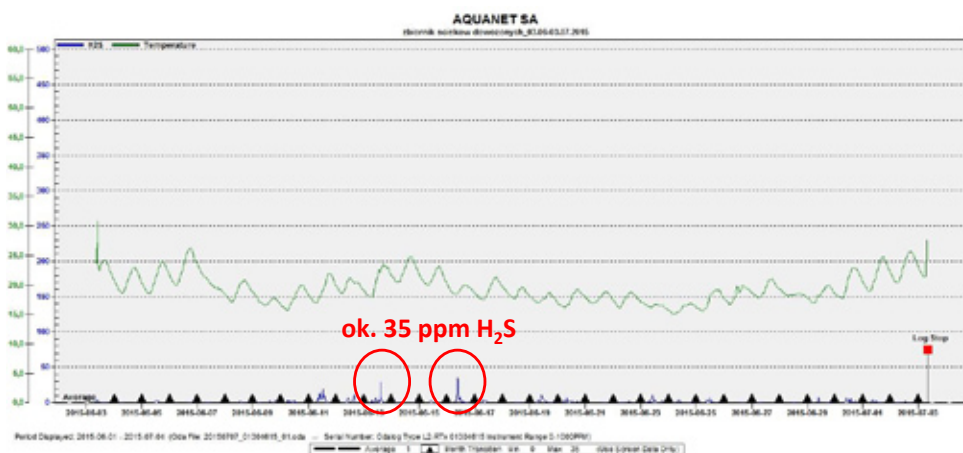
SKUTECZNOŚĆ ZASTOSOWANEJ METODY OCZYSZCZANIA POWIETRZA ...

ZBIORNIK ŚCIEKÓW DOWOŻONYCH



AQUANET

SKUTECZNOŚĆ ZASTOSOWANEJ METODY OCZYSZCZANIA POWIETRZA ...



AQUANET

**KOAGULANTY/POLIMERY
– DOŚWIADCZENIA PRAKTYCZNE
KEMIPOLU**

Zarówno emulsje jak i polimery proszkowe aby ich skuteczność była maksymalna muszą być prawidłowo składowane. Do najważniejszych parametrów, do których powinniśmy się dostosować są:

- Pomieszczenie przeznaczone na magazyn musi być suche
- Temperatura powinna być w zakresie 5 – 35 °C

W przypadku emulsji bezwzględnie trzeba unikać przemrożenia czyli do minimum ograniczyć czas pomiędzy rozładunkiem z samochodu a ostatecznym miejscem przetrzymywania.

Kolejną ważną sprawą jest stosowanie przy pobieraniu z magazynu produktów reguły FIFO – First In First Out. Jako pierwsze zużywamy te produkty, które były dostarczone najszybciej (najdawniej) a nie te, które znajdują się na początku naszego składu.

Polimery, w większości wypadków, aby można było użyć na docelowej instalacji muszą zostać przekształcone w formę gotowego roztworu. Do tego



Fot. 1. Stacja do przygotowywania roztworu z polimerów proszkowych



Fot. 2. stacja do przygotowywania roztworów polimerów emulsyjnych:

służą stacje roztwarzania. Na zdj. 1 i 2 przykłady stacji będących w ofercie koncernu Kemira do polimerów proszkowych jak i emulsji.

Podstawowe zasady przygotowywania roztworów flokulantów.

W stacji roztwarzania polimerów stężenia roztworów roboczych powinny zawierać się w przedziałach:

- Dla anionowych polimerów 0,2 – 0,4%. Absolutne maksimum to 0,5%
- Dla kationowych polimerów 0,2 – 0,4%. Absolutne maksimum to 0,5%

Roztwory o takich stężeniach mogą być następnie wtórnie rozcieńczane za pomocą najlepszej dostępnej wody na obiekcie. Istotnym czynnikiem w procesie przygotowywania polimerów do użycia jest woda, której będziemy używać.

