



Politechnika Śląska w Gliwicach Wydział Inżynierii Środowiska i Energetyki



ZPWik Sp. z o.o.



LAUREAT KONKURSU

TERAZ POLSKA



PRZEDSIĘBIORSTWO
FAIR PLAY

Zabrzańskie Przedsiębiorstwo Wodociągów i Kanalizacji Sp. z o.o.

ROZPRAWA DOKTORSKA

Grażyna Pęciak-Foryś

Dyscyplina: Inżynieria środowiska, górnictwo i energetyka

**Usuwanie azotu z odcieków po odwadnianiu
przefermentowanych osadów ściekowych
w oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu**

Promotor:

prof. dr hab. inż. Krzysztof BARBUSIŃSKI

Promotor pomocniczy:

mgr inż. Piotr NIEMIEC

Zabrze, 2022

Składam podziękowania moim **promotorom: prof. dr hab. inż. Krzysztofowi Barbusińskiemu** i **mgr inż. Piotrowi Niemcowi** za inspirację oraz pomoc w trakcie prowadzenia prac badawczych, a także za wsparcie podczas całego okresu studiów doktoranckich.

Tomaszowi Skoniecznemu z firmy **Veolia** pragnę serdecznie podziękować za poświęcony czas, opiekę merytoryczną, cenne uwagi i wskazówki pozwalające przetrwać w chwilach zwątpienia.

Moim **Koleżankom i Kolegom z Wydziału Oczyszczalni Ścieków**, a w szczególności **Dyspozytorom Jackowi, Michałowi, Sławkowi i Sebastianowi** oraz **Operatorom Łukaszowi i Kamilowi** dziękuję za zaangażowanie, dyspozycyjność i życzliwość. Paniom z **Laboratorium** analitycznego **Beacie i Mirce** dziękuję za profesjonalizm i zrozumienie, podczas żmudnych i czasochłonnych badań.

Dziękuję mojej drogiej **Mamie** za ogromne wsparcie oraz **Jurkowi** mojemu kochanemu mężowi za cierpliwość i bezcenną pomoc w realizacji niniejszej pracy.

Spis treści

Streszczenie	5
Summary	7
1. WSTĘP.....	9
2. WYSTĘPOWANIE AZOTU W ŚRODOWISKU	12
2.1. Schemat przemian azotu w przyrodzie	12
2.2. Obieg azotu amonowego w procesie oczyszczania ścieków	12
2.3. Związki oraz formy azotu w ściekach komunalnych doprowadzanych do oczyszczalni..	13
2.3.1. Źródła występowania azotu	14
2.3.2. Stężenie azotu w ściekach	15
2.3.3. Zagrożenia występowania nadmiernego stężenia azotu	16
3. TEORETYCZNE ZAŁOŻENIA PROCESÓW BIOLOGICZNEGO USUWANIA AZOTU ZE ŚCIEKÓW	18
3.1. Fazy przemian azotu w procesie oczyszczania ścieków	18
3.1.1. Proces amonifikacji.....	18
3.1.2. Proces autotroficznej nitrifikacji	19
3.1.3. Proces heterotroficznej denitryfikacji	20
3.1.4. Proces heterotroficznej nitrifikacji i tlenowej denitryfikacji	21
3.1.5. Proces autotroficznej denitryfikacji tlenowej	21
3.2. Innowacyjne kierunki rozwoju metod usuwania azotu ze ścieków	22
3.2.1. Proces autotroficznej denitryfikacji beztlenowej – deamonifikacja	22
3.2.2. Proces całkowitej nitrifikacji – Comammox.....	23
3.2.3. Autotroficzna denitryfikacja oraz Sulfammox	23
3.3. Anammox jako efektywna i niskoemisyjna technologia usuwania azotu ze ścieków	24
3.3.1. Założenia procesu Anammox.....	24
3.3.2. Mikroorganizmy procesu Anammox	25
3.3.3. Mechanizm prowadzenia procesu Anammox	26
3.3.4. Czynniki wpływające na przebieg procesu Anammox	26
3.3.5. Najczęściej stosowane w oczyszczalniach ścieków procesy deamonifikacji.....	29
4. PODSTAWY USUWANIA AZOTU AMONOWEGO ZE ŚCIEKÓW W BOCZNYM CIAGU TECHNOLOGICZNYM.....	37
4.1. Idea prowadzenia procesu	37

4.2. Uwarunkowania eksploatacyjne wpływające na efektywność procesu	37
4.3. Usuwanie azotu amonowego w pofermentacyjnych odciekach z wirówek.....	38
5. TEZA, CEL I ZAKRES PRACY BADAWCZEJ	40
5.1. Teza pracy	40
5.2. Cel i zakres pracy.....	41
6. CHARAKTERYSTYKA OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW ŚRÓDMIEŚCIE W ZABRZU	43
6.1. Opis zlewni oczyszczalni.....	43
6.2. Oczyszczalnia ścieków Śródmieście w Zabrzu – technologia.....	44
6.3. Schemat technologiczny oczyszczalni ścieków Śródmieście	51
6.4. Źródła, formy i stężenia azotu występującego w oczyszczalni ścieków w Zabrzu.....	52
6.5. Procesy i problemy eksploatacyjne występujące podczas usuwania azotu w oczyszczalni Śródmieście	57
6.5.1. Wpływ odcieków z wirówek na procesy technologiczne w głównym ciągu oczyszczania ..	57
6.5.2. Zabiegi technologiczne zapewniające wymaganą jakość ścieków oczyszczonych.....	58
6.5.3. Dodatkowe źródło węgla.....	59
7. KONCEPCJA BADAŃ JAKO POTECJAŁ WDROŻENIOWY WYBRANEJ TECHNOLOGII	61
7.1. Badania wstępne na modelu odzwierciedlającym węzeł usuwania azotu w oczyszczalni ścieków w Zabrzu	62
7.1.1. Charakterystyka techniczna i technologiczna modelu	62
7.1.2. Założone parametry pracy.....	64
7.1.3. Założenia i harmonogram prowadzonych badań.....	65
7.1.4. Interpretacja uzyskanych wyników jako wytyczna do przeprowadzenia dalszych prac badawczych	68
7.2. Wybór technologii do przeprowadzenia badań procesu deamonifikacji	80
7.2.1. Zasada działania technologii ANITA™Mox®	81
7.2.2. Zalety technologii ANITA™Mox®	84
7.2.3. Budowa modelu reaktora ANITA™Mox®	86
7.2.4. Wytyczne techniczne i technologiczne prowadzenia procesu – konfiguracja modelu i parametry pracy	94
7.2.5. Założenia i harmonogram prowadzonych badań.....	96
8. STRATEGIA BADAŃ ORAZ SPOSÓB REALIZACJI PLANU BADAWCZEGO	97
8.1. Zakres i częstotliwość oznaczanych wskaźników zanieczyszczeń.....	97
8.2. Metodyka badań oraz laboratoryjne normy oznaczanych parametrów.....	98
9. BADANIA NA MODELU ANITA™Mox®	99

9.1. Część doświadczalna - Seria I	99
9.1.1. Warunki pracy bioreaktora ANITA™Mox®	99
9.1.2. Parametry pracy bioreaktora	100
9.1.3. Przebieg procesu deamonifikacji	101
9.1.4. Uzyskane wyniki i ich interpretacja	102
9.1.5. Test aktywności bakterii Anammox	108
9.2. Część doświadczalna - Seria II	110
9.2.1. Warunki pracy zmodernizowanego modelu bioreaktora ANITA™Mox®	110
9.2.2. Parametry pracy zmodernizowanego bioreaktora	112
9.2.3. Przebieg procesu deamonifikacji	112
9.2.4. Uzyskane wyniki i ich interpretacja	117
10. PODSUMOWANIE I WNIOSKI	142
<u>Bibliografia</u>	146
<u>Spis tabel</u>	157
<u>Spis rysunków</u>	159
<u>Spis wykresów</u>	160
<u>Spis zdjęć</u>	163
<u>Załącznik 1</u>	164

Streszczenie

Efektywne oczyszczanie ścieków komunalnych, a szczególnie usuwanie z nich związków azotu jest istotnym zagadnieniem z punktu widzenia ochrony ekosystemów wodnych przed eutrofizacją. Dlatego też optymalizacja procesu biologicznego usuwania azotu w oczyszczalniach ścieków jest dziś koniecznością i staje się prawdziwym wyzwaniem technologicznym. Oczyszczalnie ścieków, w których unieszkodliwia się osady w procesie fermentacji metanowej, generują jako produkt uboczny odwadniania, odcieki pofermentacyjne. Odcieki te najczęściej zwraca się do głównego ciągu technologicznego i chociaż ich ilość jest niewielka w stosunku do dopływu ścieków surowych ($1\div 2\%$) to niosą ze sobą bardzo duże ładunki azotu. Potwierdzeniem powyższej teorii jest oczyszczalnia Śródmieście, w której ładunek azotu zawarty w odciekach stanowi średnio 20% ładunku azotu zawartego w ściekach dopływających do głównego ciągu.

Niniejsza praca opisuje różne aspekty prowadzenia procesu technologicznego w warunkach przeciążenia układu azotem amonowym oraz przedstawia sposoby rozwiązań zaistniałego problemu. Jednym z nich jest wdrożenie innowacyjnej technologii deamonifikacji opartej na działaniu bakterii Anammox w bocznym ciągu technologicznym. W celu przeanalizowania dostępnych systemów wykonano szczegółowy przegląd międzynarodowej literatury oraz zapoznano się z dostępnymi opracowaniami dotyczącymi pracy istniejących oraz działających w skali technicznej instalacji deamonifikacji.

Przed przeprowadzeniem badań właściwych wykonano badania wstępne na modelu laboratoryjnym odwzorowującym rzeczywistość pracę reaktorów nityfikacji i denityfikacji oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu. Wyniki analiz pięciu serii prób badawczych w zakresie redukcji azotu dla różnych wariantów obciążenia, miały na celu ustalenie granicznego procentowego udziału ładunku tego pierwiastka w odciekach w stosunku do ładunku w ściekach surowych, który nie powoduje jeszcze istotnych problemów usuwania azotu w oczyszczalni. Obserwacje pracy układu wykazały, że 20% udziału ładunku azotu zawartego w odciekach z odwadniania prefermentowanych osadów w strumieniu ścieków surowych, to maksymalna wartość, przy której układ osadu czynnego pracujący w zadanym reżimie projektowym jest wydolny i efektywny w zakresie usuwania azotu. Uzyskane rezultaty badań wstępnych okazały się bardzo istotne do przeprowadzenia właściwych badań procesu deamonifikacji na bazie wybranej technologii.

W ramach badań właściwych, po rozeznaniu rynku w zakresie dostępności technologii deamonifikacji dedykowanej dla obróbki strumieni o dużym obciążeniu azotem amonowym, w tym szczególnie pofermentacyjnych odcieków z procesu odwadniania osadów wybrano technologię firmy Veolia-ANITA™Mox®. W wyniku przeprowadzonych rozmów oraz po zapoznaniu się z materiałami referencyjnymi, stwierdzono, że jest to technologia mająca potencjał wdrożeniowy odnośnie poprawy efektywności usuwania azotu w oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu. Jest również idealnym rozwiązaniem dla obniżenia kosztów operacyjnych i poprawy osiągnięcia oszczędności energetycznej oczyszczalni.

Dlatego, też w celu realizacji kolejnego etapu badań wykonano modelowy bioreaktor o objętości 20 dm³, który wypełniono kształtkami z wyhodowanym biofilmem, zawierającym bakterie utleniające N-NH₄ (AOB – *ammonia oxidizing bacteria*) i bakterie Anammox (*anaerobic ammonia oxidation*). Odcieki do badań pobierano z króćca wirówek dekantacyjnych. Stężenie azotu amonowego w odciekach wynosiło od 980 do 1350 mg/dm³ (średnio 1100 mg/dm³).

Dzięki zastosowanym urządzeniom oraz aparaturze kontrolno-pomiarowej i rejestracyjnej, proces był monitorowany i sterowany w zależności od uzyskanych wyników zgodnie z wytycznymi technologicznymi. Zakres stężenia tlenu w jakim prowadzono proces wynosił 0,8–1,7 mg O₂/dm³ (optymalnie 1,4 mg O₂/dm³), a temperatura w reaktorze była utrzymywana na poziomie 28–32°C czyli odpowiadała rzeczywistej temperaturze odcieków w oczyszczalni Śródmieście. Wartość pH utrzymywano w zakresie 7,1–7,4. Średnia efektywność zmniejszenia stężenia azotu amonowego po okresie wpracowania wyniosła ponad 85%, usuwając go z poziomu średnio 1100 mg NH₄/dm³ do poziomu 165 mg NH₄/dm³.

Wyniki przeprowadzonych badań jednoznacznie potwierdziły celowość zastosowanej technologii usuwania azotu. Omówiony w ramach doktoratu wdrożeniowego problem zastosowania nowoczesnej technologii deamonifikacji w bocznym ciągu technologicznym do oczyszczania odcieków z procesu odwadniania przefermentowanych osadów ściekowych w oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze oraz przedstawione wyniki, stanowią potwierdzenie celowości i słuszności przeprowadzonych badań. Uzyskane rezultaty wpisują się w program nowoczesnych rozwiązań usuwania azotu i posiadają potencjał na implementację w skali technicznej.

Summary

Effective treatment of urban wastewater, and especially the removal of nitrogen compounds from it, is an important issue from the point of view of protecting aquatic ecosystems from eutrophication. Therefore, optimizing the process of biological nitrogen removal in wastewater treatment plants is a necessity today and is becoming a real technological challenge.

Wastewater treatment plants, in which sludge is disposed of in the methane fermentation process, generate digestate as a by-product of dewatering. These leachates are most often returned to the main technological line and although their amount is small in relation to the inflow of raw sewage (1÷2%), they carry very large nitrogen loads. The confirmation of the above theory is the Śródmieście treatment plant, in which the nitrogen load contained in the leachate constitutes an average of 20% of the nitrogen charge contained in the sewage flowing to the main line.

This paper describes various aspects of conducting a technological process in conditions of overloading the system with ammonium nitrogen and presents ways to solve the problem. One of them is the implementation of an innovative deammonification technology based on the action of Anammox bacteria in a side technological sequence. In order to analyse the available systems, a detailed international literature review was carried out and available studies on the work of existing and technically operating deammonification installations were familiarized.

Before conducting the appropriate tests, preliminary tests were carried out on a laboratory model mapping the actual operation of nitrification and denitrification reactors of the Śródmieście sewage treatment plant in Zabrze. The results of the analyses of five series of nitrogen removal test trials for different nitrogen load variants were aimed at establishing the limit percentage of nitrogen load in leachate in relation to the load in raw waste water, which does not yet cause significant nitrogen removal problems in the treatment plant. Observations of the system's operation have shown that 20% of the nitrogen charge contained in the leachate from the dewatering of fermented sludge in the raw sewage stream is the maximum value at which the activated sludge system operating in the given design regime is efficient and effective in terms of nitrogen removal. The obtained results of preliminary tests turned out to be very important to conduct proper research of the deammonification process on the basis of the selected technology.

As part of the relevant research, after market research on the availability of deammonification technology dedicated to the treatment of streams with a high load of ammonium nitrogen, including especially post-fermentation leachate from the sludge dewatering process, Veolia technology - ANITATMMox[®] was chosen. As a result of the conducted talks and after reading the reference materials, it was found that this is a technology with the potential to implement to improve the efficiency of nitrogen removal in the Śródmieście sewage treatment plant in Zabrze. It is also an ideal solution for reducing operating costs and improving the energy savings of the treatment plant.

Therefore, in order to carry out the next stage of research, a model bioreactor with a volume of 20 dm³ was made, which was filled with fittings with a cultured biofilm, containing N-NH₄ oxidizing bacteria (AOB – *ammonia oxidizing bacteria*) and Anammox bacteria (*anaerobic ammonia oxidation*). Leachate for research was taken from the nozzle of decanter centrifuges. The concentration of ammonium nitrogen in the leachate ranged from 980 to 1350 mg/dm³ (on average 1100 mg/dm³). Thanks to the devices used and the control, measurement and registration equipment, the process was monitored and

controlled depending on the results obtained in accordance with the technological guidelines. The range of oxygen concentration in which the process was carried out was 0.8-1.7 mg O₂/dm³ (optimally 1.4 mg O₂/dm³), and the temperature in the reactor was maintained at the level of 28-32°C, i.e. it corresponded to the actual temperature of leachate in the Śródmieście treatment plant. The pH value was maintained in the range of 7.1-7.4. The average efficiency of reducing the concentration of ammonium nitrogen after the period of work was over 85%, removing it from an average level of 1100 mg NH₄/dm³ to the level of 165 mg NH₄/dm³.

The results of the conducted research clearly confirmed the advisability of the nitrogen removal technology used. The problem of using modern deammonification technology in the side technological line for the treatment of leachate from the dewatering process of fermented sewage sludge in the Śródmieście sewage treatment plant in Zabrze, discussed as part of the implementation doctorate, and the presented results confirm the purposefulness and correctness of the research carried out. The obtained results are part of the program of modern nitrogen removal solutions and have the potential for implementation on a technical scale.

1. WSTĘP

Efektywne oczyszczanie ścieków komunalnych, a szczególnie usuwanie z nich związków azotu jest istotnym zagadnieniem z punktu widzenia ochrony ekosystemów wodnych przed eutrofizacją, która coraz częściej powoduje ich degradację. Optymalizacja procesu biologicznego usuwania azotu jest dziś koniecznością, szczególnie w większych oczyszczalniach, gdzie wymagania ustawowe jakości ścieków odprowadzanych do odbiornika są bardziej rygorystyczne (*Klaczyński, 2019*).

Regulacje prawne obowiązujące w polskim prawodawstwie bazującym na wytycznych dyrektywy UE w sprawie oczyszczania ścieków komunalnych (91/271/EWG), zintensyfikowały skuteczność oczyszczania ścieków komunalnych przynosząc wymierne korzyści dla środowiska naturalnego. Jednakże, konsekwencją wzrostu efektywności podwyższonego usuwania zanieczyszczeń (w szczególności azotu) jest podniesienie kosztów związanych z oczyszczaniem ścieków komunalnych takich jak: wzrost energochłonności napowietrzania, recykulacji wewnętrznej, wydatki na związki chemiczne wspomagające procesy biologiczne (zewnętrzne źródła węgla, koagulanty itd.) (*Constantine, 2005*). W związku z powyższym dotrzymanie warunków jakości ścieków oczyszczonych w zakresie stężenia azotu ogólnego staje się prawdziwym wyzwaniem technologicznym, szczególnie w sytuacji kiedy to główny ciąg ścieków surowych zostaje dociążany dodatkowym ładunkiem azotu z bocznych procesów głównie po odwadnianiu prefermentowanych osadów ściekowych oraz w mniejszym stopniu w ściekach dowożonych zewnętrznym taborem asenizacyjnym. Powstające jako uboczny skutek procesu odwadniania odcieki pofermentacyjne obciążają komory biologiczne oczyszczalni dodatkowym ładunkiem azotu i w poważnym stopniu determinują prowadzenie procesu technologicznego. Złożoność problemu potwierdza fakt, że parametry wyjściowe podczas projektowania reaktorów osadu czynnego często nie uwzględniały zarówno ładunku jak i stężenia zawracanego azotu. Pomimo, że ilość odcieków kierowanych na początek reaktorów biologicznych stanowi zaledwie 1÷2% ilości dopływających ścieków do oczyszczalni, ładunek azotu zawracanego wraz z odciekami może stanowić nawet 10÷30% ogólnego ładunku kierowanego do reaktorów biologicznych (*Pęciak-Foryś 2019*).

Analiza aktualnych trendów i rozwoju nowoczesnych technologii oczyszczania wskazuje, że optymalne rozwiązanie to wcześniejsze usunięcie azotu z odcieków co oprócz poprawy efektywności oczyszczania ścieków w reaktorach biologicznych, przyczynia się do korzyści zarówno ekologicznych jak i ekonomicznych.

Stosowana powszechnie energochłonna nityfikacja/denitryfikacja coraz częściej zostaje zastępowana procesami nowej generacji na bazie skróconej ścieżki przemiany azotu w bocznych ciągach technologicznych (*Sobotka, 2021*).

Dodatkowo, należy uwzględnić fakt, że dopływający do części biologicznej duży ładunek azotu ogólnego przy jednocześnie niskiej zawartości rozkładalnej biologicznie substancji organicznej rozkładalnej biologicznie, oprócz znacznego wpływu na zwiększenie zużycia tlenu w procesie nityfikacji, generuje dodatkowe zapotrzebowanie na węgiel organiczny w procesie denitryfikacji. Dlatego też w ostatnim czasie coraz bardziej popularne stają się instalacje podczyszczania odcieków w bocznym ciągu technologicznym. Idea usuwania azotu (deamonifikacja) w takich procesach polega na oczyszczeniu odcieków z zagęszczania czy odwadniania osadów ściekowych, zanim te trafią do głównego ciągu oczyszczania (*Makuch, 2009; Żubrowska-Sudoł, 2017*).

Te ciągle niekonwencjonalne rozwiązania, oprócz efektywności usuwania azotu na poziomie 75÷90% posiadają wiele zalet do których głównie należą:

- zmniejszenie zapotrzebowania na tlen o około 25%,
- zredukowanie zużycia energii elektrycznej o około 60%,
- wyeliminowanie zewnętrznego źródła węgla nawet w przypadku niewielkiej ilości węgla organicznego w odciekach (bakterie deamonifikacyjne są autotrofami),
- powstawanie niewielkich ilości osadu nadmiernego (*Zacherl-John, 2018*).

Ze względu na coraz to nowe doświadczenia oraz obiecujące wyniki technologiczne i ekonomiczne rozwiązania te zaczynają być wdrażane na coraz większą skalę (*Siegrist, 1998*) Oprócz wielu instalacji deamonifikacji funkcjonujących już od kilku lat w Europie (Austria, Szwajcaria, Niemcy) zaczynają pojawiać się również w Polsce (Kraków, Słupsk, Gdynia).

Wybudowana w latach dziewięćdziesiątych ubiegłego wieku i zmodernizowana w 2010 roku oczyszczalnia ścieków Śródmieście w Zabrze należy do obiektów o wielkości powyżej 100 000 RLM i przepustowości projektowej 33 400 m³/d. Jest przykładem obiektu, w którym występują wszystkie powyżej opisane problemy eksploatacyjne związane z usuwaniem azotu (głównie w formie azotu amonowego) zawracanego wraz z odciekami z odwadniania pofermentacyjnych osadów ściekowych do głównego ciągu technologicznego. Azot amonowy w strumieniu odcieków stanowi około 20÷25% ładunku azotu dopływającego do oczyszczalni głównym systemem kanalizacji.

W świetle powyższych informacji bardzo zachęcającym sposobem jego redukcji staje się możliwość implementacji w oczyszczalni jednej z nowatorskich technologii biologicznych uwzględniającej proces deamonifikacji.

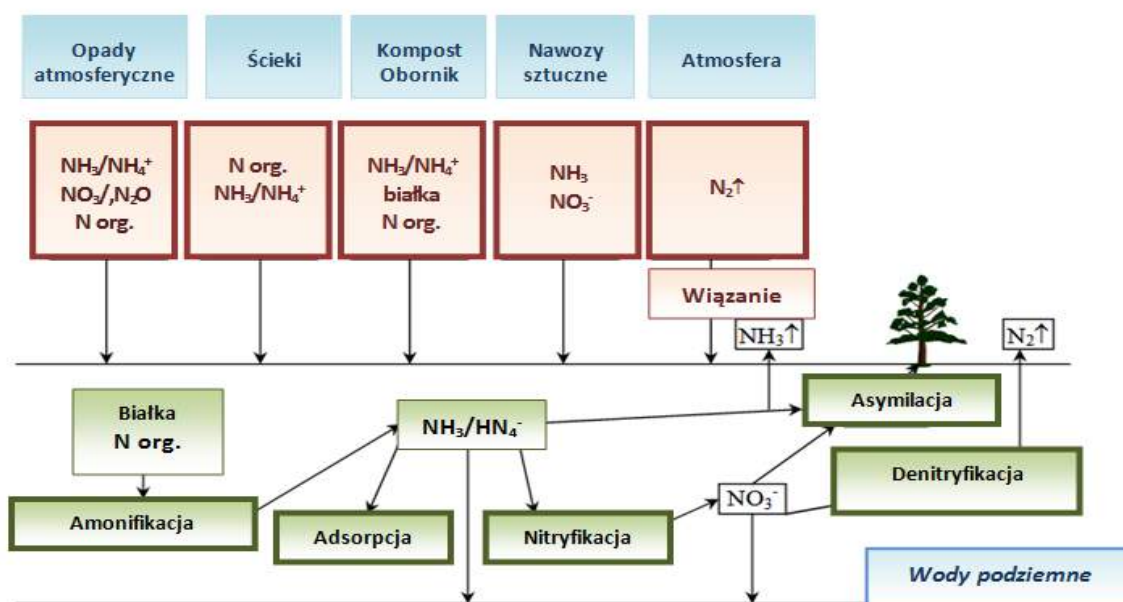
Jak wiadomo, każda oczyszczalnia ścieków charakteryzuje się indywidualną specyfiką, co sprawia że jedynie wstępne doświadczalne badania mogą dać odpowiedź co do zasadności wdrożenia takiej innowacyjnej technologii i mogą być pomocne w ustaleniu niezbędnych parametrów technologicznych i kubatury takiej instalacji w skali przemysłowej. W związku z faktem, że według danych literaturowych oraz pojedynczych informacji w prasie branżowej ciągle jeszcze są to metody pionierskie, wymagają one wdrożenia na podstawie przeprowadzonych badań w skali przynajmniej laboratoryjnej z możliwością adaptacji do skali przemysłowej.

Przesłanki te uzasadniają przeprowadzenie badań w ramach doktoratu wdrożeniowego w celu realizacji innowacyjnej technologii usuwania azotu z odcieków po odwadnianiu przefermentowanych osadów ściekowych na oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze.

2. WYSTĘPOWANIE AZOTU W ŚRODOWISKU

2.1. Schemat przemian azotu w przyrodzie

Azot jest pierwiastkiem występującym powszechnie w środowisku naturalnym. Podstawowymi jego źródłami jest azot gazowy, stanowiący 80% atmosfery ziemi oraz azot związany jako składnik białka roślinnego i zwierzęcego. Cechą charakterystyczną tego pierwiastka jest fakt, że ulega on szybkim i wielokierunkowym przemianom (Rys. 1). Ma to miejsce szczególnie podczas procesów obumierania i rozkładu organizmów oraz produktów ich metabolizmu, kiedy to w trakcie amonifikacji dochodzi do powstawania azotu amonowego według reakcji (Galczyńska, 2014).

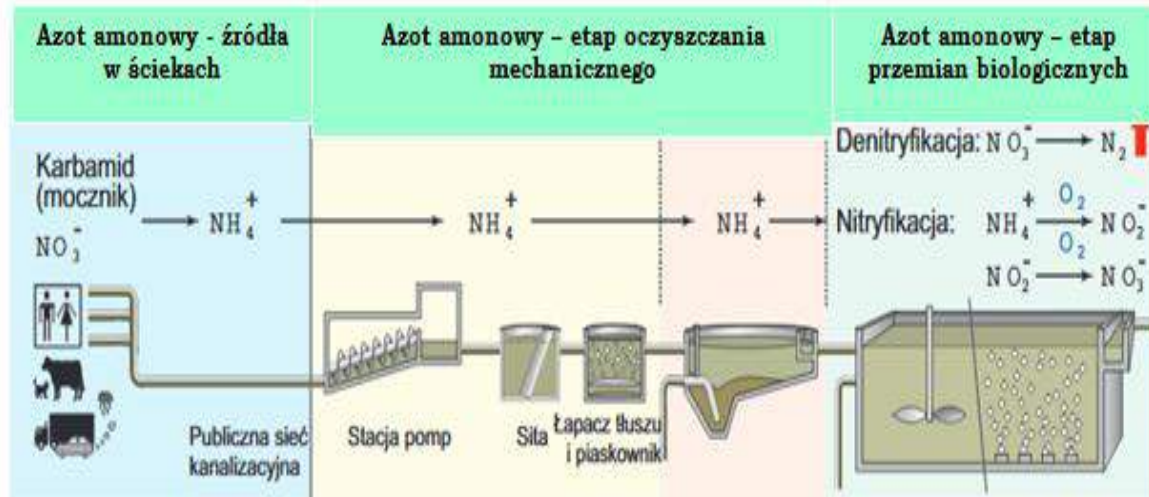


Rys. 1. Schemat przemian, jakie zachodzą w przyrodzie z udziałem azotu (Niżyńska, 2005)

2.2. Obieg azotu amonowego w procesie oczyszczania ścieków

Azot występujący w formie azotu amonowego może być asymilowany przez rośliny lub mikroorganizmy. W odpowiednich warunkach podlega on nityfikacji do azotu azotanowego. Występujący w ściekach azot amonowy (Rys. 2) jest w części wykorzystywany do budowy nowych komórek mikroorganizmów, a w części jest usuwany w postaci gazowej.

Usuwanie związków amonowych ze ścieków metodami chemicznymi jest kosztowne, dlatego też powszechnie stosowaną drogą usuwania nieorganicznych związków azotu ze ścieków jest ich biologiczny rozkład (Niżyńska, 2005; Klaczyński, 2012).



Rys. 2. Klasyczny obieg azotu amonowego w systemie oczyszczania ścieków (Klaczyński, 2012)

Występujący w ściekach azot amonowy jest w części wykorzystywany do budowy nowych komórek mikroorganizmów a w części jest usuwany w postaci gazowej. Przebiega to etapami. W etapie początkowym organiczne związki azotu są przekształcane do amoniaku (amonifikacja), następnie w warunkach tlenowych, związki amonowe są utleniane do azotynów i azotanów (nityfikacja), aby w kolejnym etapie w warunkach beztlenowych, w procesie denityfikacji, azotany zostały zredukowane do azotu cząsteczkowego (Niżyńska, 2005).

2.3. Związki oraz formy azotu w ściekach komunalnych doprowadzanych do oczyszczalni

Azot w strumieniu ścieków dopływających do oczyszczalni może występować formie związków organicznych lub nieorganicznych, które już podczas transportu systemem kanalizacji ulegają licznym przemianom biochemicznym głównie w warunkach anaerobowych (beztlenowych). Procentowo najwięcej azotu w ściekach surowych dopływa w postaci azotu amonowego (50% i więcej) oraz azotu organicznego (40÷50%). Z kolei ilość azotynów i azotanów w jest niewielka lub nie występują one w ogóle, ze względu na fakt, że ulegają one natychmiastowej redukcji (Klaczyński, 2019).

Potwierdzeniem powyższych danych jest Tabela 1, w której zestawiono stężenia poszczególnych form azotu w ściekach surowych dopływających do różnych oczyszczalni w kraju i za granicą.

Tabela 1. Formy azotu w ściekach surowych dopływających do komunalnych oczyszczalni ścieków w różnych krajach (Majta, 2015)

Oczyszczalnia	N_{og.} g N/m³	NH₄-N g N/m³	NO_x* g N/m³
Breckenridge, Minnesota (USA)	38,9	31,4	0,59
Wahpeton, Dakota Płn. (USA)	31,0	18,5	0,213
Fargo, Dakota Płn. (USA)	37,4	29,9	0,209
Moorhead Minnesota (USA)	28,2	24,6	0,024
Stickey (USA)	29,7	22,9	0,6
Hinsdale (USA)	20,7	16,4	1,2
Elmhurst (USA)	34,1	29,3	2,0
Gdynia (Polska)	80,0	44,2	0,2
Gdańsk (Polska)	79,2	51,2	0,2
Elbląg (Polska)	56,7	29,8	0,3
Słupsk (Polska)	61,7	37,1	0,1
Sokółka (Polska)	83,3	46,1	37,2
Pekin (Chiny)	40,4-61,2	40-60	0,2-1,2
Bangkok (Tajlandia)	39,5±0,3	-	-
Pekin (Chiny)	68,5-110,2	65,4-105,7	0-2,76

* suma NO₃-N i NO₂-N

Jak widać ponadnormatywną procentowo wartość azotu amonowego jako części azotu ogólnego odnotowano w oczyszczalni ścieków w stolicy Chin, co może wynikać ze względów kulturowych związanych z ograniczonym używaniem wody w toaletach.

2.3.1. Źródła występowania azotu

Ścieki komunalne jako mieszanina wód:

- zużytych w gospodarstwach domowych,
- zużytych w zakładach przemysłowych,
- wygenerowanych w zakładach usług komunalnych,
- infiltracyjnych (Dymaczewski, 2014),

zawierają azot, którego stężenie i forma charakteryzuje się olbrzymią różnorodnością ze względu na profil przemysłowy miast ich strukturę oraz specyfikę urbanizacji. Podstawowym źródłem azotu w ściekach jest azot organiczny oraz mocznik stanowiący produkty metabolizmu białka z pokarmu, który ostatecznie ulega przekształceniu w postać amonową.

W ściekach dopływających do oczyszczalni znajdują się również sole zawierające kationy amonowe, które w dalszej kolejności wykorzystywane są do budowy nowych komórek mikroorganizmów prowadzących biochemiczny rozkład zanieczyszczeń. Pozostałe formy azotu takie jak azotyny (pochodzenie głównie przemysłowe) oraz azotany (pochodzenie z wód infiltracyjnych głównie gruntowych) w ściekach surowych występują w bardzo niskich stężeniach lub nie występują w ogóle.

2.3.2. Stężenie azotu w ściekach

Azot w ściekach dopływających bezpośrednio do oczyszczalni

Ścieki komunalne dopływające głównym kolektorem bezpośrednio do oczyszczalni ze zlewni charakteryzują się stężeniami azotu ogólnego (głównie w postaci azotu amonowego), od 50 mg N/dm³ do nawet 100 mg N/dm³ i powyżej. Duży wpływ na ten zakres stężeń ma stopień skanalizowania obszaru ciężącego do danej oczyszczalni ze szczególnym uwzględnieniem kanalizacji rozdzielczej.

Azot w ściekach dowożonych do oczyszczalni

W większości oczyszczalni ścieków znajduje się punkt odbioru nieczystości płynnych dowożonych wozami asenizacyjnymi lub taborem typu Toi-Toi. Ten rodzaj zazwyczaj mocno zagniętych ścieków znacznie różni się od typowych ścieków bytowo-gospodarczych. Charakteryzuje się bowiem wysoką nierównomiernością składu oraz związanymi z tym wysokimi wahaniami stężeń zanieczyszczeń, w tym azotu amonowego od poziomu 140 do nawet 15 000 mg N/dm³ (Dymaczewski, 2014).

Azot w ściekach przemysłowych

Ścieki przemysłowe, wchodzące w skład mieszaniny ścieków komunalnych bez względu na to, z jakiego rodzaju działalności pochodzą, nie powinny być wprowadzane do obiegu w sposób niezorganizowany i niekontrolowany. Zgodnie z obowiązującymi przepisami ścieki o charakterze przemysłowym mogą być wprowadzane do urządzeń kanalizacyjnych

jeżeli pod względem jakościowym nie przekraczają wartości dopuszczalnych określonych w taryfach obowiązujących w danym obszarze.

Zgodnie z obowiązującymi przepisami prawnymi (*Obwieszczenie Ministra Infrastruktury i Budownictwa, 2016*) maksymalne dopuszczalne stężenie azotu amonowego w ściekach przemysłowych wprowadzanych do kanalizacji wynosi 200 mg N/dm^3 .

Azot powstający podczas prowadzonych procesów technologicznych w oczyszczalni

W bioreaktorach każdej oczyszczalni ścieków oczyszczane są nie tylko ścieki dopływające systemem kanalizacyjnym, ale również własne ścieki technologiczne generowane w oczyszczalni i jej infrastrukturze. Istnieją następujące źródła takich ścieków:

- a) odcieki po procesach zagęszczania osadu nadmiernego,
- b) odcieki po procesach stabilizacji osadu,
- c) ścieki własne z mycia przepompowni i udrażniania kanalizacji.

W pierwszym przypadku stężenie azotu ogólnego jest niskie i wynosi maksymalnie $2\text{-}5 \text{ mg N/dm}^3$, w przeciwieństwie do drugiego kiedy to bez względu na rodzaj stabilizacji (tlenowa czy beztlenowa) stężenie azotu ogólnego w odciekach jest wysokie i kształtuje się na poziomie od 100 mg N/dm^3 (stabilizacja tlenowa) do nawet 1450 mg N/dm^3 (stabilizacja beztlenowa). Stężenie azotu w ściekach pochodzących z obsługi sieci kanalizacyjnej jest zbliżone do tego jakie jest w ściekach dowożonych wozami asenizacyjnymi.

2.3.3. Zagrożenia występowania nadmiernego stężenia azotu

Azot jako pierwiastek biogeny jest niezbędny do prawidłowego funkcjonowania żywych organizmów. Jego niedobór powoduje zaburzenia wzrostu i procesów metabolizmu. Jednak jeszcze bardziej niebezpieczny jest jego nadmiar, który może spowodować skażenie środowiska. Duże ilości azotu wprowadzane do wód powierzchniowych w różnych związanych formach, w tym jako azotu amonowego, prowadzą do obniżenia ilości dostępnego w odbiorniku tlenu, a także zakłócają równowagę w środowisku wodnym wywołując deficyt tlenowy, który hamuje proces samooczyszczania się wód. Dodatkowo zatrucie wód związkami azotu powoduje skażenie wody ujmowanej do celów spożywczych (*Klaczyński, 2012*). Racjonalna gospodarka azotem, czyli dbanie, aby nie stał się toksyczny dla środowiska glebowego oraz wodnego, wymaga wnikliwego rozpoznania cyklu jego przemian, gdyż ryzyko skażenia azotem jest wysokie (*Grzebisz, 2009*).

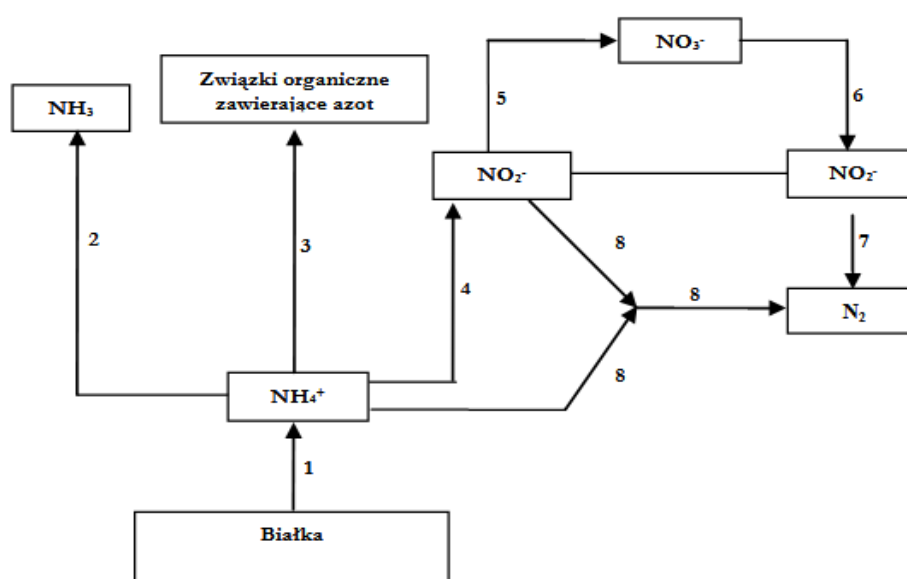
Zastosowanie zaawansowanych technik oczyszczania ścieków, pozwala na uzyskanie efektu jakim jest obniżenie stężenia ładunku azotu odprowadzanego do wód ze ściekami oczyszczonymi.

Jest to jedno z kluczowych zadań stawianych oczyszczalniom ścieków, które zobowiązane są do wysokoefektywnego usuwania azotu ze ścieków (*Mazurkiewicz, 2010*).

3. TEORETYCZNE ZAŁOŻENIA PROCESÓW BIOLOGICZNEGO USUWANIA AZOTU ZE ŚCIEKÓW

3.1. Fazy przemian azotu w procesie oczyszczania ścieków

W klasycznie pracujących komunalnych oczyszczalniach ścieków ścieżka przemian azotu (Rys. 3) obejmuje następujące główne fazy: amonifikację azotu organicznego, autotroficzną nityfikację oraz heterotroficzną denityfikację. Najmniejszą wśród wymienionych faz rolę w bezpośredniej redukcji azotu ze ścieków w układach technologicznych, odgrywa proces asymilacji. Właściwe usuwanie azotu skupia się więc na pozostałych procesach biochemicznych (Beńko, 2011).



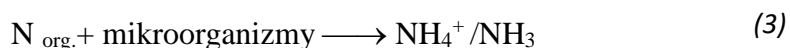
Rys. 3. Ścieżki przemian różnych form azotu (1-amonifikacja, 2-stripping, 3-asymilacja, 4-częściowa nityfikacja [NH_4^+ w NO_2^-], 5-częściowa nityfikacja [NO_2^- w NO_3^-], 6-częściowa denityfikacja [NO_3^- w NO_2^-], 7-częściowa denityfikacja [NO_2^- w N_2], 8-Anammox (Płaza, 2003)

3.1.1. Proces amonifikacji

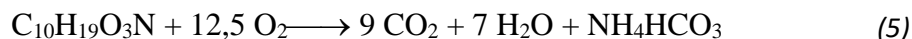
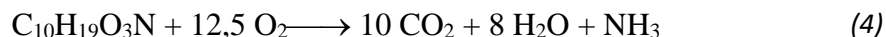
Amonifikacja to proces hydrolizy azotu organicznego do amoniaku na drodze biologicznej przy współdziałaniu drobnoustrojów heterotroficznych lub drodze chemicznej.



Biologiczną amonifikację schematycznie przedstawia równanie:



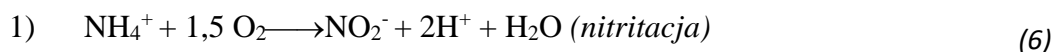
Proces amonifikacji nie wymaga tlenu i zachodzi zarówno w warunkach beztlenowych jak i tlenowych.



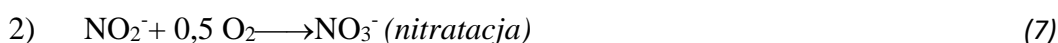
Amonifikacja przebiega z dużo większą szybkością niż nitryfikacja, w związku z czym nie jest limitująca dla konwencjonalnej ścieżki usuwania azotu (Beńko, 2011; Dąda, 2018).

3.1.2. Proces autotroficznej nitryfikacji

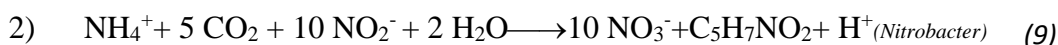
Autotroficzna nitryfikacja to dwustopniowy proces tlenowy, składający się z dwóch etapów utleniania amoniaku do jonów azotanowych (III) (Szewczyk, 2005)



oraz utleniania jonów azotanowych (III) do jonów azotanowych (V)



Interesującą interpretacją powyższych reakcji jest zapis uwzględniający przyrost bakterii nitryfikacyjnych (Henze, 2002)



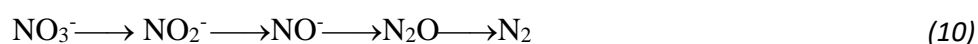
Szybkość reakcji nitratacji jest na tyle wyższa od nitritacji, że podczas niezakłóconego przebiegu procesu nie powoduje niepożądanego kumulowania się jonów azotanowych (III). Oba etapy nitryfikacji prowadzone są przez odrębne fizjologicznie i ewolucyjnie grupy chemolitotroficznych mikroorganizmów, które wykorzystują ten proces jako źródło energii. Nitryfikatory pierwszej fazy, to tak zwane nitritatory (*ang. ammonia-oxidizing bacteria, AOB*), nitryfikatory drugiej fazy to tak zwane nitratatory (*ang. nitrite oxidizing bacteria, NOB*). Istnieje również grupa bakterii heterotroficznych prowadzących ten proces, jednak jego rola u tych bakterii nie jest do tej pory jednoznacznie rozpoznana (Klimiuk, 2004; Ziemińska, 2011). Czynnikiem fizykochemicznym mającym determinujący wpływ na nitryfikację są: temperatura, pH, natlenianie, ilość substratów oraz obecność substancji toksycznych w ściekach. Jednak limitującym faktorem dla całości procesu jest pierwsza faza nitryfikacji czyli utlenianie amoniaku (Henze, 1997).

3.1.3. Proces heterotroficznej denitryfikacji

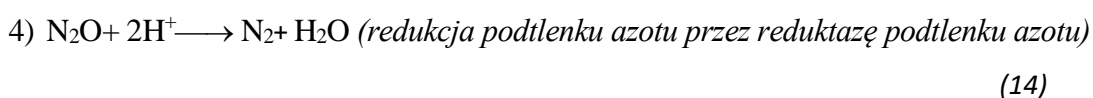
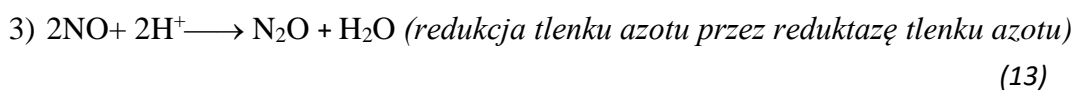
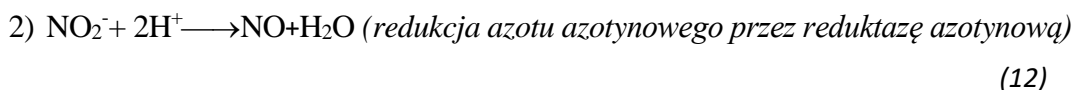
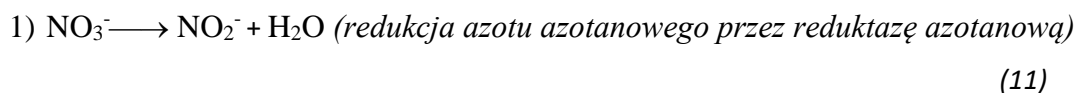
Heterotroficzna denitryfikacja jest końcowym etapem konwencjonalnych przemian azotu, polegającym na biochemicznej redukcji azotanów (V) lub azotanów (III) do azotu gazowego (N_2) lub (N_2O) z jednoczesnym utlenieniem materii organicznej, która jest źródłem węgla i energii dla bakterii heterotroficznych.

W skład bardzo licznej grupy mikroorganizmów denitryfikacyjnych, (stanowią bowiem około 13% całej populacji występującej w osadzie czynnym), wchodzi m.in. grupy bakterii.: *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Bacillus*, *Corynebacterium*, *Flavobacterium*, *Halobacterium*, *Methanomonas*, *Neisseria*, *Pseudomonas*, *Paracoccus*, *Rhizobium*, *Streptosporangium*, *Spirillum*, *Vibrio* (Kopeć, 2014; Tchobanoglous, 2014).

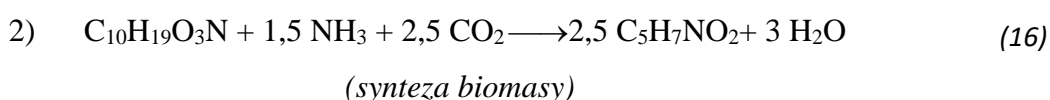
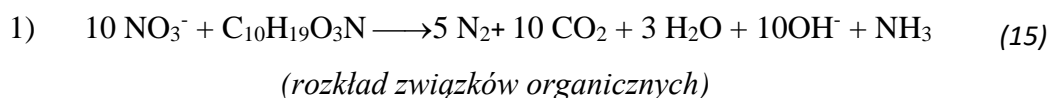
Heterotroficzna denitryfikacja jest czterostopniowym biochemicznym procesem redukcji azotu azotanowego do wolnego azotu atmosferycznego (Fernández, 2011; Koszubowska, 2015). W uproszczeniu proces z udziałem bakterii denitryfikacyjnych można opisać następującym ciągiem przemian:



Szczegółowo kolejne stopnie obejmują:



W klasycznym procesie oczyszczania ścieków w trakcie heterotroficznej denitryfikacji bakterie heterotroficzne ze względu na brak tlenu wykorzystują azot azotanowy jako ostatni akceptor elektronów w łańcuchu oddechowym (Lu, 2010; Cyplik, 2013), natomiast źródłem energii jest węgiel organiczny. W takim przypadku reakcje przebiegają następująco:



Proces denitryfikacji determinują takie czynniki jak: temperatura procesu około 35°C, wartość pH (optymalnie 6-9) (Trela, 2000; Kopeć, 2014) dostępność w odpowiednich proporcjach źródła energii i tlenu oraz obecność substancji toksycznych.

3.1.4. Proces heterotroficznej nitryfikacji i tlenowej denitryfikacji

W klasycznym ujęciu oczyszczania usuwanie azotu ze ścieków odbywa się na drodze autotroficznej nitryfikacji połączonej z heterotroficzną dysymilacyjną denitryfikacją. Dowiedziono jednak, że nitryfikanty autotroficzne w warunkach ograniczonego dostępu tlenu mają zdolność redukcji azotanów (III) i (V) do tlenków azotu lub azotu gazowego. Przebieg heterotroficznej nitryfikacji jest bardzo podobny do przebiegu procesu autotroficznego, z tymi samymi produktami pośrednimi i końcowymi, jednak z udziałem innych enzymów (Zart, 1998; Wrage, 2001).

Można zatem stwierdzić, że heterotroficzne mikroorganizmy nitryfikacyjne zdolne są do jednoczesnego oddychania tlenowego i azotowego. W związku z powyższym mogą realizować denitryfikację w warunkach tlenowych, co ostatecznie prowadzi do pełnego usuwania azotu. Heterotroficzne denitryfikanty z kolei mają zdolność do przeprowadzania tlenowej denitryfikacji oraz nitryfikacji heterotroficznej. Do populacji bakterii mających zdolność prowadzenia heterotroficznej nitryfikacji i tlenowej denitryfikacji zalicza się między innymi: *Alcaligenes*, *Arthrobacter*, *Aerobacter*, *Mycobacterium*, *Paracoccus denitrificans*, *Thiosphaera*, *Paracoccus* (wcześniej zakwalifikowana jako *Thiosphaera*) *Comamonas* i *Pseudomonas* (Huang, 2001; Tomska, 2015).

Podobnie jak przypadku wcześniej omawianych przemian, czynnikami fizykochemicznymi mającymi determinujący wpływ na przedstawione procesy są: temperatura, pH, natlenianie, proporcje dostępnych substratów oraz obecność substancji toksycznych w ściekach.

3.1.5. Proces autotroficznej denitryfikacji tlenowej

Autotroficzna denitryfikacja tlenowa to zdolność mikroorganizmów do prowadzenia denitryfikacji z wodorem jako donorem elektronów i azotynami jako akceptorami elektronów. Posiadają ją bakterie z grupy: *Nitrosomonas europaea* oraz *Nitrosomonas eutropha*, które przy limitowanej obecności tlenu mogą prowadzić zarówno proces nitryfikacji, jak i denitryfikacji, z wytworzeniem znaczących ilości N₂O, NO lub N₂

(Ritchie, 1972; van Loosdrecht, 1998). Jak się okazuje dodatkowo, niektóre bakterie *Nitrobacter* wykazują zdolność redukcji azotanów (V) w warunkach anoksycznych, z wydzieleniem N₂O jako produktu końcowego (Freitag, 1987).

Z kolei bakterie z grupy *Nitrosomonas eutropha* pozwalają na uzyskanie w procesie redukcji azotu jako jedynych produktów przemian N₂O oraz N₂, przy czym uzyskiwana szybkość tych przemian jest niestety o rząd wielkości niższa niż dla konwencjonalnej reakcji nityfikacji i denityfikacji.

Omawiany proces zachodzi w bardzo specyficznych warunkach tlenowych i jest wrażliwy na zmiany temperatury i pH (Bock, 1995).

3.2. Innowacyjne kierunki rozwoju metod usuwania azotu ze ścieków

3.2.1. Proces autotroficznej denityfikacji beztlenowej – deamonifikacja

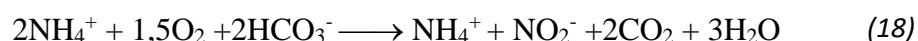
Aktualnie można wyróżnić dwa mechanizmy utleniania amoniaku w warunkach beztlenowych, realizowane przez dwie odrębne grupy mikroorganizmów. Pierwszy z nich, związany jest z możliwością pozyskiwania energii dla wzrostu przez tlenowe bakterie utleniające amoniak z rodzaju *Nitrosomonas*, także w warunkach beztlenowych. Wykorzystują one do utleniania amoniaku tlenek azotu (IV) lub powstający z jego redukcji tetratlenek diazotu.

Poza uwalnianym w wyniku tej przemiany tlenkiem azotu (II) powstaje hydroksyloamina, która następnie ulega utlenieniu do azotanów (III), z kolei azotany (III) są w dalszej kolejności redukowane do azotu gazowego (Schmidt, 1997, 2002; Beńko, 2011).

Utlenianie amoniaku w tym przypadku zachodzi według równania:



Drugi mechanizm utleniania amoniaku w warunkach beztlenowych związany jest z metabolizmem bakterii Anammox (mikroorganizmów z grupy *Planctomycelates*), które preferują azotany (III) jako akceptory elektronów (Jetten, 1998, 2001; Beńko, 2011). Proces bazuje na reakcji amoniaku, będącego donorem elektronu i hydroksylaminy, powstałej z redukcji azotanów (III) i przebiega według poniżej reakcji:



Jest to reakcja bardziej korzystna pod względem energetycznym niż konwencjonalna nityfikacja. Proces ten jest jednak wrażliwy i ulega hamowaniu przez azotany V, jeżeli ich stężenie przekracza wartość 20 mg/dm^3 . Reakcja przebiega w temperaturze $20 - 43^\circ\text{C}$ i pH $6,7 - 8,3$ (Szatkowska, 2005, 2007).

3.2.2. Proces całkowitej nityfikacji – Comammox

Jednym z najnowszych odkryć dotyczących nityfikacji jest proces Comammox. Odkrycie mikroorganizmów, które mogą utleniać amoniak bezpośrednio do azotanów (*comammox – complete oxidation of ammonia*), zmienia tradycyjny paradygmat (obowiązujący ponad 100 lat), że proces nityfikacji przebiega dwustopniowo i wymaga aktywności dwóch rodzajów mikroorganizmów – utleniających amoniak do azotynów (AOB) oraz utleniających azotyny do azotanów (NOB *nitrite oxidizing bacteria*) (Mąkinia, 2018). Do chwili odkrycia bakterii comammox były one uważane za typowych przedstawicieli bakterii z grupy NOB, które jako substrat wykorzystują wyłącznie NO_2^- . W przeciwieństwie do typowych NOB genomy bakterii comammox *Nitrospira* zawierają pełny zestaw genów umożliwiających zarówno utlenianie NH_4^+ jak i utlenianie NO_2^- (Hu, 2017; Sobotka, 2021).