Parametry wody do przygotowywania roztworów polimerów powinny być następujące:

- Woda świeża o $\text{pH} < 6$
- Dla polimerów anionowych temperatura wody powinna być w przedziale pomiędzy 20 a 60 °C
- Dla polimerów kationowych temperatura wody powinna być w przedziale pomiędzy 20 a 30 °C
- Im chłodniejsza woda tym dłużej będzie trwał proces przygotowanie roztworu
- Woda powinna być miękka, o zawartości wolnego chloru poniżej 3 ppm

Prawidłowo przygotowany roztwór jest lekko mętny, bez piany a jego odczyn jest kwaśny pH – poniżej 6. Przed bezpośrednim dozowaniem można zapewnić jeszcze dodatkowe filtrowanie roztworu, tak aby wyeliminować wszelkie ewentualne zanieczyszczenia, które mogły się pojawić. Takie cedzenie nie pomoże jeśli roztwór polimeru został niewłaściwie przygotowany.

W trakcie przygotowywania roztworu roboczego z sypkich polimerów trzeba pamiętać o tym, że proszek musi być dodawany, zwilżany przez wodę, a nie odwrotnie. Równie ważną kwestią jest zapewnienie dobrego mieszania podczas przygotowywania w zbiorniku zarobowym roztworu. Tak przygotowany flokulant nadaje się, w temperaturze pokojowej do zastosowania przez 24 godziny. Im wyższa temperatura otoczenia tym szybciej następuje dekompozycja polimeru i utrata jego właściwości.

Podczas transportowania polimerów w obrębie instalacji oraz w pobliżu stacji roztwarzającej może dojść do sytuacji, gdzie proszek bądź też emulsja znajdują się poza materiałem, w którym są magazynowane (worek, big-bag, kanister, paletopojemnik). Należy wtedy pamiętać, że w kontakcie z wodą flokulant utworzy niebezpiecznie śliską powierzchnię. Co zatem robić?

W przypadku polimerów proszkowych:

- Ustawić znak: Niebezpieczeństwo śliska powierzchnia
- Nie używać wody do usunięcia proszku
- Zebrać mechanicznie rozsypany produkt (za pomocą miotły, szuflki bądź też odkurzacza)

W przypadku emulsji:

- Ustawić znak: Niebezpieczeństwo śliska powierzchnia
- Na samym początku nie używać wody do zmycia zanieczyszczenia
- Na rozlaną emulsję nałożyć proszek adsorbujący oleje, trociny bądź też piasek
- Tak przygotowaną mieszaninę usunąć mechanicznie
- Na zakończenie za pomocą gorącej wody zmyć pozostałości



Fot. 3. Przykład rozsypania polimeru przy stacji roztwarzania

W trakcie pracy z polimerami, aby w pełni wykorzystać ich właściwości i zapobiec problemom, należy przestrzegać wyżej opisanych reguł oraz utrzymywać sprzęt przygotowujący i dozujący roztwór w prawidłowej kondycji, dokonując przeglądów i napraw.

|||||

**POMIAR I STEROWANIE ON-LINE Z PLATFORMY
KEMI**D**ATA W WYBRANYCH APLIKACJACH
I PARAMETRACH PROCESOWYCH OCZYSZCZALNI**

|||||

Paweł Miler

Kemipol Police

System oparty na platformie internetowej KemiData

pozwała na:

- zdalne monitorowanie i rejestrację poziomów reagentów w zbiornikach magazynowych
- zdalne monitorowanie i rejestrację parametrów procesowych (przepływ, temperatura, ciśnienie, pH, poziom fosforu, H₂S, i inne)
- zdalne monitorowanie, rejestrację i sterowanie układem dozującym - optymalizację dozowania reagenta np.:
 - > dawki PAX-u w celu zapobiegania puchnięciu osadu
 - > dawki PIX-u w celu utrzymywania zadanego poziomu fosforu (lub innego parametru) na wyjściu
 - > dawki Kem-Carbo w celu utrzymywania zadanego poziomu azotu na wyjściu
 - > dawki FERROX-u w celu redukcji siarkowodoru
 - > dawki dowolnego reagenta wpływającego na mierzony parametr pracy oczyszczalni.