Niedawne odkrycie kompletnego procesu comammox stwarza możliwości zrewidowania podejścia do zarządzania azotem w systemach oczyszczania ścieków wykorzystujących nowatorskie procesy usuwania azotu, takie jak deamonifikacja czy skrócona nityfikacja-denitryfikacja. Dodatkowo bakterie comammox mogą znacząco zakłócać produkcję azotynów w częściowej nityfikacji, która jest kluczowym etapem pomyślnego działania obu nowych procesów (Abir, 2018).

3.2.3. Autotroficzna denitryfikacja oraz Sulfammox

Autotroficzna denitryfikacja inaczej denitryfikacja siarkowa jest procesem redukcji NO_3^- do N_2 poprzez utlenianie nieorganicznych zredukowanych związków siarki. Proces prowadzony przez mikroorganizmy zaliczanych do grupy chemolitoautotrofów: *Thiobacillus denitryficans*. (Yu, 2015).

Proces autotroficznej denitryfikacji Sulfammox to reakcja azotu NH_4^+ z siarczanami SO_4^{2-} , w której produktami końcowymi są N_2 i siarka elementarna S^0 , bardziej pożądane ze względu na mniejszą szkodliwość dla środowiska.

Proces prowadzony jest przez mikroorganizmy z grupy *Brocardia Anammoxo-globus* oraz *Bacillus Benzoevorans* (Cai, 2010; Zang, 2019) jednakże jako że istnieją odstępstwa od reguł mechanizmu procesu, jest on ciągle rozpoznawany.

Powyższe wysokoefektywne procesy mogą być atrakcyjne dla oczyszczalni głównie przemysłowych (przemysł petrochemiczny, przemysł garbarski) o podwyższonej zawartości siarki w ściekach. Wówczas w odpowiednich warunkach można uzyskać ponad 90% redukcji NH_4^+ oraz ponad 50% redukcji SO_4^{2-} . (Grubba, 2021; Sobotka, 2021).

3.3. Anammox jako efektywna i niskoemisyjna technologia usuwania azotu ze ścieków

Intensywny rozwój technologii środowiskowych w zakresie redukcji azotu ze ścieków umożliwia zmiany w dotychczasowym sposobie pracy komunalnych oczyszczalni ścieków. Usuwanie azotu ukierunkowane jest aktualnie na optymalizację klasycznego procesu nityfikacji-denitryfikacji oraz przede wszystkim na implementację innowacyjnych technologii bazujących na procesach anammox. Szczególnie, że te ostatnie w istotny sposób zmniejszają koszty energii i produkcję gazów cieplarnianych oraz wpisują się założenia zrównoważonej gospodarki wodno-ściekowej zgodnie ze strategią gospodarki o obiegu zamkniętym (Circular Economy) Międzynarodowej Agencji Energetycznej (Strona internetowa programu Smart-PLANT).

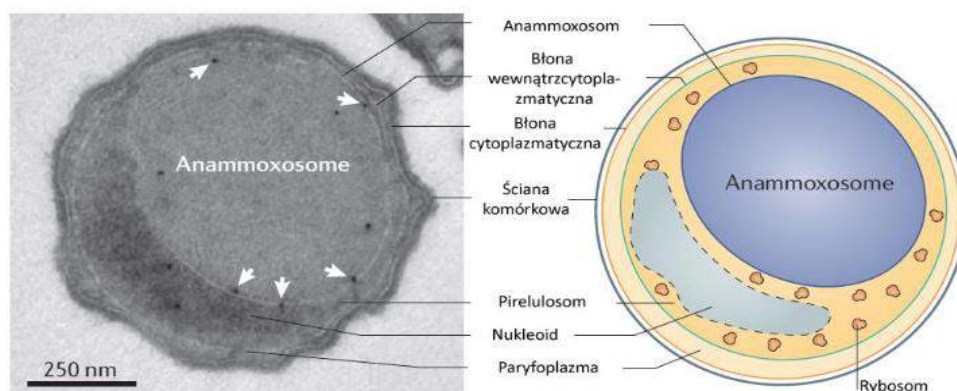
3.3.1. Założenia procesu Anammox

Technologia Anammox (*Anaerobic Ammonium Oxidation*) jest nowatorskim procesem usuwania związków azotowych ze ścieków, głównie o podwyższonych stężeniach jonów amonowych ($>0,2 \text{ g NH}_4\text{-N/dm}^3$) oraz azotynowych. Jest to proces prowadzony w warunkach beztlenowych, a ponieważ nie ma konieczności doprowadzania zewnętrznego źródła węgla, jest także odpowiedni dla ścieków o relatywnie niskiej zawartości materii organicznej. Stosunek $\text{NO}_2\text{-N/NH}_4\text{-N}$ w zakresie 1,0-1,5 (optimum 1,3) w ściekach doprowadzanych ma kluczowe znaczenie dla efektywności procesu Anammox. Ścieki o takiej charakterystyce mogą być generowane zarówno w przemyśle, jak również powszechnie w oczyszczalniach ścieków komunalnych w procesie odwadniania osadów przefermentowanych (van de Graaf, 1995; European Commission, 2004).

3.3.2. Mikroorganizmy procesu Anammox

Według aktualnego stanu wiedzy wszystkie zidentyfikowane mikroorganizmy zdolne do prowadzenia procesu utleniania azotu amonowego w warunkach anoksydacyjnych należą do grupy *Planctomycetales*. Bakterie tego rzędu wyróżniają się od innych między innymi wysoką organizacją komórkową, a także istnieniem jednej bądź kilku membran cytoplazmatycznych otaczających komórkę (*Strous, 1999; Fuerst, 2005*).

Komórka bakterii Anammox (Rys. 4), oprócz błony cytoplazmatycznej znajdującej się bezpośrednio pod ścianą komórkową posiada także dwuwarstwową błonę wewnątrzcytoplazmatyczną ICM. Przestrzeń pomiędzy nią, a błoną cytoplazmatyczną wypełnia tzw. paryfoplazma, w której zawarta jest część komórkowego RNA. Przestrzeń, którą otacza ICM to ryboplazma, zawierająca cząstki podobne do rybosomów oraz całość materiału genetycznego – DNA (*Gutwiński, 2012*).



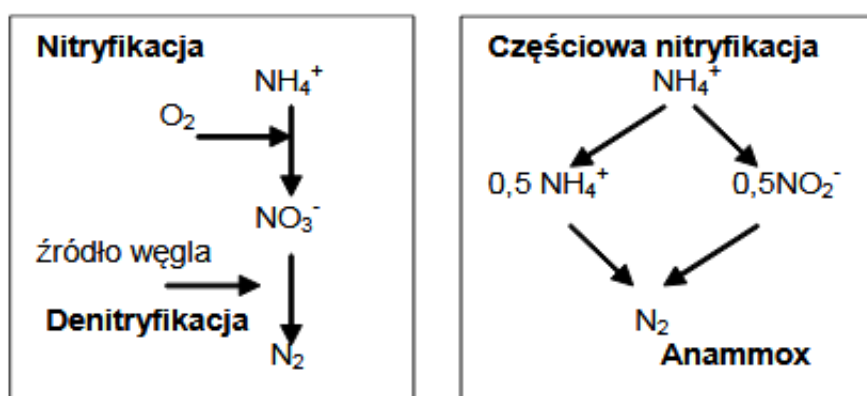
Rys. 4. Schemat budowy komórki bakterii Anammox (*Fuerst, 2011*)

Unikalnym i niewątpliwie najbardziej interesującym elementem w komórce bakterii Anammox jest tzw. anammoxosom. Błona anammokosomu zbudowana jest z nietypowych lipidów o strukturze przypominającej drabinę (ang. ladder), stąd lipidy te nazwano lipidami ladderanowymi. Do chwili obecnej błona tych struktur jest jedynym miejscem występowania tego typu lipidów. Wewnątrz anammokosomów zachodzi katabolizm reakcji utleniania amoniaku do wolnego azotu.

Tu też wytwarzany jest kluczowy dla metabolizmu enzym – oksydaza hydrazyny HZO (*Lindsay, 2001; Baj, 2006*).

3.3.3. Mechanizm prowadzenia procesu Anammox

Poznanie ścieżki metabolizmu procesu Anammox było możliwe dzięki metodzie ze znakowanym azotem ^{15}N (Jetten, 2005; Błaszczak, 2006). Hydroksyloamina oraz hydrazyna zostały zidentyfikowane jako ważne produkty pośrednie procesu. W reakcji Anammox jony azotynowe stanowiące akceptor elektronów są redukowane do hydroksyloaminy. W kolejnym etapie hydroksyloamina reaguje z jonami amonowymi, w wyniku czego powstaje hydrazyna, która jest ostatnim produktem przejściowym. Podczas utleniania hydrazyny do azotu cząsteczkowego uwalniane są elektrony, które zużywane są podczas redukcji jonów azotynowych do hydroksyloaminy. Całkowita konwersja jonów amonowych do gazowego azotu jest możliwa bez dodatku metanolu lub innego źródła węgla organicznego (Ahn, 2006; Makuch, 2009). Przewagę złożoności mechanizmu procesu w technologii Anammox w porównaniu do przemian związków azotu w klasycznej nitryfikacji i denitryfikacji przedstawia Rys. 5.



Rys. 5. Klasyczna nitryfikacja i denitryfikacja a proces Anammox (Sadecka, 2010)

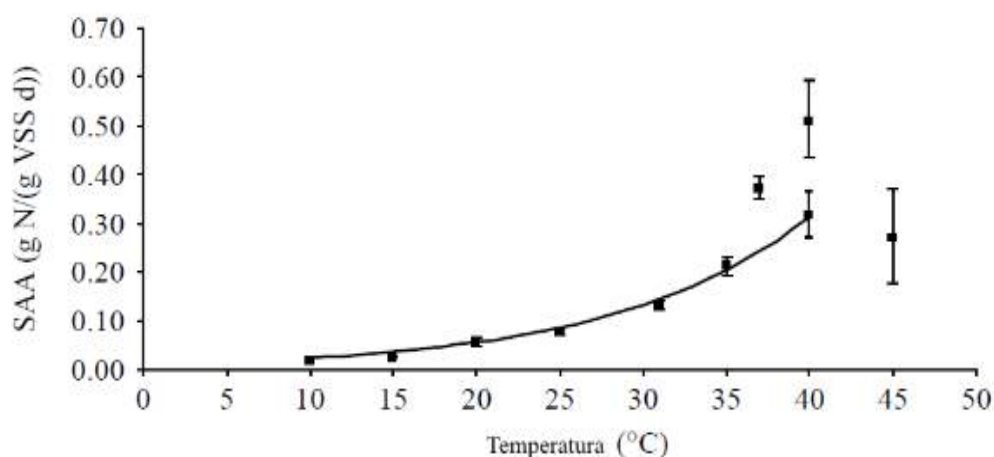
3.3.4. Czynniki wpływające na przebieg procesu Anammox

Odczyn

Prowadzone badania dotyczące wpływu odczynu na kinetykę procesu i szybkość reakcji Anammox wykazały, że optymalną wartością jest pH około 8 (Strous, 1999, 2000). Jednakże stwierdzono, że aktywność bakterii Anammox nie ulega inhibicji nawet podczas dużych wahań pH, szczególnie przy nieco bardziej zasadowym odczynie około $\text{pH} = 8,5 - 9,0$ a nawet $\text{pH} = 9,3-9,5$ (Egli i in. 2001; Ahn, 2004).

Temperatura

Jak wykazały badania prowadzone na ściekach syntetycznych szybkość reakcji Anammox jest silnie zależna od temperatury. Optymalny zakres dla przebiegu reakcji zachodzi w przedziale temperatur od 20°C do 43°C. (Strous 1999, 2000). Na podstawie uzyskanych wyników, stwierdzono również, że temperatura 11°C powoduje 76%-owy spadek aktywności w porównaniu z aktywnością mikroorganizmów w temperaturze 37°C, a z kolei w temperaturze 10°C zaobserwowano całkowity zanik aktywności bakterii, co wytłumaczono zbyt niską energią aktywacji. W temperaturze powyżej 45°C zostaje zahamowana aktywność biologiczna bakterii Anammox - nie jest produkowany gazowy azot (Egli, 2001). Szczegółową zależność pomiędzy temperaturą, a specyficzną aktywnością reakcji bakterii Anammox przedstawia wykres na Rys. 6.



Rys. 6. Wpływ temperatury na max. szybkość reakcji (SAA) dla osadu granulowanego (Dosta, 2008)

Stężenie tlenu rozpuszczonego

Jednym z najbardziej strategicznych czynników powodujących prawidłowe prowadzenie procesu Anammox jest stężenie tlenu rozpuszczonego. Jak wykazały badania maksymalną wydajność procesu stwierdzono przy stężeniu tlenu około 0,3 mg/dm³ w stałej temperaturze 32,5°C (Szatkowska, 2003). Jako proces anoksydacyjny Anammox ulega całkowitej inhibicji przy stężeniu tlenu rozpuszczonego około 0,5%.

Z kolei w warunkach ograniczonego natlenienia (<0,5%) powstaje mieszana kultura aerobowych oraz anaerobowych oksydantów. Wówczas to jony amonowe są bezpośrednio przekształcane do gazowego azotu, gdzie NO₂-N pełni rolę produktu pośredniego (Hippen, 1997; Third, 2001).

Wyniki badań wykazały również, że optymalne stężenie tlenu rozpuszczonego, przy którym następuje maksymalne usuwanie azotu jest ściśle związane z ASL (Ammonium Surface Load, ładunek azotu amonowego przypadający na jednostkę powierzchni błony biologicznej). Na podstawie powyższych obserwacji wykazano, że przy ASL równym $2 \text{ g N/m}^2 \cdot \text{d}$ oraz stężeniu tlenu rozpuszczonego równym $1,3 \text{ g/m}^3$ wykorzystanie jonów amonowych wynosi około 94% (Hao, 2002).

Wpływ światła widzialnego

Wśród różnych czynników determinujących prawidłowy przebieg procesu z udziałem bakterii Anammox badano również wpływ światła widzialnego. Uzyskane wyniki badań jednoznacznie wykazały negatywne jego oddziaływanie, w postaci spadku aktywności bakterii Anammox nawet o 30-50% (van de Graaf, 1996).

Wpływ związków organicznych

Ścieki dopływające do oczyszczalni to mieszanina różnorodnych związków organicznych, z kolei bakterie procesu Anammox są chemoautotrofami, co oznacza, że zarówno CO_2 , jak i jony węglanowe obecne w tych ściekach używane są jako źródło węgla. Ponieważ mogą one powodować inhibicję aktywności bakterii Anammox ważnym jest utrzymanie ich prawidłowego stężenia (Ren-Cun, 2012). Jednym ze sposobów kształtowania równowagi związków organicznych w ściekach jest stworzenie warunków konkurencji bakterii autotroficznych z heterotroficznymi. Bakterie heterotroficzne wzrastają szybciej niż bakterie autotroficzne i pod zwiększonym stężeniem materii organicznej, powodując tym samym eliminację bakterii Anammox z systemu.

Ponadto, wykazano, że bakterie Anammox „lubią towarzystwo” innych bakterii, takich jak bakterie denitryfikacyjne lub nitrozobakterie, które stanowią dla nich ochronę przed niekorzystnym działaniem niektórych czynników (Kartal, 2008; Ren-Cun, 2012).

Alkohol metylowy, aldehydy, fenole czy antybiotyki to grupa związków, która ewidentnie hamuje wzrost bakterii procesu Anammox. Jak wykazały badania już minimalne stężenie metanolu na poziomie $0,5 \text{ mM}$ hamuje proces nieodwracalnie. Z kolei kwasy organiczne takie jak kwas octowy czy propionowy są zużywane ze znaczną szybkością (około $0,8 \text{ nmol/min} \cdot \text{mg białka}$) przez oczyszczone komórki bakteryjne. Inne związki organiczne, takie jak glukoza, mrówczany oraz alanina, nie mają wpływu na aktywność mikrobiologiczną bakterii (Güven, 2005; Isaka, 2007; Oshiki, 2011).

Wpływ związków azotowych

Szybkość zużywania jonów amonowych w warunkach optymalnych maksymalnie wynosi 55 $\mu\text{mol NH}_4\text{-N/g}$ białka $\cdot\text{min}$. Na podstawie przeprowadzonych badań stwierdzono, że proces Anammox przebiega z najwyższą wydajnością w zakresie początkowego stosunku $\text{NO}_2\text{-N/NH}_4\text{-N}$ pomiędzy 1,0 a 1,5 (*van Niftrik, 2004*) Bakterie katalizujące proces Anammox konsumują jony amonowe i azotynowe w proporcji około 1:1,3 (*Schmid i in. 2003*) i przy takiej proporcji proces Anammox najlepiej nadaje się do usuwania azotu ze ścieków. Jak wykazano nadmiar jonów azotynowych w stosunku do amonowych wynika z faktu, że część ich utleniana jest do azotanów podczas asymilacji dwutlenku węgla, dlatego też przy stężeniu $\text{NO}_2\text{-N}$ wyższym niż 5 mM przez okres powyżej 12 h, dochodzi do całkowitej utraty aktywności procesu Anammox. Proces ten może zostać przywrócony poprzez dodanie śladowych ilości produktów przejściowych procesu - hydrazyny oraz hydroksylaminy (*Dalsgaard, 2002*).

Aktywność bakterii Anammox jest nieodwracalnie inhibitowana przez azotyny przy stężeniu powyżej 70 mg N/dm^3 oraz powyżej 180 mg N/dm^3 po kilku dniach inkubacji (*Egli i in., 2001*). Z kolei nie stwierdzono inhibicji procesu Anammox przez $\text{NH}_4\text{-N}$ oraz przez $\text{NO}_3\text{-N}$ o stężeniach poniżej 1 g/dm^3 (*van Hulle, 2005*).

3.3.5. Najczęściej stosowane w oczyszczalniach ścieków procesy deamonifikacji

Według danych literaturowych aktualnie najczęściej wykorzystywaną technologią deamonifikacji wśród instalacji stosowanych w komunalnych i przemysłowych oczyszczalniach ścieków jest system DEMON[®] (<http://www.grontmij.com>, 2016). W roku 2010 w skali technicznej proces DEMON[®] eksploatowany był w 9 oczyszczalniach w Austrii, Szwajcarii, Niemczech, Holandii i na Węgrzech; 6 następnych było w budowie w Austrii, Serbii, Holandii i Niemczech. W 2013 roku liczba instalacji przekroczyła już 40, łącznie ze Stanami Zjednoczonymi i innymi krajami poza Europą.

Według stanu na grudzień 2015 roku było ich na całym świecie już 70 (<http://wawa-tech.com/technologies/demon>), a obecnie ponad 80 oczyszczalni na całym świecie wykorzystuje tę technologię (<https://www.wodociagi.slupsk.pl>, 2020). Pierwsza w Polsce instalacja DEMON[®] została uruchomiona w oczyszczalni ścieków „Kujawy” w Krakowie, a w kolejnych latach w Oświęcimiu, Bielsku Białej oraz Słupsku (<http://wawa-tech.com/technologies/demon>).

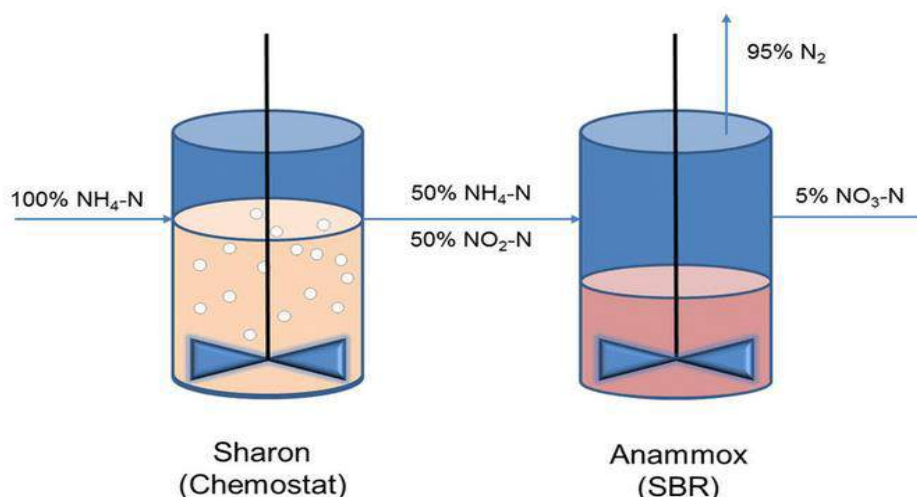
Pierwszą instalację Biofarma wykorzystującą technologię ANITA™Mox® uruchomiono w sierpniu 2010 r., a pełną zdolność usuwania azotu osiągnęła w styczniu 2011 r. Miało to miejsce w oczyszczalni ścieków Sjölanda w Malmö w Szwecji. Pozostałe miejsca implementacji tej technologii to między innymi: Sundets (Växjö), Szwecja 2014 r., Grindsted, Dania 2015 r., James River, USA, Egan (Chicago), USA, Locarno, Szwajcaria, a także klient przemysłowy, Polska (Food & Beverage) i skala półtechniczna w GOŚ "Dębogórze" 2016 r. (<https://www.veoliawatertechnologies.pl/technologie/anita-mox>) skala techniczna w GOŚ "Dębogórze" 2022 r.

Proces SHARON® został po raz pierwszy zastosowany na pełną skalę w oczyszczalniach ścieków Sluisjesdijk w styczniu 1999 roku a następnie Dokhaven oraz Utrecht w Rotterdamie (Holandia) (Sobotka, 2021). W 2015 roku uruchomiono dwie instalacje przemysłowe ELAN®, w których oczyszczane są ścieki z kofermentacji osadów komunalnych i przetwórstwa mięsnego oraz z fabryki przetwórstwa rybnego (del Rio, 2017). Technologia PANDA® została opracowana przez instytut ISAH Hanover w Niemczech i swoje zastosowanie znalazła na oczyszczalni Rheda-Wiedenbrueck w roku 2017. Aktualnie również trwają prace przygotowawcze studium wykonalności w czterech miastach Mołdawii mające implementację tej technologii (Hartwig, 2017).

Obecnie dostępna jest coraz większa różnorodność rozwiązań innowacyjnych technologii służących redukcji azotu. Zaczynają one być coraz powszechniej wdrażane w oczyszczalniach komunalnych z uwagi na dobre wyniki technologiczne i ekonomiczne uzyskiwane w skali technicznej (Pęciak-Foryś 2021). Proces CANON® znalazł zastosowanie do oczyszczania odcieków po beztlenowej fermentacji osadu w pełnej skali w oczyszczalniach ścieków Hattingen w Niemczech oraz Glenerland w Szwajcarii (Vázquez-Padín, 2009).

SHARON Anammox®

SHARON Anammox® (Rys. 7) to dwustopniowa technologia usuwania azotu opracowana w 2001 roku przez firmę Paques. W stopniu pierwszym czyli reaktorze SHARON 50% wprowadzonego ładunku $\text{NH}_4\text{-N}$ utleniana jest do formy $\text{NO}_2\text{-N}$. W stopniu drugim, którym jest reaktor ANAMMOX pozostała część $\text{NH}_4\text{-N}$ utleniana jest przez bakterie anammox przy wykorzystaniu wyprodukowanych w stopniu pierwszym form $\text{NO}_2\text{-N}$. System funkcjonuje w oddzielnych reaktorach przy wysokich ładunkach azotu (do $7 \text{ kg N/m}^3/\text{d}$) (Sobotka, 2018), co umożliwia jego lepszą kontrolę.



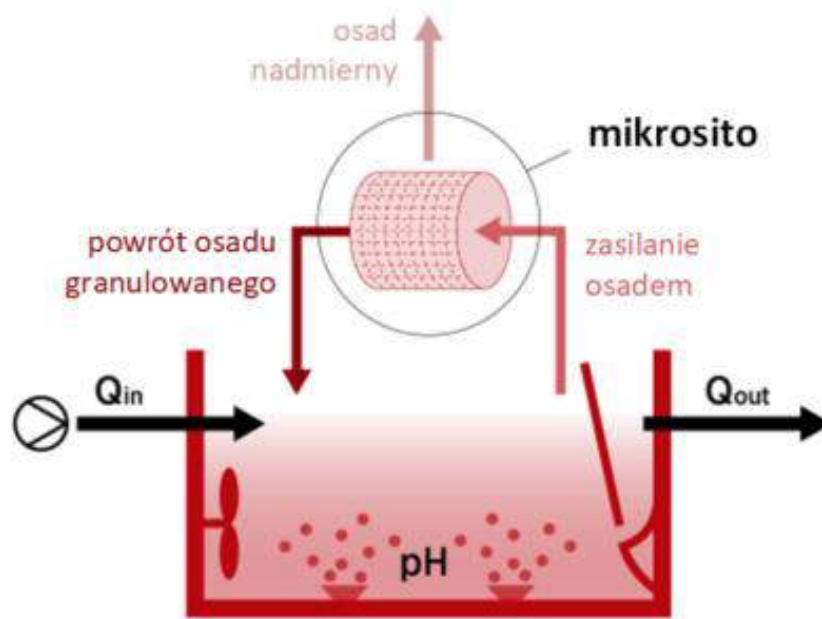
Rys. 7. Schemat instalacji i działanie układu z zastosowaniem systemu SHARON Anammox[®]
 (https://www.researchgate.net/figure/Sharon-Anammox-process-ASM-News-2001_fig3)

DEMON[®]

Nazwa procesu DEMON[®] odnosi się do usuwania azotu na drodze częściowej nityfikacji oraz technologii Anammox[®] realizowanych w jednym reaktorze typu SBR, w warunkach ścisłej kontroli pH. Efektywność usuwania azotu w reaktorze DEMON[®] (Rys. 8) może wynosić 85–90% (<http://www.grontmij.com>, 2016). Bakterie utleniające azot amonowy do azotanów (III) i bakterie „anammox” koegzystują w jednym reaktorze. Technologia ta została opracowana w Austrii (University of Innsbruck).

Kluczowymi parametrami w procesie DEMON[®] jest czas reakcji pomiędzy pH i stężeniem tlenu - czas napowietrzania uzależniony jest od zmian wartości pH. Istotą tego sterowania jest fakt, że utlenianie azotu amonowego do azotanów (III) obniża wartość pH, natomiast w procesie anaerobowego utleniania amoniaku za pomocą bakterii „anammox” następuje wzrost pH.

W procesie DEMON[®] jeden pełny cykl oczyszczania odcieków w reaktorze SBR składa się z wielu cykli cząstkowych: napowietrzania oraz mieszania. Pełny cykl oczyszczania, jak w każdym reaktorze SBR kończy faza sedymentacji osadu. System DEMON[®] pracuje przy długim wieku osadu (ok. 20 dni), a jednocześnie z uwagi na niskie stężenie tlenu w reaktorze proces charakteryzuje się bardzo małym przyrostem osadu czynnego (kłaczkowatego) (Sobotka, 2021).



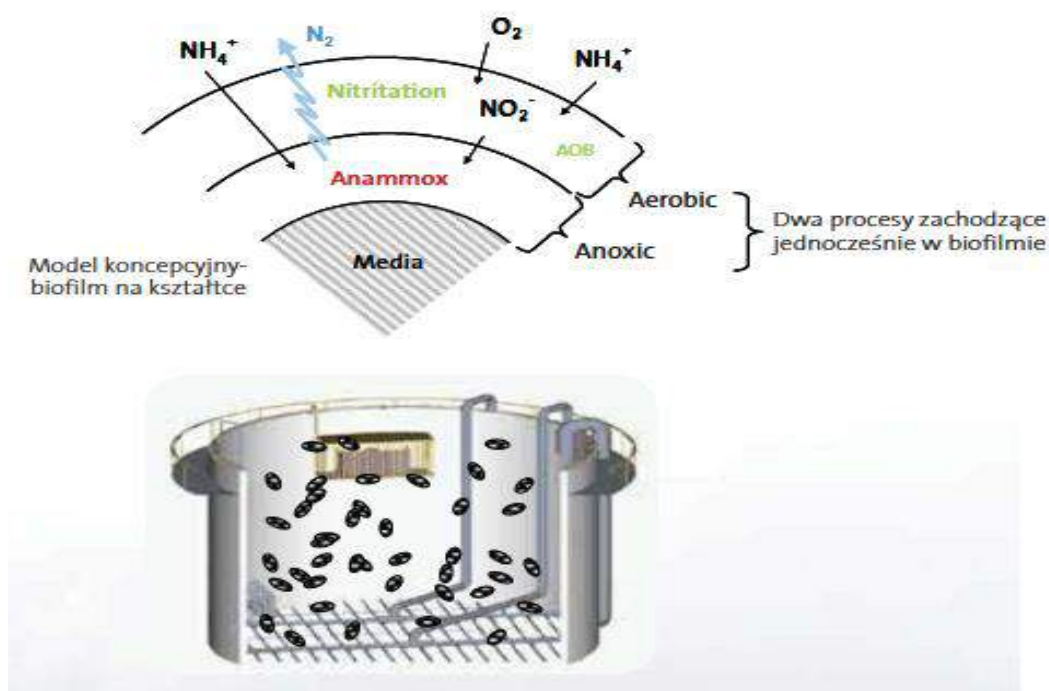
Rys. 8. Schemat cyklicznego reaktora deamonifikacyjnego DEMON® (WaWa Tech 2021)

ANITA™ Mox® Veolia

Procesy ANITA™Mox® - MBBR (Moving Bed Biofilm Reactor) i Hybas (Integrated Fixed Film Activated Sludge) są jednostopniowymi technologiami usuwania amoniaku i 75-85% azotu całkowitego. Proces ANITA™Mox® (Rys. 9) odbywa się w 2 etapach: nityfikacji tlenowej i beztlenowym utleniania amoniaku przeprowadzanego przez bakterie anammox.

Powyższe, dwa etapy zachodzą w jednoetapowym procesie tworzenia biofilmu w różnych jego warstwach: zewnętrznej - nitytowanie (warunki tlenowe) i wewnętrznej - anammox (warunki beztlenowe). Można to osiągnąć w ramach jednego reaktora MBBR. W reaktorze utrzymywane są określone warunki (pH, temperatura, poziom tlenu), aby umożliwić bakteriom specyficznym dla procesu wzrost w postaci biofilmu na kształtce AnoxKaldnes.

Kluczowym elementem technologii MBBR są nośniki/kształtki Anox Kaldnes, które zostały zaprojektowane tak, aby zapewnić dużą chronioną powierzchnię dla biofilmu i optymalne warunki dla aktywności biologicznej, zapewniając również elastyczność w doborze odpowiedniego typu w zależności od jakości i parametrów ścieków (<https://www.veoliawatertechnologies.pl/technologie/anita-mox>).



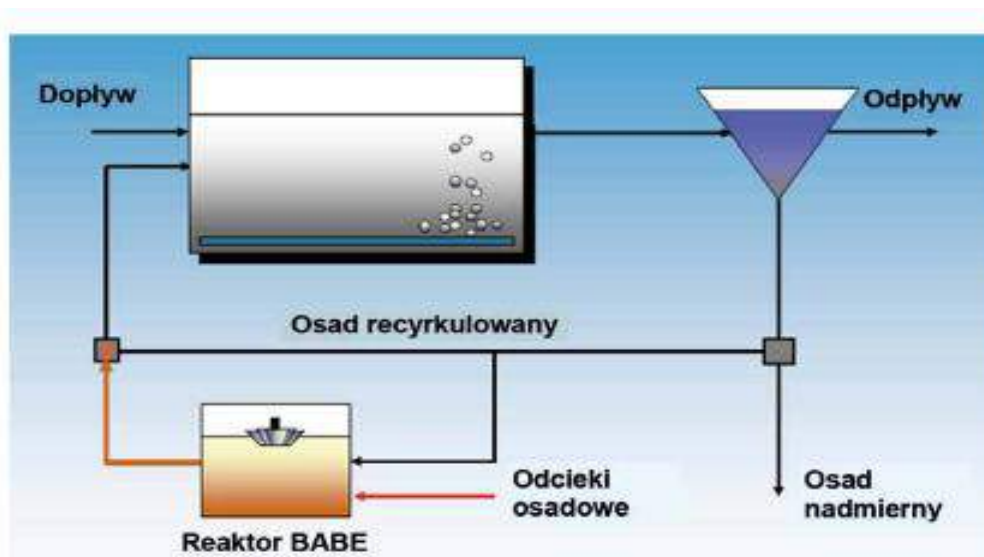
Rys. 9. Zasada procesu ANITA™Mox® MBBR
(<https://www.veoliawatertechnologies.pl/technologie/anita-mox>)

BABE®

Technologia BABE® (Bio-Augmentation Batch Enhanced) spełnia wszelkie oczekiwania związane z procesem usuwania azotu amonowego w tzw. bocznym ciągu technologicznym, w oczyszczalniach ścieków odwadniających prefermentowane osady ściekowe.

Cechą charakterystyczną tej technologii, jest założenie, że do procesu stosuje się zaszczep osadu o temperaturze zbliżonej do temperatury występującej w reaktorach biologicznych. Zabieg ten bazujący na układzie bioaugmentacji pozwala na uzyskanie stałego obniżenia wymaganego wieku osadu. Bioaugmentacja polega na wyhodowaniu w osadzie czynnym takiego szczepu bakterii, który charakteryzuje się znacznym potencjałem degradacji konkretnych zanieczyszczeń oraz jest niewrażliwy na zmiany środowiskowe w postaci tolerancji na temperaturę i substancje toksyczne (poniżej schemat ideowy układu na Rys. 10) (Salem, 2003; Barbusiński 2016). Temperatura procesu kształtuje się na poziomie 25-25°C i zapewnia ją ciepło nityfikacji oraz ciepło ścieki z odwadniania osadów.

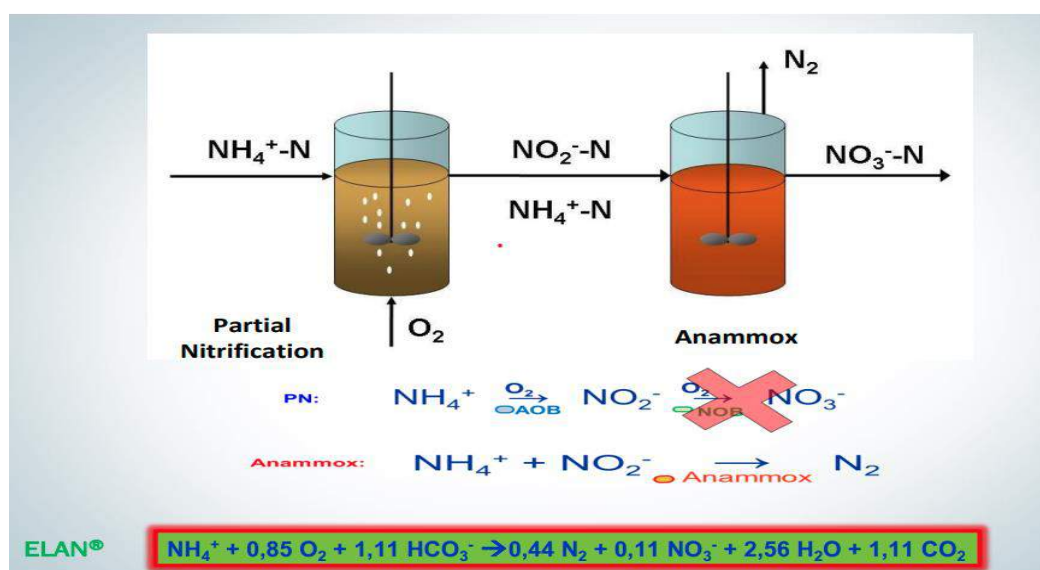
Technologia dedykowana dla wysoko obciążonego osadu czynnego. Przy stabilnej pracy reaktora pozwala na ustabilizowanie efektywności procesów nityfikacji i denityfikacji w reaktorze odpowiednio 75% i 80%. (Barbusiński, 2016).



Rys. 10. Schemat instalacji i działania układu z zastosowaniem systemu BABE® (Barbusiński, 2016)

ELAN®

Hiszpańska technologia firmy FCC Aqualia-ELAN® (Eliminación Autotrofica de Nitrogeno) bazuje na jednostopniowym procesie z wykorzystaniem bakterii anammox (Rys. 11) występujących w postaci granulowanego osadu w reaktorze typu SBR. Podczas trwania cyklu procesu napowietrzanie w zakresie 0,8-4,0 g O₂/m³, zasilanie oraz mieszanie odbywają się w sposób ciągły. Inhibicja bakterii NOB następuje w wyniku skrócenia wieku osadu. Parametrem kluczowym kontrolującym i zapewniającym stabilność pracy układu jest stosunek wykorzystanej zasadowości do przewodności (Morales, 2017; Sobotka, 2021).

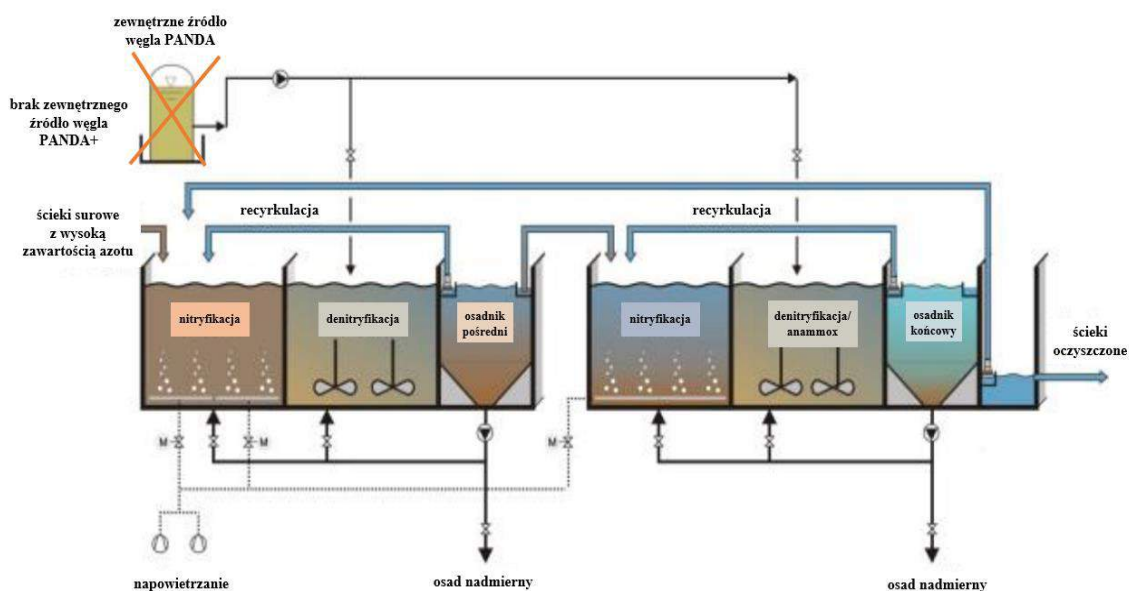


Rys. 11. Schemat instalacji i działania układu z zastosowaniem systemu ELAN® (Morales 2017)

PANDA[®]

PANDA[®] (Partial Augmented Nitritation-Denitritation with Alkalinity recovery) to proces bazujący na technologii częściowej nitrytacji oraz anammox (Rys. 12). Zmodyfikowana wersja PANDA+[®] nie wymaga dozowania zewnętrznego źródła węgla. System bazuje się na inhibicji bakterii NOB (*nitrite oxidizing bacteria*) w procesie sterowania wiekiem osadu i stężeniem NH₃ (Hartwig, 2017; Sobotka, 2021).

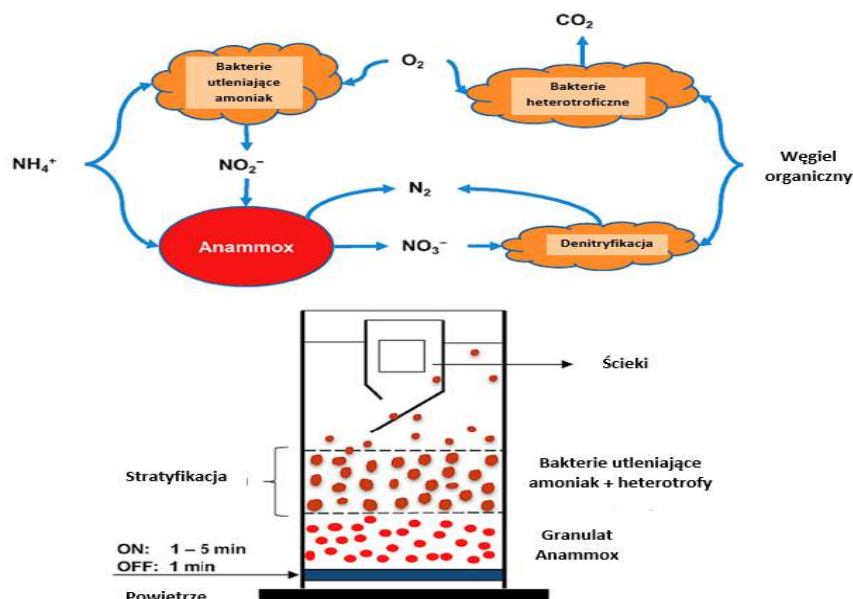
Bardzo ważną cechą technologii PANDA[®] jest wewnętrzna recyrkulacja wykorzystująca zasadowość do zwiększenia efektywności procesu nitrytacji. Wersja PANDA+[®] wykorzystuje konwersję bakterii anammox zamiast denitryfikacji. (Hartwig, 2007).



Rys. 12. Schemat procesu dwustopniowej instalacji PANDA[®] (Hartwig, 2007)

CANON[®] i OLAND[®]

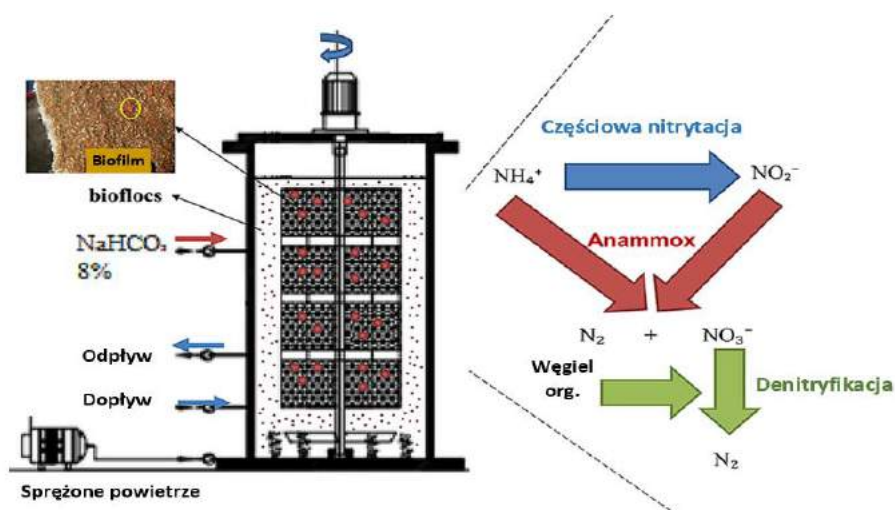
Procesy CANON[®] (Completely Autotrophic Nitrogen Removal Process Over Nitrite) (Rys. 13) oraz OLAND[®] (Oxygen-Limited Autotrophic Nitrification-Denitrification) (Rys. 14) polegają na skróceniu ścieżki nitryfikacji poprzez kontrolę napowietrzania, jednak w każdym z nich uzyskuje się to w inny sposób (Majtać, 2015).



Rys. 13. Schemat instalacji i działania układu z zastosowaniem systemu CANON® (Tuong, Huynha, 2019)

W pierwszym z cytowanych procesów zachodzi równocześnie nitrystacja i anammox. Poziom stężenia tlenu rozpuszczonego kontroluje się tutaj na podstawie bakterii AOB. Efektywność i szybkość usuwania azotu w procesie CANON® sięga 92% i 0,12 kg N/m³ i dobę. Z kolei OLAND® to układ, w którym stężenie tlenu jest sterowane podczas dopływu do reaktora. Za sprawność procesu odpowiedzialne są bakterie tlenowe AOB i bakterie anammox. Efektywność i szybkość usuwania azotu w procesie OLAND® sięga 62,5% względem klasycznego systemu nityfikacja-denitryfikacja.

Niestety proces obarczony jest ryzykiem powstawania wysokich stężeń azotynów, które łącząc się z aminami tworzą toksyczne związki nitropochodne (Sadecka, 2010).



Rys. 14. Schemat instalacji i działania układu z zastosowaniem systemu OLAND® (Nguyen, 2017)

4. PODSTAWY USUWANIA AZOTU AMONOWEGO ZE ŚCIEKÓW W BOCZNYM CIĄGU TECHNOLOGICZNYM

4.1. Idea prowadzenia procesu

Konieczność bilansowania się energii szczególnie w dużych oczyszczalniach ścieków spowodowała że, kluczowym procesem stała się fermentacja osadów w zamkniętych komorach fermentacyjnych, której zaletą jest odzysk energii w postaci biogazu, zaś wadą wzrost stężenia azotu amonowego w odciekach powstających podczas odwadniania osadu przefermentowanego (*Hryniewicz, 2021*).

Dlatego też, celu odciążenia głównego ciągu oczyszczania ścieków, a w szczególności procesów nityfikacji i denityfikacji, z początkiem wieku zaczęto budować osobne oczyszczalnie dedykowane wodom osadowym pochodzącym z odwadniania przefermentowanych osadów ściekowych.

W początkowym okresie rozwoju tych oczyszczalni stosowano klasyczne procesy usuwania azotu, które jednak okazały się bardzo drogie w eksploatacji przede wszystkim ze względu na wysokie zużycie energii (proces utleniania azotu amonowego do azotanowego) oraz konieczność ciągłego stosowania zewnętrznego źródła węgla organicznego.

Aktualnie w celu zapewnienia stabilnej i wystarczającej eliminacji związków azotu w oczyszczalni coraz częściej stosuje się procesy nitytacji i deamonifikacji w bocznym ciągu technologicznym. Idea usuwania azotu w takich procesach polega na oczyszczeniu pobocznych strumieni ścieków zanim te trafią do głównego ciągu oczyszczania (*Żubrowska-Sudoł, 2017*).

4.2. Uwarunkowania eksploatacyjne wpływające na efektywność procesu

Charakterystyczne dla odcieków z wirówek parametry to podwyższona temperatura (powyżej 30°C) oraz wysoki ładunek azotu amonowego w małej objętości. Cechy te pozwalają na zastosowanie ich alternatywnego oczyszczania w bocznym ciągu, co jest korzystniejsze eksploatacyjnie szczególnie przy implementacji nowoczesnej technologii deamonifikacji (*Leoniak, 2018*).

Na podstawie dotychczasowych danych stwierdzono, że innowacyjne systemy usuwania azotu wymagają utrzymywania rygorystycznego reżimu procesowego w przeciwnym razie narażone są na:

- niestabilność skróconej nityfikacji i załamanie procesu deamonifikacji,
- zahamowanie aktywności wrażliwych baterii anammox poprzez zmienność zewnętrznych czynników środowiskowych (*Lackner 2018*).

Ponadto każde potencjalne przerwy techniczne związane z awarią urządzenia lub całej instalacji do deamonifikacji, zarówno te długotrwałe jak i te krótsze, ale o większej częstotliwości, narażają układ na poważne zaburzenia do zatrzymania procesów anammox włącznie. W takiej sytuacji występuje konieczność ponownego rozruchu trwającego od 30 do 180 dni (*Muhammad, 2015*).

4.3. Usuwanie azotu amonowego w pofermentacyjnych odciekach z wirówek

Ścieki o wysokim stężeniu azotu całkowitego, do których należą między innymi odcieki z przefermentowanych osadów ściekowych, zawierają niewiele materii organicznej, ale za to pozostały azot obecny jest głównie w postaci azotu amonowego. Takie ścieki mogą być dalej oczyszczane np. w procesie częściowej nityfikacji (nitytacji) lub kombinacji procesu nitytacja-anammox. (*Marcinkowski, 2015*).

W porównaniu do systemów wykorzystujących konwencjonalną nityfikację-denitryfikację, deamonifikacja wykazuje istotne korzyści, ale jednocześnie posiada też pewne wady, co szczegółowo przedstawia zestawienie w Tabeli 2. Jednak dzięki swoim dominującym zaletom, deamonifikacja odcieków pofermentacyjnych w bocznym ciągu technologicznym powoli, ale systematycznie rewolucjonizuje technologię usuwania azotu w komunalnych oczyszczalniach ścieków.

Tabela 2. Zalety i wady procesu deamonifikacji w bocznym ciągu technologicznym w stosunku do konwencjonalnej nitryfikacji-denitryfikacji (Tomaszewski, 2017)

Zalety	Wady
<ul style="list-style-type: none"> • Większa szybkość usuwania azotu • Nadaje się o oczyszczania ścieków zawierających wysokie stężenia azotu • Mniejsze zapotrzebowanie na tlen (o około 60%) • Brak zapotrzebowania na związki organiczne • Mniejsze koszty eksploatacyjne (o około 60%) • Mniejsze wymiary reaktorów • Mniejsza produkcja osadu nadmiernego (o około 90%) • Mniejsza emisja gazów cieplarnianych (CO₂ i N₂O) z oczyszczalni ścieków (o około 90%) 	<ul style="list-style-type: none"> • Niska szybkość przyrostu biomasy • Wymaga długiej retencji i akumulacji biomasy • Relatywnie wysoka optymalna temperatura (30-40°C) • Długi czas rozruchu (100-390 dób) • Produkcja azotanów (konieczność zapewnienia związków organicznych do ich redukcji) • Wrażliwość na zmiany warunków środowiskowych (temperatura, pH, stężenie amoniaku i azotynów) • Duża liczba inhibitorów procesu (tlen, metale ciężkie, wolny amoniak, wolny kwas azotawy, substancje organiczne, fosforany i siarczki)

5. TEZA, CEL I ZAKRES PRACY BADAWCZEJ

5.1. Teza pracy

Z wymiany branżowych doświadczeń dotyczących rozwijającego się obszaru badań w zakresie pobocznego usuwania azotu w ciągach technologicznych komunalnych oczyszczalni ścieków oraz na podstawie przeglądu literatury i danych na temat uzyskiwanych wyników badań zarówno na modelowych, jak i wdrożonych w skali technicznej obiektach, wynika, że **instalacje usuwania azotu z odcieków po odwadnianiu przefermentowanych osadów ściekowych w bocznym ciągu technologicznym stają ważnym (a nawet niezbędnym) elementem strategii oczyszczania ścieków.**

Obecnie innowacyjne metody usuwania azotu bazujące na procesie deamonifikacji są coraz częściej przedmiotem zainteresowania eksploatatorów oczyszczalni ścieków, jednak z uwagi na ich innowacyjność wymagają w każdym przypadku badań w celu optymalizacji procesu. Metody te nadal są stosowane w skali technicznej w bardzo ograniczonym zakresie, dlatego **w celu ich wdrożenia wymagają badań na konkretnym obiekcie.** Jednocześnie badania takie **wnoszą nowe doświadczenia i wiedzę**, co wpisuje się w rozwój nauki, zwiększanie potencjału naukowo-technicznego oraz innowacyjnego.

Ponieważ pomimo istnienia ponad stu instalacji deamonifikacji w Europie wydzielone oczyszczanie odcieków pofermentacyjnych **ciągle nie jest procesem dojrzałym technologicznie**, kolejne doświadczenia badawcze i informacje na pewno **wpisują się w rozwój** tej dyscypliny. Aktualny stopień rozwoju innowacyjnych technologii usuwania azotu w bocznym ciągu technologicznym w procesie deamonifikacji wskazuje, że **każde kolejne wdrożenie jest swego rodzaju eksperymentem** i rozpoznanie potencjalnych nieprzewidywalnych zdarzeń na etapie badań w skali laboratoryjnej staje się realną wytyczną **w przypadku wdrożenia wybranej technologii.** Na podstawie powyższych przesłanek sformułowano następującą tezę doktoratu wdrożeniowego:

Zastosowanie innowacyjnej technologii deamonifikacji do oczyszczania odcieków pofermentacyjnych pozwoli na zwiększenie efektywności usuwania azotu całkowitego w głównym ciągu technologicznym oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu

5.2. Cel i zakres pracy

Zabrzańskie Przedsiębiorstwo Wodociągów i Kanalizacji Sp. z o.o., eksploatuje oczyszczalnię ścieków Śródmieście w technologii uwzględniającej przeróbkę osadów w komorach fermentacyjnych z odwadnianiem prefermentowanych osadów ściekowych na wirówkach dekantacyjnych, co powoduje powstawanie odcieków zawierających duże stężenia azotu, głównie w formie amonowej. Każda oczyszczalnia ścieków charakteryzuje się sobie tylko typowymi właściwościami, co sprawia że jedynie wstępne doświadczalne badania mogą dać odpowiedź co do zasadności wdrożenia innowacyjnych technologii usuwania azotu w bocznym ciągu technologicznym i być pomocne w ustaleniu niezbędnych parametrów technologicznych oraz kubatury takiej instalacji w skali przemysłowej.

Celem pracy było wykazanie korzyści i zasadności wdrożenia innowacyjnej technologii deamonifikacji do usuwania azotu z odcieków po odwadnianiu prefermentowanych osadów ściekowych w bocznym ciągu technologicznym w oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu.