Podstawowe dane i cechy systemu

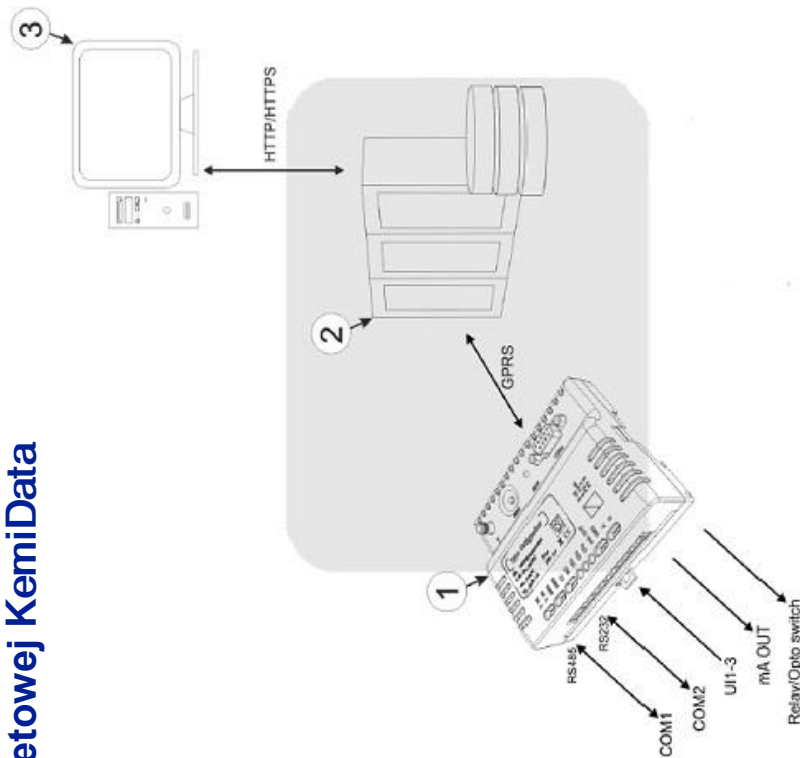
- system został wdrożony w 2015 r
- serwer KemiData - <http://87.106.167.97/>
- prosty montaż
- prosta konstrukcja
- intuicyjna obsługa
- indywidualne logowanie
- zdalna konfiguracja
- zdalne sterowanie
- transmisja danych
- rejestracja danych
- analiza zebranych danych
- wizualizacja danych
- tworzenie wydruków i raportów
- monitorowanie procesów technologicznych
- niskie koszty eksploatacji

Główne elementy platformy internetowej KemiData

1. Sterownik myDatalog z modelem telemetrycznym, ze zintegrowanym chipem SIM i programem sterującym.
Podstawowy moduł umożliwia:
 - monitorowanie poziomów lub innych parametrów technologicznych (max. 3 urządzenia pomiarowe)
 - sterowanie pompą dozującą (jedno wyjście analogowe i jedno wyjście dwustanowe).

2. Serwer KemiData z oprogramowaniem i bazą danych, do którego wartości pomiarowe są przesyłane za pomocą GPRS

3. Klient, który uzyskuje dostęp do interfejsu serwera KemiData za pomocą dowolnej przeglądarki internetowej.



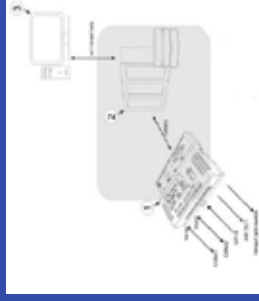
Podstawowe elementy systemu zdalnego monitoringu i sterowania



Sterownik z modulem komunikacyjnym i programem sterującym

Sonda pomiarowa

(np. głowica ultradźwiękowa, radarowa, hydrostatyczna, czujnik pojemnościowy itp.)



Serwer KemiData z bazą danych i oprogramowaniem

Pompa dozująca

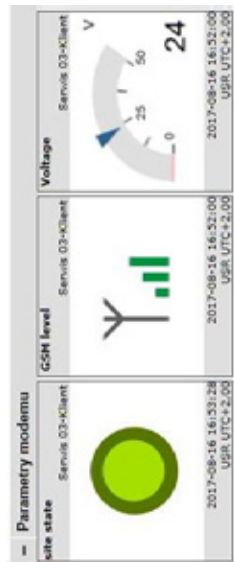


INSTALACJA MAGAZYNOWO-DOZUJĄCA

Podstawowe możliwości systemu

- utrzymywanie optymalnego poziomu medium w zbiorniku
- alarmowanie dyspozytora o poziomie minimum
- monitorowanie dostaw
- monitorowanie procesu technologicznego
- zdalne sterowanie pracą i wydajnością pompy dozującej w zależności od parametrów pomiarowych, regulatora czasowego lub dedykowanego programu sterującego
- rejestracja ważnych parametrów procesowych np. przepływ, temperatura, ciśnienie, pH, poziom fosforu, H₂S itp.
- wykrywanie stanów alarmowych
- analiza oraz archiwizacja danych pomiarowych i alarmowych
- wizualizacja podstawowych parametrów pracy systemu i stanów sygnałów pomiarowych