Tak sformułowany cel główny rozprawy postanowiono osiągnąć poprzez **realizację następujących zadań cząstkowych:**

- analizę oraz przegląd danych literaturowych nowatorskich technologii deamonifikacji w kontekście możliwości ich zastosowania na oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu,
- przegląd wdrożonych technologii deamonifikacji i ich wpływ na poprawę efektywności pracy oczyszczalni,
- zebranie dostępnych danych wybranych rzeczywistych parametrów stężeń zanieczyszczeń w poszczególnych węzłach ciągu technologicznego oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu będących podstawą do oceny możliwości wdrożenia potencjalnych technologii,
- budowę pomocniczego modelu laboratoryjnego wyposażonego w system automatycznego sterowania, odwzorowującego układ denitryfikacja/nitryfikacja w odniesieniu do usuwania azotu ze ścieków charakterystycznych dla zlewni oczyszczalni Zabrze Śródmieście,
- badania zdolności usuwania azotu w zmiennych warunkach obciążeniowych jako wytycznych do wyboru właściwej technologii,

- analizę techniczną i technologiczną zebranego materiału oraz wybór konkretnej technologii deamonifikacji,
- budowę laboratoryjnego modelu instalacji do deamonifikacji odcieków z wirówek dekantacyjnych wyposażonego w system automatycznego sterowania,
- opracowanie i optymalizację wybranego procesu usuwania azotu w bocznym ciągu technologicznym w odniesieniu do różnych istniejących oraz zadanych warunków technicznych i technologicznych,
- ocenę potencjalnego wpływu prowadzonego procesu na pracę całej oczyszczalni ścieków oraz przedstawienie celowości wdrożenia wybranej technologii.

6. CHARAKTERYSTYKA OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW ŚRÓDMIEŚCIE W ZABRZU

6.1. Opis zlewni oczyszczalni

Oczyszczalnia ścieków Śródmieście w Zabrzu należy do obiektów o wielkości powyżej 100 000 RLM, a jej przepustowość została zaprojektowana na 33 400 m³/d. Prace projektowe oraz modernizacja dopasowująca technologię do wymogów dyrektywy unijnej (*Dyrektywa Rady UE 1991*) dotyczącej między innymi podwyższonego stopnia usuwania biogenów prowadzone były w latach 2007-2008. Rozruchem w roku 2008 ostatecznie zakończono działania w obrębie głównego ciągu technologicznego oraz osadowego i w takiej wersji oczyszczalnia funkcjonuje do chwili obecnej.

Równocześnie w ciągu ostatnich dziesięciu lat na terenie miasta Zabrze prowadzona była zakrojona na szeroką skalę inwestycja współfinansowana ze środków unijnych mająca na celu budowę nowych i przebudowę starych sieci kanalizacyjnych na terenie miasta, rozdzielanie sieci ogólnospławnej na rozdzielczą i deszczową. Aktualnie około 99,9% miasta Zabrze jest skanalizowane. W związku z powyższymi działaniami zaobserwowano sukcesywną zmianę jakości oraz ilości dopływających do oczyszczalni ścieków surowych. Przede wszystkim fakt rozdziału ścieków komunalnych i deszczowych sprawił, że zmniejszyła się ilość dopływających do oczyszczalni ścieków surowych. Również taryfy i koszty związane ze zużyciem wody i odprowadzaniem ścieków, spowodowały większą oszczędność w gospodarowaniu wodą w gospodarstwach domowych.

Aktualnie średniodobowy dopływ kształtuje się na poziomie poniżej 20 000 m³/d, a w okresach świątecznych czy w weekendy na poziomie 16-17 tysięcy m³/d (czyli około 50% wartości projektowej).

Jednak, mniejsze dopływy nie są równoznaczne z mniejszymi ładunkami i stężeniami zanieczyszczeń w ściekach. Sytuacja jest wręcz odwrotna. Dopływające do oczyszczalni ścieki zawierają bardzo wysokie stężenia związków organicznych (ChZT, często około 1000 mg O₂/dm³) oraz bardzo wysokie stężenia azotu ogólnego, często powyżej 100 mg N/dm³ (*LEMTECH Konsulting sp. z o.o 2011*). Przy stosunkowo niskim dopływie ścieków ładunki zanieczyszczeń w nich zawarte znacznie przewyższają wartości projektowe. Dzięki modernizacji oczyszczalni Śródmieście w Zabrzu, znacznie poprawiła się elastyczność funkcjonowania ciągu technologicznego dzięki czemu dopływające ścieki surowe zostają oczyszczone do parametrów wymaganych w pozwoleniu wodnoprawnym.

6.2. Oczyszczalnia ścieków Śródmieście w Zabrze – technologia

Oczyszczalnię Śródmieście zaprojektowano na bazie wielofazowego procesu osadu czynnego, znanego jako Johannesburg (JHB) (*Barnard, 2006*), w ramach którego wykorzystuje się następujące procesy:

- Oczyszczanie ścieków

Dopływające ścieki przepływają przez ręczną kratę wstępną, która służy do zatrzymywania dużych zanieczyszczeń stałych. Następnie ścieki przechodzą przez zespół trzech, równoległe pracujących krat gęstych schodkowych. Kraty uruchamiają się automatycznie w zależności od różnicy poziomu cieczy przed i za poszczególnymi urządzeniami. Powstające skratki są wynoszone do transportera ślimakowego, zrzucane do płuczki, a następnie do praski skratek i przenośnika, gdzie zachodzi płukanie, odwadnianie, dezynfekcja i zrzut do kontenera. Po wypełnieniu, zawartość kontenera jest wywożona i unieszkodliwiana zgodnie obowiązującymi przepisami ochrony środowiska. W razie wystąpienia awarii krat mechanicznych możliwe jest uruchomienie kraty ręcznej średniej gęstości. Kolejnym elementem procesowym jest czterokomorowy napowietrzany piaskownik, gdzie ze ścieków usuwana jest zawiesina mineralna (piasek). Przy prędkości przepływu rzędu 0,3 m/s części mineralne opadają na dno koryta piaskownika. Następnie przenośnikami ślimakowymi są transportowane do leja, a stamtąd pompowane do separatora (płuczki) piasku, gdzie następuje płukanie piasku. Oczyszczony piasek jest podawany transporterem ukośnym do kontenera.

Po jego napełnieniu zawartość jest wywożona i unieszkodliwiana. Poszczególne koryta piaskownika włączane są do ruchu automatycznie w zależności od ilości dopływających ścieków. Również proces transportu i separacji piasku jest zautomatyzowany. Ścieki mechanicznie podczyszczone na kratkach i w piaskowniku pompowane są przez pompownię główną do osadnika wstępnego, gdzie następuje wytrącanie łatwo opadalnych zawiesin. Wstępna sedymentacja odciąża stopień biologiczny przez częściową redukcję ładunku zanieczyszczeń, poprawia się proces fermentacji oraz umożliwia generację LKT potrzebnych w procesie denitryfikacji.

Dla uśrednienia przepływów przez osadnik wstępny i obiekty części biologicznej, przyjęto następujące rozwiązanie: dopływ do 3000 m³/h, a więc całość ścieków w okresach bezdeszczowych i w okresach deszczowych o niewielkiej intensywności opadów, kierowana jest do osadnika wstępnego, natomiast dopływ przewyższający tę wartość

bezpośrednio do zbiornika retencyjnego. W tym celu z rurociągu tłocznego przewidziano odejście umożliwiające regulację dopływu do osadnika wstępnego. Różnica między dopływem do osadnika, a wyznaczonym do 3000 m³/h może być kierowana również przelewem z pompowni ścieków II^o do zbiornika retencyjnego (w razie braku kontroli odpływu odejściem z przepustnicą). Istniejący system obserwacji dopływu do oczyszczalni i przepływów rurociągami ściekowymi umożliwia sterowanie dopływami. Pojemność zbiornika retencyjnego jest wystarczająca do przechwycenia wszystkich ścieków przy maksymalnym dopływie do oczyszczalni. Zawartość zbiornika, w godzinach zmniejszonego dopływu ścieków, odprowadzana jest sukcesywnie do części biologicznej oczyszczalni. Z osadnika wstępnego i zbiornika retencyjnego ścieki pompowane są przez pompownię II^o za pomocą zbiorczego rurociągu tłocznego do dwóch bloków technologicznych Główny wylot z kolektorów ścieków oczyszczonych mechanicznie trafia do komór defosfatacji. Następnie ścieki tłokowo przepływają do komór denitryfikacji i nitryfikacji. Osad recykulowany z osadników wtórnych kierowany jest do komór predenitryfikacji.

Każdy blok technologiczny składa się następujących sekcji:

- ✓ 2 komory predenitryfikacji – oznaczone jako KPDN 1, KPDN 2,
- ✓ 2 komory defosfatacji – oznaczone jako KDF 1 i KDF 2,
- ✓ 2 komory denitryfikacji – oznaczone jako KDN 1, KDN 2,
- ✓ 1 komora dwufunkcyjna (możliwość pracy jako komora denitryfikacji lub nitryfikacji) – KDN 3,
- ✓ 3 komory nitryfikacji – oznaczone jako KN 1, KN 2, KN 3.

Zmniejszenie stężenia związków organicznych i pierwiastków biogennych (azot, fosfor) występujących w ściekach prowadzone jest kolejno w następujących procesach:

- ✓ *predenitryfikacji* – podczas tego procesu zachodzi zmniejszenie ładunku azotanów w osadzie recykulowanym oraz w konsekwencji zwiększenie efektywności beztlenowej fazy usuwania fosforu na drodze biologicznej,
- ✓ *defosfatacji* – podczas tego procesu w warunkach beztlenowych bakterie fosforowe uwalniają zmagazynowany w komórkach fosfor, który następnie w większych ilościach jest z powrotem przyswajany w kolejnych komorach procesowych,
- ✓ *denitryfikacji* – podczas tego procesu zachodzi, w warunkach anoksycznych redukcja azotanów do azotu gazowego uwalnianego do atmosfery,

- ✓ *nitryfikacji* – podczas tego procesu zachodzi, w warunkach tlenowych, dwustopniowe utlenianie azotu amonowego, początkowo do azotynów, a następnie do azotanów.

W komorach defosfatacji i denitryfikacji ścieki poddawane są intensywnemu mieszaniu z wykorzystaniem mieszadeł śmigłowych, natomiast w komorach nitryfikacji ścieki są napowietrzane za pomocą sprężonego powietrza. Dla poprawy hydrauliki w komorach beztlenowych i niedotlenionych zastosowano przegrody kierujące. W celu uzyskania właściwego efektu usuwania azotu, zastosowano wysoką recyrkulację wewnętrzną ścieków z komory nitryfikacji do komór denitryfikacji. W komorze defosfatacji pracującej w układzie kaskadowym wprowadzono dodatkowy podział, aby nie dopuścić do nadmiernego wzrostu bakterii nitkowatych. Zminimalizowanie negatywnego wpływu tlenu na proces denitryfikacji, uzyskano poprzez wydzielenie w końcowej części każdej komory nitryfikacji strefy nienapowietrzanej, z której ścieki pobierane są do recyrkulacji wewnętrznej, tak, że do komór denitryfikacji dopływają już ścieki częściowo odtlenione. W komorach denitryfikacji wykonano przegrody cyrkulacyjne oraz mieszadła, co pozwala na pracę tych komór – w zależności od potrzeb – jako komór anoksycznych lub tlenowych (np. w przypadku załamania się procesu nitryfikacji). W normalnym reżimie pracy komory przemiennego działania pracują jako komory denitryfikacji.

Dla zintensyfikowania procesu usuwania związków biogenych, wprowadzono możliwość dozowania przed osadniki wtórne koagulantu do strącania fosforu oraz LKT jako źródło łatwo przyswajalnego węgla do komór anoksycznych. Dodatkowo w sytuacji deficytu węgla organicznego istnieje możliwość jego dozowania ze źródła zewnętrznego, dzięki instalacji dozowania w pięciu punktach do komór denitryfikacji bloków technologicznych. Końcowe klarowanie ścieków zachodzi w osadnikach wtórnych (Zdjęcie 1), z których ilość czynnych osadników jest ustalana na bieżąco w zależności od parametrów procesu.



Zdjęcie 1. Osadnik wtórny i wielofunkcyjny reaktor biologiczny (JHB) w Oczyszczalni Śródmieście

- Przeróbka osadu

Wydzielany w osadniku wstępnym osad kierowany jest do pompowni osadu wstępnego, która przetłacza go do zagęszczaczy grawitacyjnych/fermenterów. W zagęszczaczach /fermenterach zagęszczony osad wstępny podlega hydrolizie (fermentacji kwaśnej) prowadzącej do wytworzenia lotnych kwasów tłuszczowych (LKT). Bogate w LKT wody nadosadowe z zagęszczaczy – jako źródło węgla organicznego – odprowadzane są do pompowni LKT i dalej tłoczone do komór anoksydacyjnych.

Zagęszczony osad wstępny kierowany jest do pompowni osadu, skąd część osadu zawracana jest do zagęszczaczy grawitacyjnych/fermenterów, a część odprowadzana do zbiornika osadu mieszanego, celem dalszej przeróbki. Pompownie wód nadosadowych i zagęszczonego osadu wstępnego tworzą jeden dwukomorowy, podziemny zbiornik. Jedna komora pełni funkcję zbiornika wód nadosadowych, natomiast druga komora przeznaczona jest do obsługi układu cyrkulacji osadu i odprowadzania osadu wstępnie zagęszczonego. Powstający jako produkt uboczny procesu oczyszczania ścieków osad nadmierny, zagęszczany jest przy współudziale polimeru, w zagęszczaczach mechanicznych (Zdjęcie 2).

Następnie zagęszczony osad nadmierny kierowany jest do zbiornika osadu mieszanego, gdzie następuje jego uśrednienie i wymieszanie z osadem wstępnie zagęszczonym oraz okresowo dozowaną frakcją części pływających z osadnika wstępnego.

Mieszanka osadów jest dawkowana ze zbiornika osadu mieszanego do dwóch zamkniętych komór fermentacyjnych, w których prowadzony jest proces fermentacji mezofilowej, z ujęciem biogazu. Osad przefermentowany w komorach WKF I stopnia, przelewa się grawitacyjnie do komór WKF II stopnia, które służą do jego retencjonowania oraz odgazowania. Przefermentowany osad przy wspomaganii odpowiedniego polimeru odwadniany jest na wirówkach dekantacyjnych (Zdjęcie 2), a następnie higienizowany wapnem.

Odwodniony osad, o stężeniu suchej masy około 25% jest transportowany przenośnikami ślimakowymi do kontenerów (Zdjęcie 2) oraz na bieżąco wywożony poza teren oczyszczalni i unieszkodliwiany zgodnie z obowiązującymi przepisami ochrony środowiska. Wody odciekowe i płuczące z zagęszczaczy oraz odcieki z wirówek są doprowadzane do rurociągu tłocznego ścieków surowych i odprowadzane na bloki technologiczne. Dodatkowo w przypadku odcieków wirówek istnieje możliwość ich gromadzenia w zbiorniku służącym do ich retencjonowania.



Zdjęcie 2 Urządzenia węzła przeróbki osadu w Oczyszczalni Śródmieście

- Gospodarka biogazowa

Biogaz ujmowany z komór fermentacyjnych WKF I^o jest poddawany odsiarczeniu na złożu rudy darniowej i wykorzystywany do zasilania agregatów prądotwórczych kogeneracyjnych oraz jako paliwo do zasilania kotłowni biogazowej.

Uzyskane ciepło, zarówno z agregatów kogeneracyjnych jak i kotłowni, służy do ogrzewania obiektów na terenie oczyszczalni ścieków, w tym komór fermentacyjnych. Powstające w wyniku zmienności prowadzonego procesu technologicznego różnice między ilością zużywanego gazu są retencjonowane w zbiorniku biogazu (Zdjęcie 3), natomiast nadmiar biogazu może ulegać spaleniowi na pochodni biogazowej.



Zdjęcie 3 Zbiornik biogazu w Oczyszczalni Śródmieście

- Oczyszczanie powietrza

Zanieczyszczone powietrze pobierane z poszczególnych urządzeń kierowane jest na filtry biologiczne (Zdjęcie 4) wypełnione mieszaniną trocin, kory drzewnej i wełny kokosowej oraz filtry wypełnione węglem aktywnym. Działanie filtrów obejmuje mechaniczne zatrzymanie aerozoli (mikroorganizmów) oraz biologiczne utlenienie lotnych substancji chemicznych (amoniaku, siarkowodoru, merkaptanów itp.) (Sikora, 2020).



Zdjęcie 4 Biofiltr w oczyszczalni Śródmieście

Jakość ścieków oczyszczonych wprowadzanych do odbiornika jakim jest rzeka Bytomka, jest zgodna z obowiązującym Rozporządzeniem Ministra Gospodarki Morskiej i Żeglugi Śródlądowej z 2019 r. dotyczącym warunków, jakie należy spełnić przy wprowadzaniu ścieków do wód i ziemi. (Rozporządzenie Ministra Gospodarki Morskiej i Żeglugi Śródlądowej 2019) Załącznik nr 2.

Tabela 3. Parametry jakości ścieków oczyszczonych wg Załącznika nr 2
(Rozporządzenie Ministra Gospodarki Morskiej i Żeglugi Śródlądowej 2019)

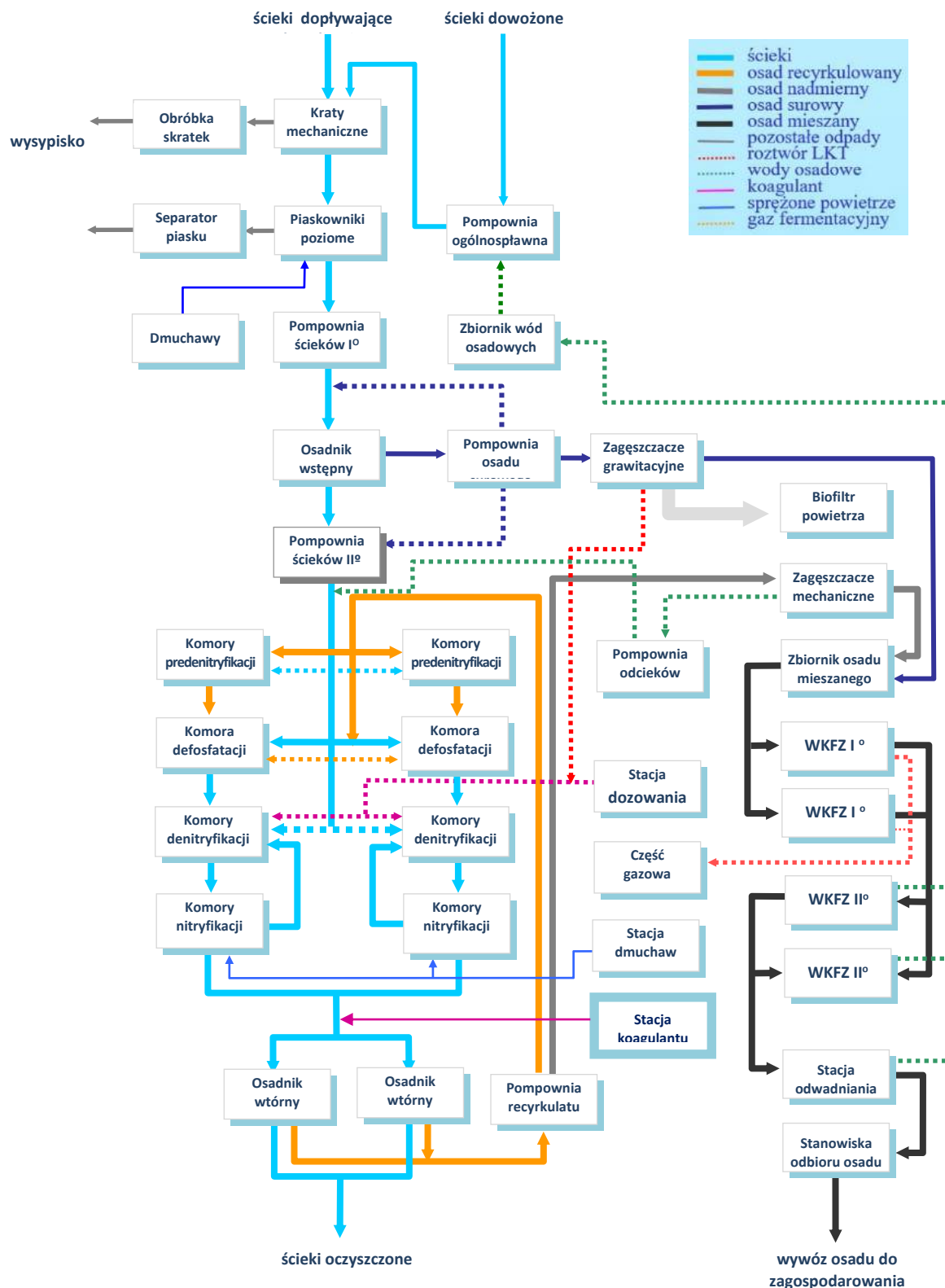
Załącznik nr 2

NAJWYŻSZE DOPUSZCZALNE WARTOŚCI SUBSTANCJI ZANIECZYSZCZAJĄCYCH
ALBO MINIMALNY PROCENT REDUKCJI SUBSTANCJI ZANIECZYSZCZAJĄCYCH
DLA ŚCIEKÓW Z OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW BYTOWYCH I ŚCIEKÓW KOMUNALNYCH WPROWADZANYCH
DO WÓD LUB DO ZIEMI¹⁾

Lp.	Nazwa substancji ²⁾	Jednostka	Najwyższe dopuszczalne wartości substancji zanieczyszczających albo minimalny procent redukcji substancji zanieczyszczających				
			dla RLM oczyszczalni ścieków ³⁾				
			poniżej 2000	od 2000 do 9999	od 10000 do 14999	od 15000 do 99999	100000 i powyżej
1	Biochemiczne zapotrzebowanie na tlen (BZT ₅), oznaczane z dodatkiem inhibitora nityfikacji	mg O ₂ /l minimalny procent redukcji	40 -	25 albo 70–90	25 albo 70–90	15 albo 90	15 albo 90
2	Chemiczne zapotrzebowanie na tlen (ChZT _{Cr}), oznaczane metodą dwuchromianową	mg O ₂ /l minimalny procent redukcji	150 -	125 albo 75	125 albo 75	125 albo 75	125 albo 75
3	Zawiesiny ogólne	mg/l minimalny procent redukcji	50 -	35 albo 90	35 albo 90	35 albo 90	35 albo 90
4	Azot ogólny (suma azotu Kjeldahla (N _{Norg} + N _{NH4}), azotu azotynowego i azotu azotanowego)	mg N/l minimalny procent redukcji	30 ⁴⁾ -	15 ⁴⁾ -	15 ⁴⁾ albo 70–80 ⁵⁾	15 albo 70–80	10 albo 70–80
5	Fosfor ogólny	mg P/l minimalny procent redukcji	5 ⁴⁾ -	2 ⁴⁾ -	2 ⁴⁾ albo 80 ⁵⁾	2 albo 80 ⁵⁾	1 albo 80 ⁵⁾

6.3. Schemat technologiczny oczyszczalni ścieków Śródmieście

W celu zobrazowania współzależności poszczególnych węzłów oczyszczania ścieków oczyszczalni Śródmieście na Rysunku 15 przedstawiono jej schemat technologiczny.



Rys. 15. Schemat blokowy oczyszczalni Śródmieście (Kita, 2010)

6.4. Źródła, formy i stężenia azotu występującego w oczyszczalni ścieków w Zabrze

- Azot w ściekach dopływających głównym kolektorem

Ścieki surowe dopływające do oczyszczalni ścieków w Zabrze są typowymi ściekami komunalnymi czyli wymieszanymi ściekami przemysłowymi, bytowymi i wodami infiltracyjnymi.

Przemysł omawianej zlewni to głównie różne gałęzie przemysłu spożywczego oraz typowe dla dużych miast formy usługowo-handlowe, praktycznie nie odnotowuje się udziału przemysłu ciężkiego.

Jak już wspomniano charakterystyczną cechą obszaru ciężącego do oczyszczalni jest to, że jest on skanalizowany w 99%, z czego większą część sieci stanowi kanalizacja rozdzielcza. Fakt rozdziału ścieków komunalnych i deszczowych sprawił, że zmniejszyła się ilość dopływających do oczyszczalni ścieków surowych. Średniodobowy dopływ kształtuje się na poziomie poniżej 20 000 m³/d, a w okresach świątecznych czy w weekendy około 13-16 tysięcy m³/d (czyli poniżej 50% wartości projektowej). Prowadzone na bieżąco analizy jednoznacznie wykazują, że mniejsze dopływy nie są równoznaczne z mniejszymi ładunkami i stężeniami zanieczyszczeń w ściekach.

Dopływające do oczyszczalni ścieki zawierają bardzo wysokie stężenia azotu ogólnego (głównie w postaci azotu amonowego), często powyżej 100 mgN/dm³ (Tabela nr 4), przy stosunkowo niskim dopływie ścieków ładunki zanieczyszczeń w nich zawarte znacznie przewyższają wartości projektowe.

Tabela 4. Stężenia i ładunki azotu ogólnego w ściekach surowych dopływających głównym ciągiem w latach 2018 i 2019

	Rok 2018		Rok 2019	
	Ścieki surowe		Ścieki surowe	
	mg Nog./dm ³	kg Nog./d	mg Nog./dm ³	kg Nog./d
Styczeń	91,8	1555,89	90,5	1813,97
Luty	75,65	1481,55	87,25	1562,43
Marzec	73,8	1661,14	102,45	1826,62
Kwiecień	63,3	1604,61	108,8	2006,13
Maj	75,15	1722	102,25	1982,89
Czerwiec	90,95	1783,47	90,65	1619,52
Lipiec	86,75	1613,77	93,15	1825,35
Sierpień	98,1	1777,19	119,65	1997,15
Wrzesień	85,4	2245,62	95,4	1786,27
Październik	76,55	1849,99	97,05	1727,3
Listopad	126,85	2877,8	109,00	1884,97
Grudzień	78,9	1828,95	107,00	2206,44
Średnia	85,27	1833,50	100,26	1853,25
Min.	63,30	1481,55	87,25	1562,43
Max	126,85	2877,80	119,65	2206,44

- Azot w ściekach dowożonych do punktu zlewnego

Oczyszczalnia ścieków Śródmieście w Zabrze ujmuje ścieki komunalne doprowadzane do oczyszczalni z około 350 km rozdzielczej sanitarnej kanalizacji grawitacyjnej i tłocznej, z którą współpracują 54 pompownie sieciowe.

W związku z powyższym ilość ścieków dowożonych wozami asenizacyjnymi stanowi minimalny udział w ogólnym ich bilansie (0,035%). Pojedyncze zrzuty z punktu zlewnego odprowadzane są bezpośrednio do kanału dopływowego do oczyszczalni i wszystkie ładunki zanieczyszczeń w tym azotu ujmowane są w ogólnym strumieniu ścieków surowych.



Zdjęcie 5 Punkt zlewczy ścieków dowożonych w Oczyszczalni Śródmieście

- Azot w ściekach przemysłowych

Dopływające do oczyszczalni ścieków w Zabrze ścieki przemysłowe pochodzą od około 95 różnych zakładów, z którymi firma ma podpisaną umowę i które objęte są nadzorem jakości wprowadzanych ścieków do urządzeń kanalizacyjnych przedsiębiorstwa. Zgodnie z obowiązującym dokumentem taryfowym maksymalne dopuszczalne stężenie azotu ogólnego w ściekach przemysłowych wynosi 200 mg N/dm^3 .

Regularnie prowadzona kontrola nie wykazuje przekroczeń tego parametru. Według danych z lat 2018-2019 stężenie azotu w kontrolowanych próbach nie przekraczało 30 mg/dm^3 .

- Azot w ściekach z prowadzonych procesów technologicznych

W bioreaktorach każdej oczyszczalni ścieków oczyszczane są nie tylko ścieki dopływające systemem kanalizacyjnym, ale również własne ścieki technologiczne generowane w oczyszczalni. W analizowanej oczyszczalni ścieków istnieją dwa główne źródła takich ścieków. Są to odcieki po procesach zagęszczania osadu nadmiernego oraz odwadniania na wirówkach dekantacyjnych osadu przefermentowanego. W pierwszym z tych procesów (Tabela 5) stężenie azotu amonowego jest na tyle niskie (średnio około $2 \text{ mg N-NH}_4/\text{dm}^3$), że nie ma to wpływu na prowadzenie procesu technologicznego w głównym ciągu technologicznym oczyszczalni.

Tabela 5. Stężenia azotu amonowego i azotu ogólnego w ściekach technologicznych będących odciekami po procesie zagęszczania w latach 2018 i 2019

	Rok 2018		Rok 2019	
	Odcieki po zagęszczaczu		Odcieki po zagęszczaczu	
	mg N-NH ₄ /dm ³	mgNog./dm ³	mg N-NH ₄ /dm ³	mgNog./dm ³
Styczeń	1,15	8,30	1,59	16,00
Luty	0,77	8,65	1,21	14,66
Marzec	0,72	43,15	1,73	6,44
Kwiecień	0,17	36,70	1,54	32,73
Maj	0,93	39,35	1,94	50,75
Czerwiec	0,11	14,70	2,25	71,70
Lipiec	1,15	26,80	1,19	36,05
Sierpień	1,41	45,45	0,08	28,30
Wrzesień	0,31	26,90	1,46	14,90
Październik	1,46	59,90	1,45	8,85
Listopad	0,15	22,70	10,85	37,15
Grudzień	1,58	15,70	1,73	20,70
Średnia	0,83	29,03	2,25	28,19
Min.	0,11	8,30	0,08	6,44
Max	1,58	59,90	10,85	71,70

Odmienna sytuacja ma miejsce w przypadku drugiego z procesów czyli odwadniania przefermentowanych osadów ściekowych (wstępnego i nadmiernego) na wirówkach dekantacyjnych. Jak wynika z danych zawartych w Tabeli 6 za lata 2018-2019 średnia ilość odwadnianego osadu to od 100 do 350 m³/d. Analiza stężenia azotu amonowego w badanych próbach wykazuje wartości od 602 do 1596 mg N-NH₄/dm³ azotu ogólnego w odciekach powstających podczas tego procesu wynosi od 740 do 1706 mg N/dm³. Tak wysoka wartość zarówno stężenia azotu amonowego jak i azotu ogólnego powoduje dodatkowe obciążenie bioreaktorów i generuje poważne problemy eksploatacyjne.

Tabela 6. Stężenia azotu amonowego i azotu ogólnego w odciekach po procesie odwadniania przefermentowanych osadów ściekowych na wirówkach dekantacyjnych w latach 2018 i 2019

	Rok 2018		Rok 2019	
	Odcieki z wirówek		Odcieki z wirówek	
	mg N-NH ₄ /dm ³	mgNog./dm ³	mg N-NH ₄ /dm ³	mgNog./dm ³
Styczeń	1368,50	1404,50	1000,50	1093,00
Luty	1376,50	1445,00	1065,00	1128,00
Marzec	1586,00	1678,00	1095,50	1387,00
Kwiecień	1596,00	1706,00	1225,00	1327,50
Maj	1004,00	1109,00	1107,50	1313,50
Czerwiec	988,00	1061,50	1085,50	1142,50
Lipiec	905,50	988,00	1012,50	1184,00
Sierpień	937,00	998,50	924,00	1037,00
Wrzesień	934,00	1021,50	693,00	834,00
Październik	910,00	1317,00	767,00	918,00
Listopad	918,00	1023,00	839,00	988,00
Grudzień	602,00	740,00	916,00	1075,50
Średnia	1093,79	1207,67	977,54	1119,00
Min.	602,00	740,00	693,00	834,00
Max	1596,00	1706,00	1225,00	1387,00

W powyższym opisie uwzględniono zestawienia i informacje z ostatnich dwóch lat sprzed pandemii. Z okresu tego posiadano pełne, rzeczywiste dane i analizy, wykonywane w regularnych odstępach czasu w typowym trybie pracy oczyszczalni. W okresie epidemiologicznym laboratorium przy oczyszczalni pracowało w ograniczonym zakresie wykonując głównie analizy wymagane pozwoleniem wodnoprawnym. Dodatkowo, ze względu na zmiany związane z pracą zdalną oraz naprzemienną, a także w związku z ograniczeniami występującymi w większości sektorów i branż generujących ścieki, ich skład oraz ilość odbiegały od typowych z zakresów. Dlatego też, ponieważ zlewnia w latach 2020/2021 nie uległa zmianie przedstawione dane odzwierciedlają rzeczywistą charakterystykę obiektu.

6.5. Procesy i problemy eksploatacyjne występujące podczas usuwania azotu w oczyszczalni Śródmieście

Z bieżącej analizy pracy oczyszczalni wynika, że mniejsza ilość generowanych ścieków oznacza równocześnie większe stężenia poszczególnych wskaźników zanieczyszczeń, a w szczególności azotu. Konsekwencją takiego zjawiska jest konieczność dostosowania się do pracy w nowych warunkach. W celu osiągnięcia podstawowego założenia jakim jest usunięcie azotu ogólnego na drodze biologicznej, jedynym rozwiązaniem staje się wydłużenie hydraulicznego czasu zatrzymania w reaktorach ciągu technologicznego, następstwem czego jest zjawisko niskiego obciążenia hydraulicznego i wysokiego obciążenia osadu czynnego ładunkiem zanieczyszczeń. Ubocznym efektem takiego działania jest utrzymywany bardzo wysoki wiek osadu (około 30 dób) oraz stężenie osadu czynnego na poziomie 7-8 g/m³ w okresie zimowym oraz 5-6 g/m³ w okresie letnim. Konieczność utrzymania tak dużej ilości biomasy osadu czynnego w zawieszeniu oraz zapewnienie odpowiedniej ilości tlenu dla mikroorganizmów, generuje wysoką energochłonność prowadzonego procesu nityfikacji i degradacji zanieczyszczeń organicznych.

Drugim problemem w tych warunkach jest uzyskanie efektywnego procesu denityfikacji. W tym procesie wymagana jest bowiem dostępność dla bakterii denityfikacyjnych odpowiedniej ilości łatwo przyswajalnego węgla organicznego, który w związku z długimi czasami zatrzymania ścieków w reaktorze biologicznym (zwłaszcza w komorze nityfikacji), zostaje w większości usunięty w procesie biodegradacji. Niedobór łatwo przyswajalnego węgla organicznego, co często obserwuje się na omawianej oczyszczalni, skutkuje poważnymi problemami w uzyskaniu usunięcia azotu całkowitego na oczekiwanym poziomie.

6.5.1. Wpływ odcieków z wirówek na procesy technologiczne w głównym ciągu oczyszczania

Szacunkowa dobową ilość odwadnianego osadu wynosi od 100 do 350 m³/d i zależy od wielu czynników takich jak pora roku czy zabiegi technologiczne i remontowe na ciągu technologicznym. Jak wykazano w Tabeli 6 stężenie azotu zarówno ogólnego jak i amonowego w tych odciekach średnio wynosi około 1000 gN-NH₄/m³ i powyżej, natomiast ładunek ponad 200 kg/d, co stanowi średnio 20% udziału w ściekach surowych.

Tak wysoka wartość zarówno stężenia, jak i ładunku azotu amonowego powoduje poważne dodatkowe obciążenie bioreaktorów i generuje poważne problemy eksploatacyjne.

6.5.2. Zabiegi technologiczne zapewniające wymaganą jakość ścieków oczyszczonych

Dzięki dużej elastyczności zarówno technicznej jak i technologicznej analizowanej oczyszczalni ścieków oraz wypracowanemu doświadczeniu obsługi na tym obiekcie, w celu osiągnięcia żądanych efektów ekologicznych istnieje możliwość prowadzenia licznych zabiegów i środków zaradczych usprawniających przebieg procesu oczyszczania ścieków.

Należą do nich:

- cykliczne gromadzenie odcieków z wirówek w zbiorniku retencyjnym
dzięki takiemu zabiegowi można kontrolować lub chwilowo nawet wstrzymać zrzut odcieków – opróżnianie zbiornika można wtedy wykonać na przykład w weekendy, kiedy nie jest prowadzony proces odwadniania osadów;
korzyści i zagrożenia:
działanie takie pozwala na ustabilizowanie i chwilowe odciążenie układu technologicznego; problemem jest natomiast ograniczona objętość zbiornika retencyjnego, która wystarcza maksymalnie na jedną dobę;
- różne sposoby dozowania odcieków
w zależności od sprawności technicznej poszczególnych urządzeń oczyszczalni oraz kondycji osadu czynnego istnieje możliwość kierowania odcieków bezpośrednio na bloki technologiczne lub poprzez sieć własnych przepompowni do dopływu ścieków surowych;
korzyści i zagrożenia:
wybór sposobu dozowania odcieków zależy często od pory roku i musi być poprzedzony szczegółową analizą fizykochemiczną ścieków oraz mikroskopową osadu czynnego;
- wprowadzanie dodatkowego źródła węgla organicznego
generowane lotne kwasy tłuszczowe dozowane są średnio 4-5 razy na dobę do komory denitryfikacji, jednak w sytuacji głębokiego deficytu węgla organicznego przekierowuje się ścieki surowe zawierające duże ilości zanieczyszczeń organicznych bezpośrednio do reaktorów biologicznych z pominięciem osadnika wstępnego. Dzięki takiemu

zabiegowi bakterie denitryfikacyjne mają dostęp do wystarczającej ilości przyswajalnego węgla organicznego niezbędnego do uzyskania efektywnej denitryfikacji;

korzyści i zagrożenia:

skutkiem ubocznym takiego zabiegu jest znaczny przyrost osadu czynnego oraz pogorszenie kondycji osadu poddawanego fermentacji. Wynika to z faktu, że pominięcie osadnika wstępnego prowadzi do odprowadzania około 50% mniej osadu wstępnego do fermentera, co w konsekwencji sprawia, że zostają zachwiane proporcje wsadu do komór fermentacji. Większa w stosunku do osadu wstępnego porcja trudno fermentującego zagęszczonego nadmiernego osadu czynnego powoduje zmianę struktury osadu mieszanego poddawanego fermentacji. Proces zachodzi mniej efektywnie (niższa produkcja biogazu), a przefermentowany osad wymaga zmiany rodzaju polielektrolitu wspomagającego proces odwadniania (Klaczyński, 2012).

6.5.3. Dodatkowe źródło węgla

Ostateczny proces usuwania azotu ze ścieków czyli proces denitryfikacji często ograniczany jest dostępnością łatwo przyswajalnych związków organicznych w ściekach. W oczyszczalni ścieków w Zabrzu w fermenterach generowane są jako dodatkowe źródło łatwo przyswajalnego węgla lotne kwasy tłuszczowe (LKT). Na te bardzo deficytowe związki istnieje zapotrzebowanie zarówno w strefie defosfatacji do usuwania fosforu jak i w strefie denitryfikacji do końcowej fazy redukcji azotu.

W związku z powyższym funkcjonują różne schematy i rozwiązania technologiczne dozowania lotnych kwasów tłuszczowych. Na oczyszczalni ścieków w Zabrzu bogate w LKT wody nadosadowe z fermenterów kierowane są do komór denitryfikacji bioreaktora.

Poprawę efektywności procesu denitryfikacji można osiągnąć również poprzez dozowanie zewnętrznych źródeł węgla organicznego w postaci tak zwanych produktów konwencjonalnych (np. metanol, etanol oraz kwas octowy), produktów komercyjnych (np. Kem-Carbo, Brentaplus, Caramel MS) oraz alternatywnie (przemysłowe produkty uboczne lub odpadowe, głównie z przemysłu spożywczego, np. oleje fuzlowe z procesu destylacji frakcyjnej surowego alkoholu etylowego) (Czerwionka, 2015).

Oczyszczalnia ścieków w Zabrzu wspomaga się dozowaniem zewnętrznego źródła węgla z produktów komercyjnych.

W części denitryfikacji bioreaktora znajduje się 5 punktów dozowania substancji, które mogą funkcjonować cyklicznie w zależności od potrzeb technologicznych i być uruchamiane w różnych konfiguracjach. Możliwość dozowania produktów komercyjnych jako uzupełnienia deficytu węgla, którego ilość w strumieniu wód nadosadowych z LKT jest niewystarczająca, pozwala na elastyczne prowadzenie procesu technologicznego oczyszczalni ścieków. Obarczone jest jednak kosztami zakupu substancji wspomagającej.

7. KONCEPCJA BADAŃ JAKO POTENCJAŁ WDROŻENIOWY WYBRANEJ TECHNOLOGII

W wyniku analizy doniesień literaturowych i zachęcających informacji eksperymentalnych rozwiązań z zastosowaniem nowatorskich, biologicznych technologii deamonifikacji z zastosowaniem bakterii Anammox pojawiła się koncepcja przeprowadzenia pilotowych badań w oczyszczalni Śródmieście w Zabrze posiadających potencjał wdrożeniowy. W związku z faktem, że ciągle jeszcze są to metody pionierskie, wymagają wdrożenia na podstawie przeprowadzonych badań w skali przynajmniej laboratoryjnej z wytycznymi do skali półtechnicznej i ostatecznie możliwością adaptacji do skali przemysłowej. Jedynie wstępne doświadczalne badania mogą dać odpowiedź co do zasadności wdrożenia takiej innowacyjnej technologii i być pomocne w ustaleniu niezbędnych parametrów technicznych i technologicznych takiej instalacji.

Przeprowadzenie badań w tym obszarze dodatkowo wpisuje się w założenia Krajowych Inteligentnych Specjalizacji, a szczególnie, w wizje rozwojowe zawarte w opisach grupy KIS 7 „Gospodarka o obiegu zamkniętym”, dostarczając równocześnie ciągle nowych doświadczeń i wiedzy zwiększającej potencjał naukowy, gospodarczy i społeczny przedsiębiorstwa. Technologie deamonifikacji nowej generacji pozwalają na usuwanie związków azotu z odcieków pofermentacyjnych w bocznym ciągu technologicznym osiągając jego redukcję na poziomie 70-80%.

W wyniku szczegółowej analizy literaturowej innowacyjnych technologii oraz przeglądu dostępności tych systemów w procesie laboratoryjnego modelowania stwierdzono, że w aspekcie obróbki strumieni o dużym obciążeniu amoniakiem w tym szczególnie pofermentacyjnych odcieków z procesu odwadniania osadów wszystkie powyższe założenia spełnia technologia ANITA™Mox® firmy Veolia.

Na podstawie przeprowadzonych rozmów z przedstawicielami firmy Veolia i po jej rekomendacji stwierdzającej, że technologia ANITA™Mox® jest rozwiązaniem pozwalającym na modernizację przeciążonej azotem oczyszczalni ścieków przy niskich kosztach uznano, że może być ona przedmiotem badań i nadaje się do potencjalnej implementacji dla oczyszczalni Śródmieście w Zabrze.

7.1. Badania wstępne na modelu odzwierciedlającym węzeł usuwania azotu w oczyszczalni ścieków w Zabrze

W wyniku trudnej sytuacji pandemicznej, która miała miejsce szczególnie w okresie planowanych prac badawczych w ramach doktoratu wdrożeniowego to jest od marca 2020 r. do lutego 2022 r., zadania w ramach ustalonego harmonogramu ulegały na bieżąco korekcie. Konsekwencją sytuacji epidemiologicznej były ograniczone możliwości zaplanowania ustalonych przedsięwzięć ze względu na fakt, że zarówno oczyszczalnia ścieków Śródmieście jak i laboratorium badawcze działały w tym czasie w reżimie ograniczonej pracy ze zredukowanym obciążeniem personalnym głównie w formie zdalnej lub naprzemiennej z powodu minimalizacji kontaktów międzyludzkich. Proces technologiczny na oczyszczalni prowadzony był głównie przy pomocy zabudowanych na obiekcie urządzeń kontrolno-pomiarowych pracujących w systemie on-line, bieżącej wnikliwej analizie wszystkich parametrów pracy w programie SCADA oraz wizualnie.

Jak widać zaistniałe wydarzenia mocno odbiły się w funkcjonowaniu w obszarze lokalnym ale jak się okazało również i w wymiarze międzynarodowym. Ze względu na ograniczenie działań biznesowych i naukowych, pierwotnie wytypowany dostawca oraz autor patentu austriacka firma "ARAconsult" Gmb najpierw nie dotrzymywała terminów dostarczenia instalacji pilotażowej, by ostatecznie się wycofać z dostawy technologii i modelu do badań w skali laboratoryjnej. W związku z powyższym w ramach korekty planu wdrożono działania zaradcze i na podstawie dostępnych informacji literaturowych oraz doświadczeń w zakresie usuwania azotu na bazie typowego osadu czynnego opracowano harmonogram badań i stworzono model laboratoryjny z rozbudowanym systemem sterowania, odwzorowujący pracę reaktorów nityfikacji i denityfikacji oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze do usuwania azotu, na którym przeprowadzono badania poprzedzające badania właściwe, a uzyskane wyniki stały się cennym uzupełnieniem pracy docelowej.

7.1.1. Charakterystyka techniczna i technologiczna modelu

Wybudowany na potrzeby badań model laboratoryjny (Zdjęcie 6) odwzorowujący węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze składał się z następujących elementów:

- zbiornika zasilającego, w którym przygotowywano odpowiednie mieszaniny ścieków surowych poddawanych badaniom,

- komory denitryfikacji – 6 dm³,
- mieszadła wolnoobrotowego zanurzonego i zapewniającego mieszanie osadu czynnego w komorze denitryfikacji,
- komory nityfikacji – 9 dm³,
- systemu napowietrzania zapewniającego odpowiednie stężenie tlenu oraz mieszanie w komorze nityfikacji,
- osadnika wtórnego wraz z systemem recyrkulacji wewnętrznej jak i zewnętrznej osadu nadmiernego,
- systemu pompki perystaltycznych zapewniających regulację i sterowanie przepływów oraz recyrkulację wewnętrzną ścieków (Zdjęcie 7),
- systemu zabezpieczeń w postaci dodatkowych przelewów oraz pływaków poziomu cieczy.



Zdjęcie 6. Model odwzorowujący węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu

System pompki perystaltycznych zapewniał przepływy następujących strumieni ścieków i osadów:

- dopływ ścieków surowych do komory denitryfikacji,
- przepływ mieszaniny ścieków i osadu czynnego z komory nityfikacji do denitryfikacji,
- recyrkulacja wewnętrzna z komory denitryfikacji do nityfikacji,
- odpływ mieszaniny ścieków i osadu czynnego z komory nityfikacji do osadnika wtórnego.



Zdjęcie 7. Model odwzorujący węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze – System sterujący i kontrolujący przepływy

7.1.2. Założone parametry pracy

Laboratoryjny model technologiczny odwzorujący węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze został skonstruowany tak aby zachować rzeczywiste podstawowe technologiczne parametry pracy, których szczegóły przedstawia Tabela 7. W porównaniu do faktycznie funkcjonującego obiektu, dotrzymano w wariancie modelu badawczego proporcje gabarytowe oraz aktualne na czas prowadzenia eksperymentu główne wskaźniki technologiczne osadu czynnego.

Tabela 7. Porównanie podstawowych rzeczywistych parametrów pracy biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze w odniesieniu do modelu odwzorowującego ten węzeł.

Wyszczególniony Parametr	Rzeczywiste parametry pracy	Jednostka	Założona średnia wartość w modelu laboratoryjnym	Jednostka
Przepływ	18 000	m^3/d	10 - 11	m^3/d
Objętość komory denitryfikacji KDN	10 482	m^3	6	dm^3
Objętość komory nityfikacji KN	15 778	m^3	9	dm^3
Objętość osadnika wtórnego	6 279	m^3	3,5	dm^3
Stężenie osadu czynnego w komorze denitryfikacji KDN	6,42	kg/m^3	5,18	kg/m^3
Stężenie osadu czynnego w komorze nityfikacji KN	5,00	kg/m^3	3,76	kg/m^3
Stężenie tlenu rozpuszczonego w komorze nityfikacji KN	2,5-3,5	mgO_2/dm^3	2,5 – 3,0	mgO_2/dm^3
Recyrkulacja wewnętrzna osadu	100% Q	%	100% Q	%

7.1.3. Założenia i harmonogram prowadzonych badań

W ramach przeprowadzonych badań sprawdzono różne warianty obciążania układu laboratoryjnego zmiennym ładunkiem azotu dozowanego zarówno ze ścieków ciągu głównego jak i odcieków z wirówek. Przeprowadzono 5 serii badań w zakresie usuwania azotu na bazie typowego osadu czynnego pobranego z rzeczywistych komór pracujących w ciągu technologicznym Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze, ze szczególnym uwzględnieniem zmienności obciążeń ładunkiem.

W Tabeli 8 przedstawiono harmonogram działań pięciu tygodniowych serii pomiarów w modelu odzwierciedlającym węzeł usuwania azotu w Oczyszczalni Śródmieście. Przed przystąpieniem do pracy dla każdej z serii badań przez 7 dni adaptowano osad czynny do zadanych warunków. W serii pierwszej były to ścieki surowe podczyszczone mechanicznie na kratkach, piaskowniku i osadniku wstępnym. W sytuacji, kiedy nie jest prowadzony proces odwadniania osadów ściekowych ścieki takie rzeczywiście dopływają do części biologicznej reaktorów. Po okresie wpracowania osadu przeprowadzono badania ścieków surowych, oczyszczonych oraz osadu czynnego według przedstawionego w tabeli planu analiz.

Tabela 8. Harmonogram analiz ścieków surowych, oczyszczonych oraz osadów pięciu serii pomiarów w modelu odzwierciedlającym węzeł usuwania azotu Oczyszczalni Śródmieście

HARMONOGRAM BADAŃ ŚCIEKÓW W MODELU ODZWIERCIEDLAJĄCYM WĘZEŁ USUWANIA AZOTU									
Oznaczany parametr [jedn.] SERIA	Azot amonowy mg NH ₄ /dm ³	Azot azotowy mg NO ₂ /dm ³	Azot azotanowy mg NO ₃ /dm ³	Azot Kjeldahla mg N _{Kjeld} /dm ³	Azot ogólny mg N/dm ³	ChZT mg O ₂ /dm ³	BZT ₅ mg O ₂ /dm ³	Fosfor ogólny mg P/dm ³	Zawiesina og. mg/dm ³
I SERIA									
BEZ UDZIAŁU ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 2xtydz. *ścieki oczysz. 2xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.
II SERIA									
Z UDZIAŁEM ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA W RAMACH TYPOWEJ PRACY OCZYSZCZALNI	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 2xtydz. *ścieki oczysz. 2xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.
III SERIA									
Z UDZIAŁEM 20% ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 2xtydz. *ścieki oczysz. 2xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.
IV SERIA									
Z UDZIAŁEM 30% ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 2xtydz. *ścieki oczysz. 2xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.
V SERIA									
Z UDZIAŁEM 40% ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 3xtydz. *ścieki oczysz. 3xtydz.	*ścieki surowe 2xtydz. *ścieki oczysz. 2xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.	*ścieki surowe 1xtydz. *ścieki oczysz. 1xtydz.
KOMORY OSADU CZYNNEGO (NITRYFIKACJA/DENITRYFIKACJA) 1x/tydzień; zawiesina ogólna/mineralna/organiczna; opadalność po 30 min.; indeks Mohlmana									

W II-giej serii badań adaptowano osad czynny do pracy na ściekach surowych podczyszczonych mechanicznie na kratkach, piaskowniku i osadniku wstępnym, do których porcjowo dopływały odcieki z wirówek w trakcie normalnej pracy oczyszczalni.

Dzięki elastyczności oczyszczalni możliwym było przekierowanie odcieków z procesu odwadniania osadów bezpośrednio do strumienia ścieków po oczyszczeniu mechanicznym. Taki zabieg jest również stosowany na co dzień w trakcie typowej eksploatacji.

W kolejnej III-ciej serii badań przystosowano osad czynny do pracy na ściekach surowych podczyszczonych mechanicznie na kratkach, piaskowniku i osadniku wstępnym, do których laboratoryjnie dodano odcieki po odwadnianiu osadów ściekowych tak by uzyskać mieszaninę w proporcji 80% ścieków surowych i 20% odcieków. Biorąc pod uwagę technologię procesu można założyć, że jest to jedna z najbardziej możliwych mieszanin ścieków występujących w rzeczywistości i dopływających do części biologicznej reaktora.

W IV-tej oraz V-tej serii badań adaptowano osad czynny do pracy na ściekach surowych podczyszczonych mechanicznie na kratkach, piaskowniku i osadniku wstępnym, do których laboratoryjnie dodano odcieki po odwadnianiu osadów ściekowych tak by uzyskać mieszaninę w proporcji odpowiednio 70% ścieków surowych i 30% odcieków oraz 60% ścieków surowych i 40% odcieków. Założono w ten sposób uzyskanie skrajnie niekorzystnych składów mieszaniny ścieków surowych i odcieków z wirówek, które jednakże występują w rzeczywistości w porach nocnych, kiedy to dopływ ścieków surowych jest bardzo niski, a proces odwadniania jest prowadzony w trybie ciągłym.

Poddanie badaniom ścieków w tak niekorzystnych proporcjach, dostarcza dodatkowych informacji i potencjalnych zachowań układu technologicznego, który w sytuacji implementacji nowych technologii na oczyszczalni ścieków (np. pozyskiwanie tzw. zielonego wodoru), zostanie obciążony kolejnymi strumieniami odcieków zawierającymi stężone źródło azotu głównie amonowego.

Do każdej z pięciu serii badań osad czynny pobierany był bezpośrednio z odpowiednich sekcji reaktora biologicznego (denitryfikacji i nitryfikacji) oczyszczalni ścieków Śródmieście, a następnie adaptowany w odpowiednich komorach modelu laboratoryjnego. Dzięki wbudowanemu systemowi sterowania z możliwością precyzyjnej regulacji kontrolowano prowadzenie procesu.

Wszystkie analizy fizykochemiczne wykonywano w akredytowanym laboratorium znajdującym się na terenie oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze i pracującego na

potrzeby Zabrzeńskiego Przedsiębiorstwa Wodociągów i Kanalizacji Sp. o.o. W zakresie pracy laboratorium znajduje się szerokie spektrum analiz ścieków i osadów ściekowych. Laboratorium posiada Certyfikat Akredytacji Nr AB 1380 Polskiego Centrum Akredytacji, co gwarantuje wysoką jakość oferowanych usług. Poniżej zestaw zastosowanych norm i metod badawczych stosowanych w trakcie prowadzonych badań:

- ✓ azot ogólny (PB-12 wydanie 7 2020)
- ✓ azot Kiejdahla (PN-EN 25663:2001 2001)
- ✓ azot amonowy (PN-ISO 5664:2002 2002)
- ✓ azot azotanowy (PN-82/C-04576/08 1982)
- ✓ azot azotynowy (PN-EN 26777:1999 1999)
- ✓ ChZT (PN- ISO 15705:2005 2005)
- ✓ BZT₅ (PN-EN ISO 5815-1:2019-12, 2019)
- ✓ zawiesina w ściekach (PN-EN 872:2007 +Apl:2007 2007)
- ✓ zawiesina w osadzie (PB – 39; Wydanie 4 z dn. 19.06.2020 r. 2020)
- ✓ fosfor ogólny (PN-EN ISO 6878:2006 +Ap1:2010+Ap2:2010 2006)
- ✓ opadalność (PB – 50; Wydanie 4 z dn. 19.06.2020 r. 2020)
- ✓ indeks Mohlmana (PB – 49; Wydanie 4 z dn. 19.06.2020 r 2020)
- ✓ tlen rozpuszczony (PN-EN ISO 5814:2013-04 2013)
- ✓ zasadowość (PB-42 wyd. 4 z dnia 19.06.2020r wg Hermanowicza, 2020)

7.1.4. Interpretacja uzyskanych wyników jako wytyczna do przeprowadzenia dalszych prac badawczych

Przeprowadzone badania, w których sprawdzono różne warianty obciążania układu laboratoryjnego zmiennym ładunkiem azotu dozowanego zarówno ze ścieków ciągu głównego jak i odcieków z wirówek, dostarczyły informacji o efektywności i możliwościach układu denitryfikacja/nitryfikacja w procesie usuwania azotu ze ścieków charakterystycznych dla zlewni Zabrze Śródmieście.