- System pozwala na zdalne:**
- monitorowanie pracy sterownika i modemu,
 - aktualizowanie oprogramowania,
 - modyfikowanie parametrów i nastaw,
 - przeglądanie i edytowanie alarmów.



PL Kemipol close log off Power Meter Help back

any Device ID Device

Size

Customer: PL Kemipol

Name: Serwis 03-Klient

Device S/N: 31116347-250518E1

Tags: +

Comment

Control

Interfaces

Measurement channels

Interface channels 1-32

Interface channels 33-64

Interface output channels 1-32

Interface output channels 33-64

Calculated channels

Output channels

Device channels

Alarm settings

Basic settings

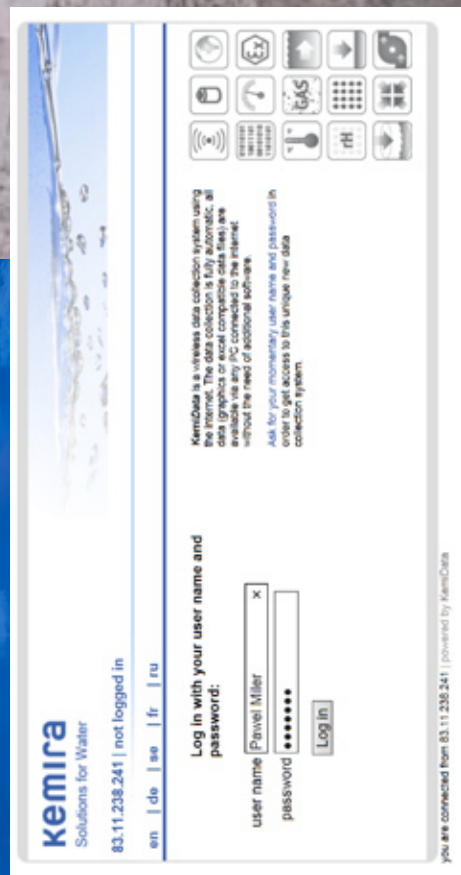
FTP export settings

cancel apply save

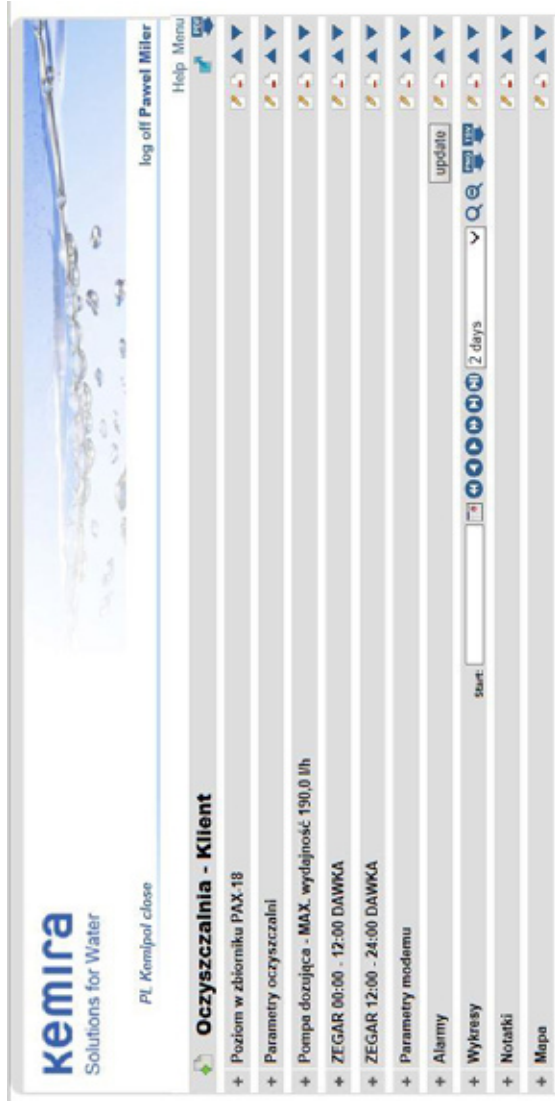
application template

powered by: Kemipol 1.00.10

Po zamontowaniu wszystkich elementów instalacji dozującej i uruchomieniu sterownika z modułem komunikacyjnym możemy za pomocą dowolnej przeglądarki internetowej i własnego konta połączyć się z serwerem KemiData.



- Na specjalnie dedykowanej stronie istnieje możliwość podglądu i edycji wielu parametrów:
- oczyszczalni,
 - zbiornika magazynowego,
 - dozowanego medium,
 - pompy dozującej,
 - modemu.



Wizualizacja danych jest przedstawiana za pomocą piktogramów i wykresów.



kemira



10

**Wykorzystując
platformę internetową
KemiData
mamy możliwość
monitorowania i sterowania
on-line
procesem dozowania PAX-u
w celu zapobiegania
puchnięciu osadu.**





Po wprowadzeniu danych oczyszczalni:

- objętości w komorach,
- objętości w osadnikach,
- stężenia osadu w komorach,
- stężenia osadu w osadnikach,

program sterownika automatycznie wyliczy sumaryczną ilość osadu w układzie.

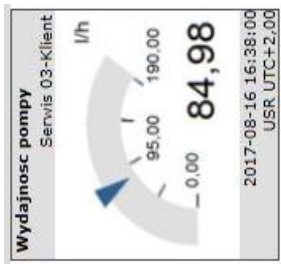
- Parametry oczyszczalni			
Obj. w komorach Servis 03-Klient	Obj. w osadnikach Servis 03-Klient	Stęż osadu w k Servis 03-Klient	Stęż osadu w o Servis 03-Klient
32 848,0 m3	0,0 m3	3,8 kg/m3	0,0 kg/m3
32 848,0m3	0,0m3	3,8kg/m3	0,0kg/m3
		Ilość osadu Servis 03-Klient	
		124 822 kg	
		2017-08-16 16:38:00 USR UTC+2,00	

Gdy zostanie podana:

- gęstość PAX-u,
 - dawka glinu (w gramach na kilogram suchej masy)
- dla każdego godzinowego przedziału czasowego

to

sterownik za pomocą odpowiedniego algorytmu określi dobowe zużycie PAX-u i automatycznie będzie wyliczał aktualną wydajność pompy dozującej.

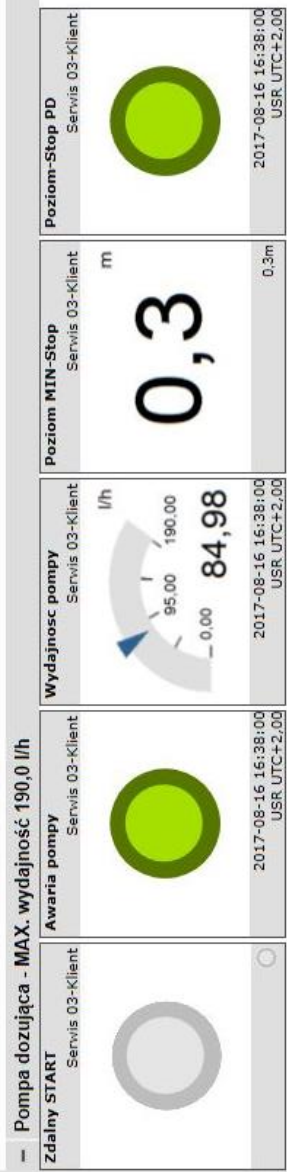
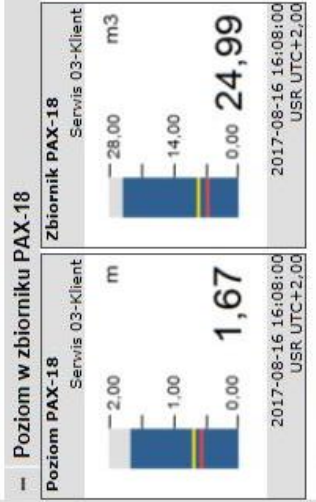