Warunki pracy systemu bioreaktorów

W Tabelach 9 i 10 zestawiono charakterystykę osadu czynnego i warunki pracy w jakich funkcjonował węzeł nitryfikacja/denitryfikacja w modelu laboratoryjnym do biologicznego usuwania azotu podczas prowadzonych pięciu serii badań.

Dzięki systematycznej kontroli parametrów pracy oraz możliwości bieżącego reagowania na zaistniałe sytuacje (zmniejszenie zwiększenie natleniania, korygowanie stężeniem osadu czynnego, regulacja recyrkulacji) udało się stworzyć stabilne warunki do przeprowadzenia eksperymentu zgodnie z przyjętymi założeniami.

Tabela 9. Charakterystyka pracy osadu czynnego w komorze nityfikacji w modelu odwzorowującym węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu

		KOMORA NITRYFIKACJI				
Oznaczany parametr	Jednostka	I SERIA	II SERIA	III SERIA	IV SERIA	V SERIA
		BEZ UDZIAŁU ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA	Z UDZIAŁEM ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA W RAMACH TYPOWEJ PRACY OCZYSZCZALNI	Z UDZIAŁEM 20 % ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA	Z UDZIAŁEM 30 % ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA	Z UDZIAŁEM 40 % ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA
Zawiesina ogólna	mg/dm ³	3156	3596	3236	4305	4629
Zawiesina organ.	mg/dm ³	2390	2598	2174	2745	2759
Zawiesina min.	mg/dm ³	766	988	1062	1560	1870
Opadalność po 30 min.	cm ³ /dm ³	400	400	480	540	600
Indeks Mohlmana	cm ³ /g	127	111	148	125	130
Tlen rozpuszczony	mg O ₂ /dm ³	2,24	2,40	3,00	1,53	0,53

Pomimo trudnego do identycznego odzwierciedlenia systemu biologicznego oczyszczania usuwania azotu w Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu, w wybudowanym modelu utrzymana została struktura rzeczywistych technologicznych założeń projektowych. Dzięki zachowaniu reżimu pracy bioreaktorów nityfikacji i denityfikacji oraz systemu gospodarki osadem uzyskane dane mogą być potraktowane jako znakomity materiał wyjściowy do przeprowadzenia docelowych badań procesu deamonifikacji w ciągu technologicznym na wybranej do tego celu instalacji.

Tabela 10. Charakterystyka pracy osadu czynnego w komorze denitryfikacji w modelu odwzorującym węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze

		KOMORA DENITRYFIKACJI				
Oznaczany parametr	Jednostka	I SERIA	II SERIA	III SERIA	IV SERIA	V SERIA
		BEZ UDZIAŁU ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA	Z UDZIAŁEM ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA W RAMACH TYPOWEJ PRACY OCZYSZCZALNI	Z UDZIAŁEM 20 % ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA	Z UDZIAŁEM 30 % ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA	Z UDZIAŁEM 40 % ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA
Zawiesina ogólna	mg/dm ³	4106	4903	5252	6187	5455
Zawiesina organ.	mg/dm ³	2740	3375	3458	4805	3546
Zawiesina min.	mg/dm ³	1366	1528	1794	2152	1909
Opadalność po 30 min.	cm ³ /dm ³	800	720	840	940	890
Indeks Mohlmana	cm ³ /g	234	147	160	152	163
Tlen rozpuszczony	mg O ₂ /dm ³	1,32	1,34	0,93	0,37	0,05

Charakterystyka ścieków surowych, oczyszczonych i odcieków

W Tabelach 11 i 12 zestawiono charakterystykę parametrów fizykochemicznych pięciu strumieni ścieków surowych (poddawanych oczyszczaniu po zmiennym obciążeniu azotem w laboratoryjnym modelu biologicznych reaktorów nityfikacji i denitryfikacji w pięciu seriach badań) oraz ich odpowiedników w postaci pięciu strumieni ścieków oczyszczonych. Zakres analiz, któremu poddawane były ścieki wynika, z rzeczywistego harmonogramu badań jaki na co dzień prowadzony jest przez laboratorium. W zakresie badań oprócz oznaczeń związków węgla organicznego fosforu ogólnego i zawiesiny wykonywano analizę wszystkich form azotu (amonyowy, azotynowy, azotanowy, Kiejdahla). Analizy wykonywano zgodnie z założonym planem, w jednakowych ostępach czasowych. Próby pobierano w jednakowy sposób, w tych samych warunkach środowiskowych w specjalnie do tego stworzonym pomieszczeniu pracy modelu laboratoryjnego.

Tabela 11. Charakterystyka pięciu strumieni ścieków surowych ze zmiennym obciążeniem azotem poddawanych procesowi oczyszczania w modelu odwzorującym węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu surowych

		ŚCIEKI WSTĘPNE PODCZYSZCZONE PO OSADNIKU WSTĘPNYM														
Oznaczany parametr	Jednostka	I SERIA			II SERIA			III SERIA			IV SERIA			V SERIA		
		BEZ UDZIAŁU ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA			Z UDZIAŁEM ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA W RAMACH TYPOWEJ PRACY OCZYSZCZALNI			Z UDZIAŁEM 20 % ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA			Z UDZIAŁEM 30 % ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA			Z UDZIAŁEM 40 % ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA		
Azot amonowy	mg NH ₄ /dm ³	38,10	60,00	37,50	32,50	38,10	58,90	195,00	244,00	254,00	395,00	340,00	546,00	679,00	602,00	630,00
Azot Kiejdahla	mg N _{Kiej} /dm ³	55,50	68,90	51,60	86,90	87,40	79,60	292,00	311,00	423,00	672,00	360,00	619,00	693,00	658,00	668,00
Azot ogólny	mg N/dm ³	55,77	69,10	51,78	102,27	87,66	80,00	292,30	311,50	423,50	672,10	364,30	619,40	694,00	658,20	668,30
ChZT	mg O ₂ /dm ³	566	414		1122	557		825	1344		1148	1546		1654	1687	
BZT ₅	mg O ₂ /dm ³	141			254			301			509			559		
Fosfor ogólny	mgP/dm ³	7,78			11,70			67,30			169,00			253		
Zawiesina ogólna	mg/dm ³	302			117			280			386			569		

Tabela 12. Charakterystyka ścieków oczyszczonych po procesie nityfikacji i denityfikacji ścieków surowych ze zmiennym obciążeniem azotem w modelu odwzorującym węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu

		ŚCIEKI PO PROCESIE BIOLOGICZNEGO OCZYSZCZANIA														
Oznaczany parametr	Jednostka	I SERIA			II SERIA			III SERIA			IV SERIA			V SERIA		
		BEZ UDZIAŁU ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA			Z UDZIAŁEM ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA W RAMACH TYPOWEJ PRACY OCZYSZCZALNI			Z UDZIAŁEM 20 % ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA			Z UDZIAŁEM 30 % ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA			Z UDZIAŁEM 40 % ODCIEKÓW Z PROCESU ODWADNIANIA		
Azot amonowy	mg NH ₄ /dm ³	2,59	0,97	1,68	0,11	0,54	3,26	25,00	76,40	118,00	192,00	325,00	412,00	501,00	687,00	609,00
Azot azotynowy	mg NO ₂ /dm ³	1,95	2,75	2,70	0,15	2,03	2,91	3,47	8,26	8,73	0,23	0,34	0,44	0,06	<0,010	<0,010
Azot azotanowy	mg NO ₃ /dm ³	6,00	16,53	5,06	13,83	10,1	10,56	19,83	12,30	2,50	0,43	0,36	0,37	0,41	0,40	0,28
Azot Kiejdahla	mg N _{Kiej} /dm ³	6,23	2,10	6,93	2,10	3,22	3,44	26,10	8,20	147,00	209,00	425,00	452,00	529,00	708,00	637,00
Azot ogólny	mg N/dm ³	14,18	18,60	14,96	16,08	15,35	16,91	49,40	102,60	158,20	209,66	427,70	452,81	529,10	708,20	637,10
ChZT	mg O ₂ /dm ³	26	55		31	39		276	366		680	544		514	653	
BZT ₅	mg O ₂ /dm ³	12,00			5,56			55,00			314,00			381,00		
Fosfor ogólny	mgP/dm ³	4,28			3,75			10,60			60,50			166,00		
Zawiesina ogólna	mg/dm ³	7,8			5,2			97,0			210,0			140,0		

W Tabeli 13 przedstawiono uśrednioną charakterystykę parametrów fizykochemicznych składu odcieków powstających podczas odwadniania przefermentowanych osadów ściekowych na wirówkach dekantacyjnych. Ze względu na fakt, że czas fermentacji w zamkniętych komorach WKF to około 30 dni jakość odcieków z okresu prowadzonych badań była porównywalna i stabilna.

Tabela 13. Charakterystyka odcieków powstających w czasie odwadniania przefermentowanych osadów ściekowych

		UŚREDNIONY TYPOWY SKŁAD ODCIEKÓW
Oznaczany parametr	<i>Jednostka</i>	ODCIEKI PO PROCESIE ODWADNIANIA NA WIRÓWKACH DEKANTACYJNYCH POFERMENTACYJNYCH OSADÓW ŚCIEKOWYCH
Azot amonowy	mg NH ₄ /dm ³	941,98
Azot ogólny	mg N/dm ³	1080,63
Fosfor ogólny	mgP/dm ³	268,61
Zawiesina ogólna	mg/dm ³	168,72

Interpretacja uzyskanych wyników, dyskusja i wnioski

Badania wstępne przeprowadzono na specjalnie wybudowanym modelu laboratoryjnym odwzorowującym wycinek rzeczywistego ciągu technologicznego - węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze. Wielkość komór nityfikacji i denityfikacji oraz podstawowe parametry technologiczne odzwierciedlały rzeczywiste wartości, w jakich prowadzony jest proces w skali technicznej.

Ideą przeprowadzenia badań było wykazanie pewnej granicznej wartości stężenia azotu w ściekach surowych poddawanych oczyszczaniu przy której osad czynny przestaje wykazywać zdolności redukcji tego wskaźnika. Równocześnie oznaczono pozostałe podstawowe wskaźniki zanieczyszczeń zgodnie z wykazem jaki obowiązuje w aktualnym pozwoleniu wodnoprawnym.

Dla zobrazowania całości prowadzonych badań zgodnie z założonym harmonogramem oznaczano parametry osadu czynnego w komorach. Uzyskane wyniki stały się cenną informującą dotyczącą jego struktury w poszczególnych seriach badań.

Wreszcie określono również skład fizykochemiczny odcieków powstałych w wyniku odwadniania prefermentowanych osadów ściekowych, które stanowiły podstawę do stworzenia zmiennych pod względem stężenia azotem strumieni ścieków surowych. Poniżej przedstawiono szczegółową interpretację uzyskanych wyników dla poszczególnych wskaźników zanieczyszczeń oraz parametrów technologicznych.

Parametry osadu czynnego – Komora Denitryfikacji:

- *stężenie zawiesiny ogólnej osadu czynnego* – kształtowało się w przedziale od 4106 do 6187 mg/dm³ i było zgodne zarówno z założeniami projektowymi (6420 mg/dm³) jak i ze stanem rzeczywistym występującym w reaktorze biologicznym; ze względu na zmienne stężenie azotu w dopływie w kolejnych seriach, zwiększono stężenie zawiesiny osadu czynnego (o około 50%) w celu zachowania obciążenia tego osadu ładunkiem zanieczyszczeń; kłaczkosy osadu podczas całego eksperymentu były zwarte, nie wykazywały tendencji flotacji lub zagniwania; **kondycja osadu czynnego w komorze denitryfikacji była prawidłowa,**
- *stężenie zawiesiny organicznej i mineralnej osadu czynnego* – kształtowało się odpowiednio w przedziale od 2740 do 4805 mg/dm³ i 1366 do 2152 mg/dm³, co stanowiło odpowiednio około 70% masy organicznej i 30% masy mineralnej; wartości takie **potwierdzają prawidłową strukturę i proporcje masy organicznej i mineralnej osadu czynnego** biorącego udział w eksperymencie,
- *opadalność w cylindrze po 30 minutach* – osad czynny w komorze denitryfikacji charakteryzował się wysoką opadalnością (prawidłową dla tego typu układu) w zakresie od 720 do 940 cm³/dm³; zgodnie ze zmianą warunków stężenia zaobserwowano prawidłową reakcję wzrostu opadalności; omawiany **parametr obrazuje typowy stan prawidłowo pracującej komory** biologicznej strefy denitryfikacji,
- *indeks Mohlmana* – jako wskaźnik kondycji osadu przedstawia jego zdolności sedymentacyjne i jest ściśle powiązany z jego stężeniem i opadalnością; w analizowanym modelu kształtował się on na poziomie od 147 do 234 cm³/g; dane literaturowe wskazują, że prawidłowa wartość tego parametru mieści się w granicach 100-150 cm³/g (Płonka, 2017); jednakże w komorach denitryfikacji w warunkach rzeczywistych oscylują wokół nieco wyższych wartości nie wpływając negatywnie na przebieg procesu,

- *stężenie tlenu rozpuszczonego* – w komorze denitryfikacji dla prawidłowego prowadzenia procesu występuje reżim minimalnego stężenia tlenu, gdyż bakterie fakultatywne nie wybiorą szlaku denitryfikacyjnego mając dostęp tlenu; stworzone warunki nie są jednak zupełnie beztlenowe gdyż do celów metabolicznych wykorzystywany jest tlen z innych grup enzymów, maksymalne stężenie tlenu winno nie przekraczać wartości $1,0 \text{ mg O}_2/\text{dm}^3$ (Kaszubowska, 2015) w prowadzonym eksperymencie wartość średnia w dwóch pierwszych seriach przekroczyła wartość projektową, ponieważ ilość tlenu dostarczana wraz ze ściekami surowymi oraz w strumieniu recyrkulacji w tak krótkim obiegu była trudna do wyeliminowania, co jednak **nie zakłóciło właściwego przebiegu procesu**; w kolejnych seriach wysokie stężenie nieutlenionego, a będącego w obiegu technologicznym azotu amonowego, skutecznie niwelowało poziom tlenu w komorze denitryfikacji do założonej wartości poniżej $0,5 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$.

Parametry osadu czynnego – Komora Nitryfikacji:

- *stężenie zawiesiny ogólnej osadu czynnego* – kształtowało się w przedziale od 3156 do $4629 \text{ mg}/\text{dm}^3$ i mieściło się zarówno w granicach zlecanych literaturowo ($2000 - 5000 \text{ mg}/\text{dm}^3$) (Katedra Technologii Oczyszczania Wody i Ścieków Pol. Śl., 2019) jak i było zgodne z założeniami projektowymi ($5000 \text{ mg}/\text{dm}^3$); **kłaczk** osadu podczas całego eksperymentu **charakteryzowały się prawidłową strukturą**, brązowym kolorem, były zwarte, łatwo poddawały się procesowi sedymentacji i rozdziału od ścieków oczyszczonych w osadniku wtórnym, nie wykazywały tendencji flotacji ani pęcznienia,
- *stężenie zawiesiny organicznej i mineralnej osadu czynnego* – kształtowało się odpowiednio w przedziale od 2174 do $2759 \text{ mg}/\text{dm}^3$ i 766 do $1870 \text{ mg}/\text{dm}^3$, co stanowiło odpowiednio około 67 % masy organicznej i 33% masy mineralnej; wartości takie **potwierdzają typowe proporcje stosunku części organicznej do mineralnej osadu czynnego** w komorze nitryfikacji dla badanego układu,
- *opadalność w cylindrze po 30 minutach* – osad czynny w komorze nitryfikacji charakteryzował się opadalnością w zakresie od 400 do $600 \text{ cm}^3/\text{dm}^3$; jest to **przedział prawidłowy i typowy** dla komory nitryfikacji w układach pracujących w technologii osadu czynnego, wartości te pokrywały się również z rzeczywistymi parametrami kontrolowanymi codziennie w skali technicznej,

- *indeks Mohlmana* – jako wskaźnik charakteryzujący zdolność osadu czynnego do zagęszczania oraz jakość osadu odzwierciedlającą prawidłowość przebiegu procesu oczyszczania ścieków (Kopiec, 2015) kształtował się na poziomie od 111 do 130 cm³/g; **przedział omawianego parametru jest zgodny z zaleceniami literaturowymi (Płonka, 2017) i potwierdził zachowanie założonych parametrów pracy komory nityfikacji**, Indeks Mohlmana poniżej 150 cm³/g odpowiada za równowagę w rozwoju mikroorganizmów nitkowatych oraz gwarantuje brak zaburzeń procesu sedymentacji osadu czynnego,
- *stężenie tlenu rozpuszczonego* – w komorze nityfikacji ma bardzo istotny wpływ na prawidłowy przebieg procesu nityfikacji; w układzie klasycznego oczyszczania osadem czynnym stężenie tego parametru powinno się wahać w granicach od 2,50 – 3,50 mgO₂/dm³, (Bernat, 2005); w analizowanym modelu laboratoryjnym w pierwszych **trzech seriach rozpuszczonego ilość tlenu w komorze kształtowała się od 2,24 – 3,00 mgO₂/dm³**, natomiast wraz ze wzrostem stężenia azotu w doprowadzanych ściekach surowych w serii czwartej i piątej, pobór tlenu do przeprowadzenia procesu nityfikacji był tak wysoki że jego poziom w komorze obniżył się **do wartości 1,53 – 0,53 mgO₂/dm³** – znacznie poniżej żądanego,

Charakterystyka fizykochemiczna odcieków:

- w ramach prowadzonych badań jako komponentu dodawanego w różnych proporcjach do ścieków surowych kierowanych do komór osadu czynnego używano odcieków generowanych w procesie odwadniania prefermentowanych osadów ściekowych; ich uśredniony **skład pod kątem fizykochemicznym był typowy** dla tego typu ścieków i charakteryzował się dużym stężeniem azotu ogólnego (powyżej 1000 mgN/dm³), którego 87% stanowił azot amonowy (Przywara, 2017), fosforu ogólnego (około 300 mgP/dm³) i zawiesiny ogólnej około 170 mg/dm³, co odpowiada założeniom pracy wirówki dekantacyjnej i dobranego polimeru.

Charakterystyka fizykochemiczna poszczególnych wskaźników zanieczyszczeń ścieków surowych doprowadzanych do węzła denityfikacji/nityfikacji i oczyszczonych:

- *chemiczne zapotrzebowanie tlenu (ChZT mg O₂/dm³)* – średnie stężenie tego parametru w ściekach surowych systematycznie wzrastało od wartości 414 mgO₂/dm³ w pierwszej serii do 1678 mgO₂/dm³ w serii piątej, odpowiednio w ściekach oczyszczonych

koncentracja węgla organicznego wyniosła $26 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$ w serii pierwszej kiedy to odcieki nie były składową w procesie oczyszczania do $381 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$, gdy proporcja odcieków do ścieków surowych mechanicznie oczyszczonych wynosiła 40% na 60%; uzyskane wyniki potwierdzają mechanizm braku efektywności oczyszczania ścieków wraz ze wzrostem stężenia azotu w dopływie; już przy udziale 20% odcieków osad czynny **wykazywał wyhamowanie zdolności usuwania węgla organicznego**, które pogłębiało w każdej kolejnej serii,

- *biologiczne zapotrzebowanie tlenu ($BZT_5 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$)* – wskaźnik obrazujący zdolność biologicznej biodegradacji ścieków podobnie jak w przypadku ChZT systematycznie rósł wraz ze wzrostem stężenia azotu w ściekach surowych od poziomu $141 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$ do $559 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$ i odpowiednio od $12 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$ do $381 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$ w ściekach oczyszczonych; ten jakże charakterystyczny parametr informujący o zdolności osadu czynnego do prowadzenia procesu przy zadanej jakości ścieków poddawanych biodegradacji, jednoznacznie **odzwierciedla tendencję obniżenia efektywności redukcji węgla organicznego** przy zwiększonych stężeniach azotu,
- *fosfor ogólny ($\text{mg P}/\text{dm}^3$)* – parametr występujący jako zawsze obok azotu jako biogen, którego redukcja jest jedną z fundamentalnych potrzeb oczyszczania ścieków; również jego stężenie wzrastało wielokrotnie w każdej z serii badań od wartości $7,78 \text{ mg}/\text{dm}^3$ w pierwszej serii do $253,00 \text{ mg}/\text{dm}^3$ w serii piątej, co zgodnie z przewidywaniami przekładało się na koncentrację tego wskaźnika w ściekach oczyszczonych odpowiednio od $3,75 \text{ mg}/\text{dm}^3$ do $166,00 \text{ mg}/\text{dm}^3$; **widać więc że wzrost stężenia azotu wpływa również na efektywność redukcji fosforu ogólnego**,
- *zawiesina ogólna (mg/dm^3)* – wskaźnik, na którego stężenie azotu miało najmniejszy wpływ; w pierwszej i drugiej serii jego wartość z $302 \text{ mg}/\text{dm}^3$ i $117 \text{ mg}/\text{dm}^3$ w ściekach surowych spadła do poniżej $10 \text{ mg}/\text{dm}^3$ w ściekach oczyszczonych, w kolejnych seriach z poziomu od 280 do $569 \text{ mg}/\text{dm}^3$ zredukowała się do 97 – $210 \text{ mg}/\text{dm}^3$; również w tym przypadku **efektywność procesu znacznie spada wraz ze wzrostem udziału odcieków z wirówek w ściekach** poddawanych oczyszczaniu w kolejnych seriach.
- *azot amonowy ($\text{mg NH}_4/\text{dm}^3$)* – kluczowy wskaźnik prowadzonego eksperymentu; stopień jego redukcji w poszczególnych seriach jednoznacznie odpowiada na pytanie dotyczące sprawności prowadzenia procesu przemian tego parametru w zależności od jego stężenia początkowego; w pierwszych dwóch seriach kiedy azotu amonowego

oznaczono na poziomie średnio $43 \text{ mg NH}_4/\text{dm}^3$ redukcja wyniosła 96-97% proces nityfikacji zachodził prawidłowo, a stopień oczyszczania był zadawalający; w kolejnych seriach procent ten sukcesywnie malał by ostatecznie w serii 5 gdzie udział ścieków pofermentacyjnych w stosunku do mechanicznie podczyszczonych wynosił 40% był praktycznie znikomy i nie przekraczał 6%; **aktywność bakterii nityfikacyjnych** w modelu laboratoryjnym odzwierciedlającym węzeł denityfikacji /nityfikacji rzeczywistej oczyszczalni ścieków **zdecydowanie wyhamowała** przy stężeniach powyżej $200 \text{ mg NH}_4/\text{dm}^3$,

- *azot Kiejdahla* ($\text{mg } N_{\text{Kiej}}/\text{dm}^3$) – jako wskaźnik tak zwanego azotu nieutlenionego w ściekach jest składową zarówno azotu amonowego jak i różnych połączeń organicznych (Klaczyński, 2019); w surowych ściekach komunalnych dopływających do analizowanej oczyszczalni ścieków 95% azotu Kiejdahla stanowi azot amonowy; dlatego też wyniki oznaczeń tego parametru wrastały w każdej kolejnej serii badań wraz ze wzrostem udziału odcieków z procesu odwadniania zawierających wysokie stężenia azotu amonowego, od średniego poziomu $58,67 \text{ N}_{\text{Kiej}}/\text{dm}^3$ do wartości średniej $673,00 \text{ N}_{\text{Kiej}}/\text{dm}^3$, co było zgodne z założeniami; natomiast stężenie azotu Kiejdahla w ściekach oczyszczonych jest odzwierciedleniem kondycji mikroorganizmów osadu czynnego prowadzących proces nityfikacji; i tak gdy stężenie azotu amonowego w ściekach doprowadzanych do układu było mniejsze niż $60 \text{ mgNH}_4/\text{dm}^3$, ilość azotu Kiejdhla w ściekach oczyszczonych kształtowała się poniżej $7 \text{ mg } N_{\text{Kiej}}/\text{dm}^3$, co świadczyło o poprawności przebiegu przemian azotowych w układzie; wraz ze wzrostem stężenia azotu doprowadzanego ze ściekami do komór osadu czynnego ilość azotu oznaczanego w formie Kiejdahla w ściekach oczyszczonych gwałtownie wzrasta by ostatecznie w piątej serii różnica między dopływem a odpływem wynosiła jedynie 6%; na podstawie uzyskanych wyników **stwierdzono całkowitą inhibicję procesu nityfikacji jeżeli udział odcieków z procesu odwadniania prefermentowanych osadów ściekowych w ściekach surowych wynosił 40%**,
- *azot azotynowy* ($\text{mg } \text{NO}_2/\text{dm}^3$) – ilość azotynów w ściekach dopływających do oczyszczalni jest niewielka lub nie występują one w ogóle; znikome stężenia mogą występować jedynie poprzez oddziaływanie lokalnego przemysłu lub przez infiltrację wód gruntowych do sieci kanalizacyjnej, jednak zanim ścieki dopłyną do oczyszczalni, azotyny i tak ulegają redukcji (Klaczyński, 2019), dlatego też parametru tego nie oznaczono w ściekach surowych; azotyny powstają w pierwszym etapie procesu

nitryfikacji, a reakcja ich powstawania oraz przygotowanie do kolejnej fazy przemiany w formę azotanów przebiega bardzo szybko, dlatego poziom azotynów nigdy nie jest wysoki gdyż **forma jest bardzo nietrwała**; niemniej pojawienie się tego wskaźnika jest ewidentnym sygnałem, że w danym układzie zachodzi proces nitryfikacji; w omawianym przypadku modelu laboratoryjnego niewielkie stężenie około $2 \text{ mg NO}_2/\text{dm}^3$ pojawiły się w serii pierwszej i drugiej, co potwierdza klasyczny przebieg procesu, następnie w serii trzeciej parametr wzrósł do wartości powyżej $8 \text{ mg NO}_2/\text{dm}^3$, co świadczy o niedoborze tlenu w związku z przeciążeniem stężeniem azotu amonowego i wydłużeniu się pierwszej fazy nitryfikacji; ostatecznie jednak w serii czwartej i piątej ilość wskaźnika praktycznie zanika, co po raz kolejny potwierdziło wyhamowanie przemian azotowych w komorach bioreaktorów;