Gęstość PAX18 Servis 03-Klient kg/m3	PAX 18 kg/24h Servis 03-Klient kg/24h	PAX 18 m3/24h Servis 03-Klient m3/24h
1,36	2 774	2 040
0-10 1,4kg/m3	2017-08-16 16:08:00 USR UTC+2,00	2017-08-16 16:08:00 USR UTC+2,00

= ZEGAR 00:00 - 12:00 LAMKA											
00:00 - 01:00 Servis 03-Klient g/hgum	01:00 - 02:00 Servis 03-Klient g/hgum	02:00 - 03:00 Servis 03-Klient g/hgum	03:00 - 04:00 Servis 03-Klient g/hgum	04:00 - 05:00 Servis 03-Klient g/hgum	05:00 - 06:00 Servis 03-Klient g/hgum	06:00 - 07:00 Servis 03-Klient g/hgum	07:00 - 08:00 Servis 03-Klient g/hgum	08:00 - 09:00 Servis 03-Klient g/hgum	09:00 - 10:00 Servis 03-Klient g/hgum	10:00 - 11:00 Servis 03-Klient g/hgum	11:00 - 12:00 Servis 03-Klient g/hgum
0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
= ZEGAR 12:00 - 24:00 LAMKA											
12:00 - 13:00 Servis 03-Klient g/hgum	13:00 - 14:00 Servis 03-Klient g/hgum	14:00 - 15:00 Servis 03-Klient g/hgum	15:00 - 16:00 Servis 03-Klient g/hgum	16:00 - 17:00 Servis 03-Klient g/hgum	17:00 - 18:00 Servis 03-Klient g/hgum	18:00 - 19:00 Servis 03-Klient g/hgum	19:00 - 20:00 Servis 03-Klient g/hgum	20:00 - 21:00 Servis 03-Klient g/hgum	21:00 - 22:00 Servis 03-Klient g/hgum	22:00 - 23:00 Servis 03-Klient g/hgum	23:00 - 24:00 Servis 03-Klient g/hgum
0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	2,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
= ZEGAR 00:00 - 12:00 LAMKA											
00:00 - 01:00 Servis 03-Klient g/hgum	01:00 - 02:00 Servis 03-Klient g/hgum	02:00 - 03:00 Servis 03-Klient g/hgum	03:00 - 04:00 Servis 03-Klient g/hgum	04:00 - 05:00 Servis 03-Klient g/hgum	05:00 - 06:00 Servis 03-Klient g/hgum	06:00 - 07:00 Servis 03-Klient g/hgum	07:00 - 08:00 Servis 03-Klient g/hgum	08:00 - 09:00 Servis 03-Klient g/hgum	09:00 - 10:00 Servis 03-Klient g/hgum	10:00 - 11:00 Servis 03-Klient g/hgum	11:00 - 12:00 Servis 03-Klient g/hgum
0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0

Korzystając z platformy KemiData mamy możliwość:

- ciągłego monitorowania poziomu PAX-u w zbiorniku magazynowym
- automatycznego wywoływania dostaw,
- zdalnego uruchomienia pracy pompy,
- zdalnej informacji o awarii pompy,
- automatycznego zabezpieczenia pompy przed pracą na sucho.



Monitorowanie i sterowania on-line procesem dozowania PAX-u w celu zapobiegania puchnięciu osadu to jeden z wielu możliwych przykładów zastosowania platformy internetowej KemiData w układach dozujących.

Firma Kemipol wykorzystuje platformę KemiData do zdalnego sterowania, monitorowania i rejestracji danych w wielu innych aplikacjach. Specjalnie przygotowane oprogramowanie pozwala na dozowanie takich produktów jak:

- PIX**
- Kem-Carbo**
- FERROX**
- BDP**
- Emulsja polimerowa.**

Kemira

Zastosowanie platformy KemiData jest szczególnie przydatne gdy:

- nie mamy bezpośredniej możliwości doprowadzenia odpowiedniego sygnału sterującego do pompy dozującej

Oprogramowanie sterownika pozwala na godzinową symulację sygnału sterującego, np. przepływu (w aplikacjach z dozowaniem PIX-u, Ferrox-u, BDP)

- układ dozujący jest umieszczony w dużej odległości od centralnej dyspozytorni, np. dozowanie ferrox-u na pompowniach ścieków.