- *azot azotanowy ($\text{mg NO}_3/\text{dm}^3$)* – podobnie jak w przypadku azotu azotynowego, azot azotanowy w ściekach dopływających do oczyszczalni z tych samych powodów praktycznie nie występuje; ewentualne minimalne jego ilości w beztlenowych warunkach sieci kanalizacyjnej szybko ulegają redukcji do innych form; z powyższych powodów również tego parametru nie oznaczono w ściekach surowych; azotany to finalny produkt procesu nitryfikacji, który **świadczy o zachodzeniu przemian azotu** z formy azotu amonowego do azotanowego; wykazanie w ściekach oczyszczonych tego wskaźnika na średnim poziomie $10,75 \text{ mg NO}_3/\text{dm}^3$ w pierwszych trzech seriach prowadzonych badań potwierdziło, że warunki stworzone w laboratoryjnym modelu pozwoliły na zachodzenie przemian azotowych w procesie nitryfikacji; uzyskane wyniki świadczą również o tym, że **maksymalny udział odcieków w ściekach surowych** przy których technologia zachowuje założone parametry to 20%; w seriach czwartej i piątej, w których proporcje odcieków wzrastają odpowiednio do 30% i 40% stężenie azotu azotanowego spada poniżej $1 \text{ mg NO}_3/\text{dm}^3$, co świadczy jednoznacznie o **zaniku przemian procesu nitryfikacji**,
- *azot ogólny ($\text{mg N}/\text{dm}^3$)* – stanowi sumę azotu Kjeldahla oraz azotu azotynowego i azotanowego czy w przypadku ścieków surowych jest praktycznie równoważny ze stężeniami azotu amonowego; wyniki tego wskaźnika zanieczyszczeń odzwierciedlają łączne tendencje wszystkich omawianych form azotu; stężenie tego parametru w ściekach surowych zgodnie z założeniami eksperymentu, sukcesywnie **wzrastało wraz z wzrostem proporcji odcieków w poszczególnych seriach badań** i kształtowało się na poziomie od $51,78 \text{ mg N}/\text{dm}^3$ do $694,00 \text{ mg N}/\text{dm}^3$; w ściekach

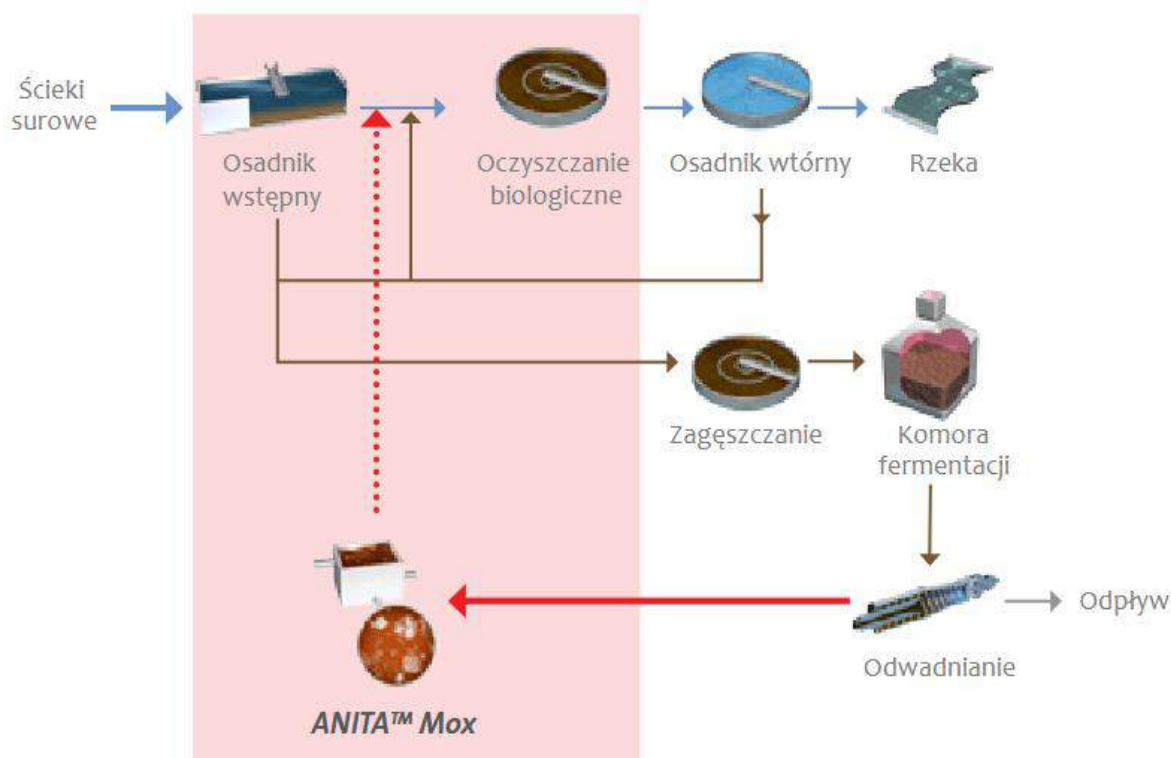
oczyszczonych wraz ze spadkiem efektywności procesu nitryfikacji azot ogólny jako suma wszystkich form azotu w pierwszych dwóch seriach wynosiła średnio $16,01 \text{ mg N/dm}^3$, by ostatecznie w serii piątej osiągnąć wartość $624,80 \text{ mg N/dm}^3$, która potwierdziła **braku zachodzenia procesu nitryfikacji w stworzonym laboratoryjnym modelu** węzła oczyszczania ścieków - nitryfikacji/denitryfikacji.

Wnioski

- wyniki badań potwierdziły złożoność procesu przemian, a w konsekwencji usuwania zarówno azotu ogólnego jak i wszystkich pozostałych wskaźników zanieczyszczeń oznaczanych zgodnie z wymogami prawa, w zależności od obciążenia ładunkiem w strumieniu ścieków poddawanych oczyszczaniu,
- obserwacje przemian wszystkich badanych parametrów oraz założonych warunków pracy wykazały, że 20% udziału odcieków pochodzących z odwadniania przefermentowanych osadów ściekowych w strumieniu ścieków surowych, to maksymalna wartość, przy której układ osadu czynnego pracujący w zadanym reżimie projektowym jest wydolny i efektywny,
- stężenie azotu amonowego powyżej $200 \text{ mgNH}_4/\text{dm}^3$ jest inhibitujące dla układu i prawidłowego prowadzenia procesu technologicznego,
- uzyskane dane okazały się znakomitym materiałem wyjściowym do przeprowadzenia badań procesu deamonifikacji w ciągu technologicznym na wybranym modelu,
- rezultaty i ich interpretacja stały się cennym uzupełnieniem pracy docelowej,
- wyniki badań jednoznacznie potwierdziły celowość usuwania azotu z odcieków pofermentacyjnych w bocznym ciągu technologicznym, proces taki pozwolił by na odciążenie głównego strumienia ścieków surowych i zachowanie równowagi w prowadzeniu przemian azotowych.

7.2. Wybór technologii do przeprowadzenia badań procesu deamonifikacji

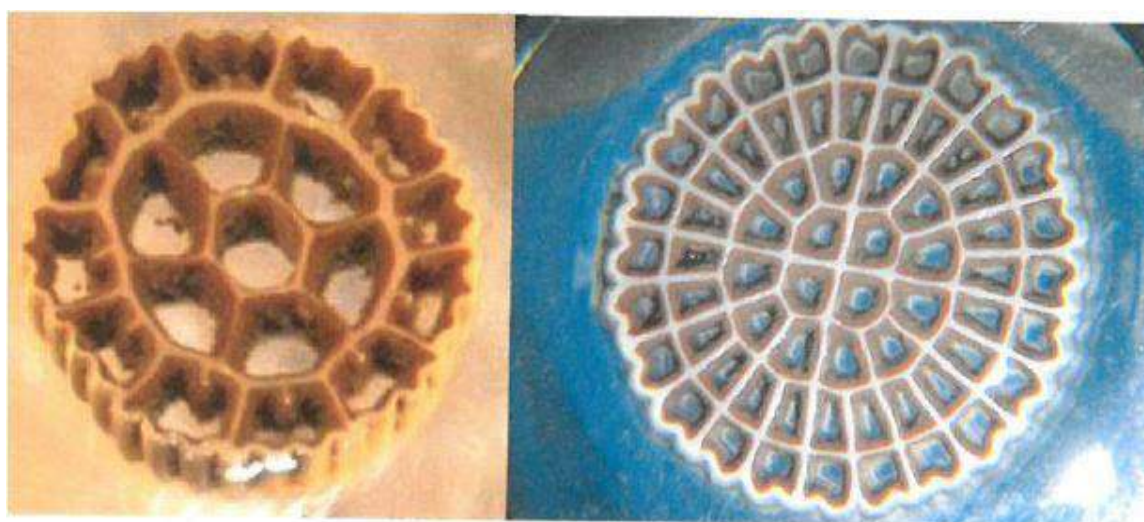
Proces deamonifikacji ze względu na wielkie oczekiwania i wyzwania technologiczne poddawany jest wielu różnym modyfikacjom. Spośród wielu propozycji w niniejsza praca bazuje na procesie ANITA™Mox®, który deklaruje wyższość zastosowania kształtek w reaktorze MBBR nad tradycyjnym osadem czynnym. Dodatkowo jest to proces usuwania azotu, zaprojektowany specjalnie do oczyszczania strumieni ścieków o wysokim stężeniu amoniaku, np. odcieków z odwadniania osadów przefermentowanych, kondensatów z suszenia osadów, ścieków przemysłowych oraz odcieków ze składowiska odpadów, co idealnie wpisuje się w charakterystykę oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze, gdzie przeprowadzano badania. Technologia ANITA™Mox® deklaruje usunięcie azotu amonowego w ilości ok. 90%. Metoda oczyszczania zużywa tylko 40% tlenu potrzebnego do konwencjonalnej nityfikacji i nie wymaga zewnętrznego źródła węgla. Osiąga się to poprzez rozwój biofilmu na kształtkach utrzymywanych w zawieszeniu w reaktorze MBBR (Moving Bed Biofilm Reactor) dzięki napowietrzaniu i/lub systemowi mieszania (Dominiak, 2021).



Rys. 16. Zastosowanie procesu ANITA™Mox® w ciągu technologicznym z uwzględnieniem schematu oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze (<https://www.veoliawatertechnologies.pl/technologie/anita-mox>)

7.2.1. Zasada działania technologii ANITA™Mox®

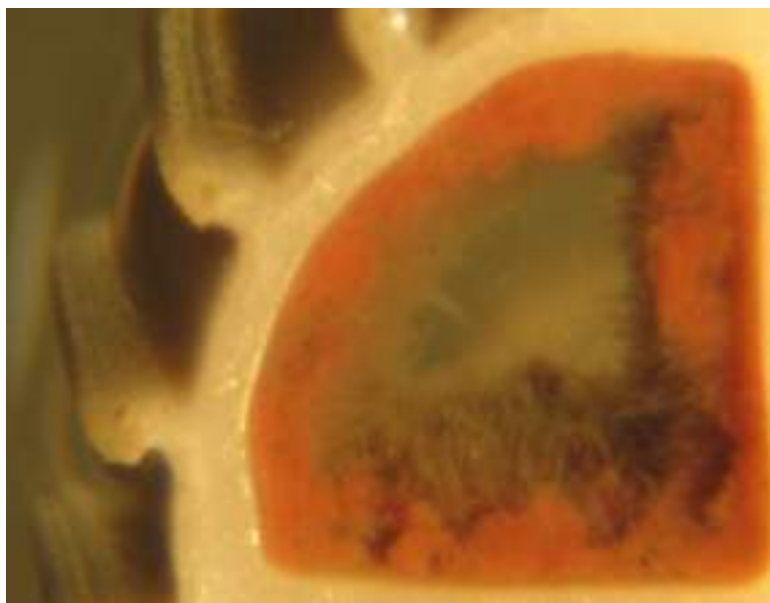
Podstawową ideą związaną z technologią ANITA™Mox® jest wykorzystanie pracującego w trybie ciągłym, reaktora z błoną biologiczną, który ma niewielki spadek ciśnienia i dużą powierzchnię właściwą błony biologicznej. Uzyskuje się to dzięki rozwojowi błony biologicznej na niewielkich elementach nośnych - kształtkach (Rys. 17), które przemieszczają się w reaktorze wraz ze ściekami. Kształtka jest zaprojektowana tak aby zapewnić dużą powierzchnię chronioną w celu wytworzenia optymalnych warunków dla wzrostu i zachowania właściwej aktywności błony biologicznej.



Rys. 17. Przykład nośników kształtek. Po lewej typ K3 po prawej typ K5 (Jodango, 2016)

Ruch wywołany jest napowietrzaniem reaktora. Kształtki są wykonane z polietylenu lub polipropylenu o gęstości nieco mniejszej niż woda i o kształcie niewielkich walców lub dysków o średnicy 9-64 mm, zależnie od zastosowania. Stopień wypełnienia reaktora nośnikami wynosi od 10% do 65%, również zależnie od zastosowania.

Mikroorganizmy rozwijające się na nośnikach tworzą błonę biologiczną (Rys. 18). W błonie biologicznej mikroorganizmy są dobrze chronione, dzięki czemu proces jest odporny na zmiany warunków oraz zakłócenia, umożliwiając oczyszczanie nawet przy skrajnie dużych obciążeniach (Jodango, 2016).



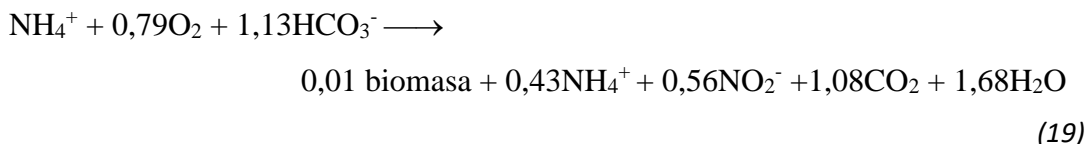
Rys. 18. Bakterie Anammox na nośniku - kształtce
(<https://www.veoliawatertechnologies.pl/technologie/anita-mox>)

Dzięki zastosowaniu złoża zawieszono, urządzenia technologiczne mogą być bardzo kompaktowe ponieważ mikroorganizmy tworzące błonę biologiczną są bardzo wydajne. Proces jest także łatwy do utrzymania, a ilość aktywnej biomasy podlega samoregulacji i jest zależna od ładunku w oczyszczanych ściekach i hydraulicznego czasu zatrzymania. Ponieważ nośniki przez cały czas poruszają się, to proces nie jest wrażliwy na oddziaływanie substancji stałych zawieszonych w oczyszczanych ściekach. Tlen, którego potrzebują mikroorganizmy jest dostarczany przez ruszt napowietrzający pokrywający dno reaktora. Jednocześnie napowietrzanie powoduje, że zawartość reaktora jest całkowicie wymieszana. Aby zapobiec wydostawaniu się nośników z reaktora, na jego odpływie znajduje się sito. Mieszanie nośników na skutek napowietrzania odbywa się w taki sposób, że nośniki ciągle przemieszczają się ku górze nad powierzchnią sita. Daje to efekt ścierania i zapobiega nadmiernemu wzrostowi błony biologicznej.

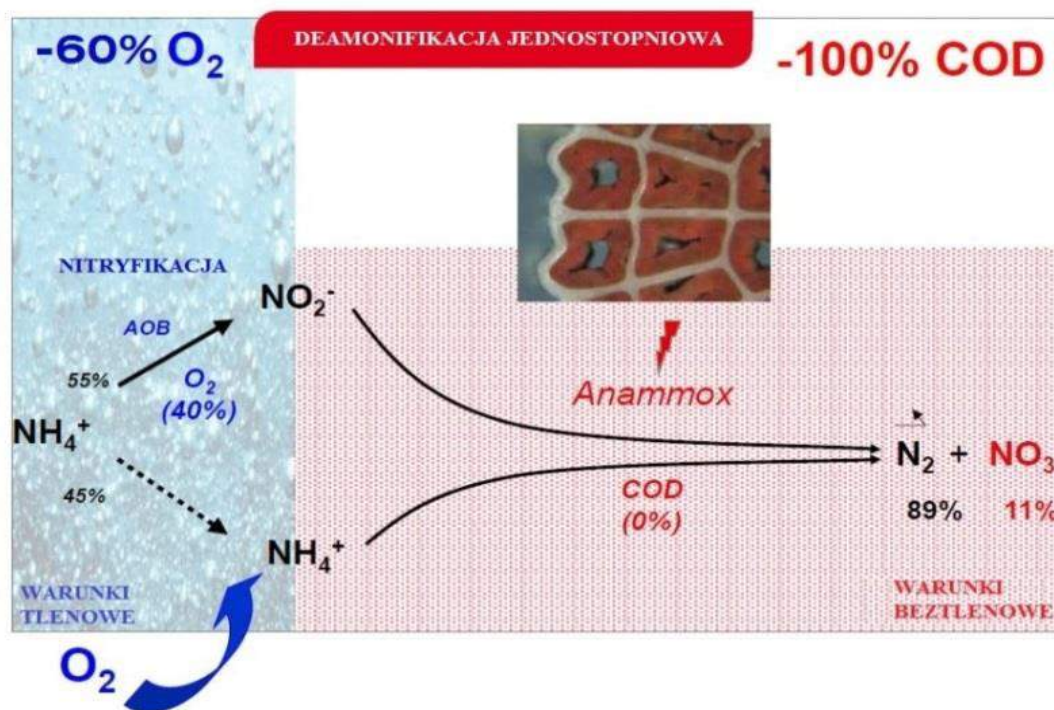
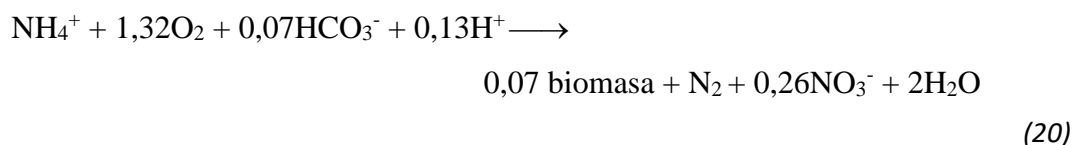
Zarówno system napowietrzania, jak i sita są zaprojektowane tak, aby dobrze współpracować w wybranych nośnikami. Nadmiar błony biologicznej odpada od nośników, przechodzi przez ekrany na odpływie i przepływa do następnego etapu technologii. Jeśli zajdzie taka potrzeba, do ścieków dopływających do bioreaktora dodawane są substancje odżywcze (N i P), które umożliwiają powstanie odpowiednich warunków do oczyszczania biologicznego i przyrostu biomasy (częściej w aplikacjach przemysłowych) (Jodango, 2016).

Proces ANITA™Mox® odbywa się w 2 etapach: nitryfikacji tlenowej i beztlenowego utleniania amoniaku przeprowadzanego przez bakterie anammox (Rys. 19). Proces zachodzi zgodnie z następującymi równaniami: (Szatkowska i in. 2007), (Christensson, Szatkowska, 2007):

- Częściowa nitryfikacja przez bakterie AOB (*ammonia oxidizing bacteria*):

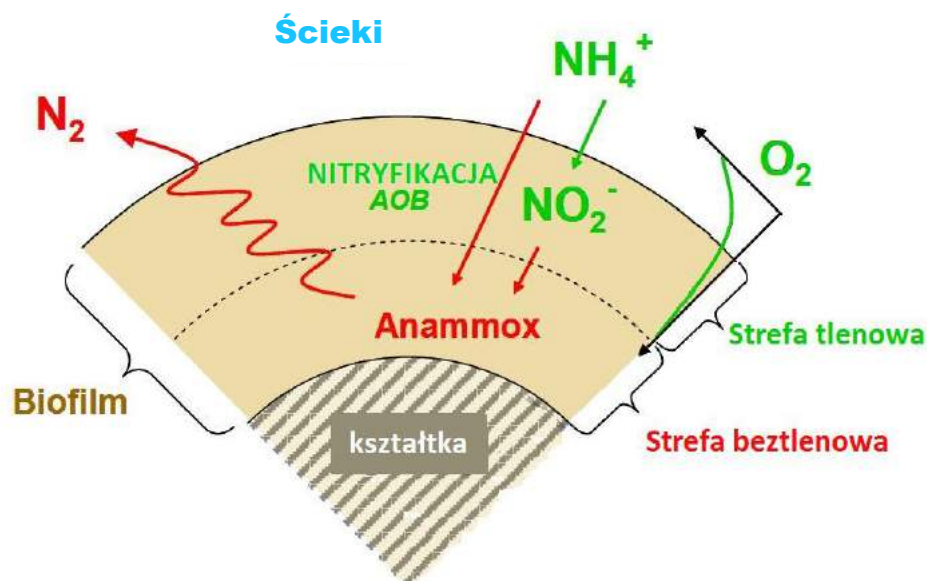


- Autotroficzne usuwanie azotu przez bakterie Anammox w warunkach beztlenowych:



Rys. 19. Badania wewnętrzne: ANITA™Mox® (Christensson i in. 2007)

Różne reakcje usuwania amoniaku następują wewnątrz tej samej błony biologicznej rozwijającej się na powierzchni nośników w reaktorze MBBR zgodnie z następującym schematem (Rys. 20):



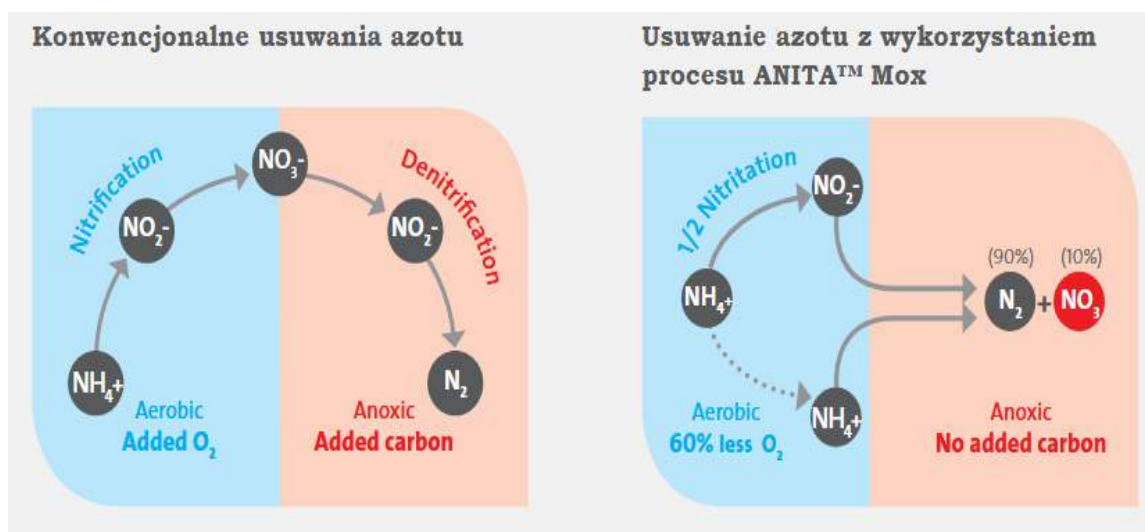
Rys. 20. Schemat usuwania azotu amonowego wewnątrz błony biologicznej na powierzchni nośnika w reaktorze MBBR (Christensson 2007)

Odcieki są kierowane do reaktora MBBR ANITA™Mox®, w którym utrzymywana jest temperatura typowo ok. 25-35°C. Nośniki, na których rozwija się błona biologiczna są utrzymywane w stanie zawieszonym na skutek napowietrzania oraz czasami w wyniku mieszania mechanicznego. Oczyszczone ścieki z odpływu reaktora pracującego w technologii ANITA™Mox® są kierowane do dopływu na instalację oczyszczania biologicznego oczyszczalni ścieków.

Należy zauważyć, że stężenie rozpuszczonego tlenu w reaktorze musi być kontrolowane w celu uzyskania dobrego stosunku $\text{NH}_4\text{-N}$ i $\text{NO}_2\text{-N}$ oraz, aby uniknąć powstawania $\text{NO}_3\text{-N}$. Jeżeli istnieje wysoka obecność $\text{NO}_3\text{-N}$ w ściekach, stężenie tlenu musi być zmniejszone lub nawet należy wyłączyć napowietrzanie. Dlatego należy przewidzieć do właściwego wymieszania kształtek złoża również mieszadła (Remiszewska-Skwarek, 2016).

7.2.2. Zalety technologii ANITA™Mox®

Technologia ANITA™Mox®, to zrównoważona odpowiedź na wyzwanie oczyszczania ścieków o wysokim stężeniu azotu amonowego i znakomita alternatywa dla procesów konwencjonalnych nitrifikacji/denitryfikacji (Rys. 21).



Rys. 21. Usuwanie azotu: konwencjonalne i w procesie ANITA™Mox® (Christensson i in. 2007)

Pozostałe główne i kluczowe korzyści zastosowania technologii ANITA™Mox® to:

Kompaktowa

- Niewielka powierzchnia zajmowana przez urządzenia
- Niskie nakłady inwestycyjne

Trwałość i niezawodność eksploatacji

- Stabilność w warunkach dużej zmienności obciążenia
- Tolerancja na zakłócenia
- Bardzo szybkie przywrócenia działania po dużych zakłóceniach
- Brak ryzyka pęcznienia osadu

Elastyczność

- Możliwość wykorzystania reaktorów o niemal dowolnym kształcie
- Możliwość wykorzystania istniejących zbiorników jako bioreaktorów
- Łatwość rozbudowy w przyszłości

Liczne zastosowania

- Wyłącznie jako proces oczyszczania biologicznego Jako oczyszczanie wstępne przed procesem wykorzystującym osad czynny lub jako etap po oczyszczaniu w zbiornikach napowietrzanych lub oczyszczaniu beztlenowym.

Oszczędna technologia (Tabela 14)

- ok. 60% oszczędności w zużyciu tlenu w porównaniu z konwencjonalnym usuwaniem azotu,
- brak konieczności podawania źródła węgla,
- 50% oszczędności w zużyciu dostosowania zasadowości,
- ograniczenie produkcji osadu (produkcja ok. 0,11 grama zawiesiny ogólnej na gram usuniętego N-NH₄),
- mniejsza produkcja CO₂,
- proces wysoko energooszczędny.

(<https://www.veoliawatertechnologies.pl/technologie/anita-mox>)

Tabela 14. Parametry eksploatacyjne technologii ANITA™Mox®, jako przykład oszczędności energii
(<https://www.veoliawatertechnologies.pl/technologie/anita-mox>)

Parametr [jedn.]	Konwencjonalne usuwanie azotu	ANITA™Mox®
• Zapotrzebowanie tlenu [kg O ₂ /kg N]	4,6	1,9
• Zużycie zew. źródła węgla [kg/kg N]	3,0	0
• Produkcja osadów [kg s.m.org./kg N]	0,5-1,0	0,1

7.2.3. Budowa modelu reaktora ANITA™Mox®

Laboratoryjny model reaktora MBBR ANITA™Mox®, wybudowano na podstawie wytycznych zarówno technicznych jak i technologicznych właścicieli patentu firmę Veolia. Kształtki z biofilmem, zaszczipione bateriami Anammox zostały dostarczone z dwóch źródeł:

- 1) bezpośrednio z Biofarmy (Zdjęcie 8) - czyli tak naprawdę oczyszczalni wykorzystującej technologię ANITA™Mox®, dla szybkiego procesu rozruchu, (kształtki zaszczipione w Biofarmie są stosowane w celu przyspieszenia procesu rozruchu reaktora MBBR ANITA™Mox®, w połączeniu z kontrolą warunków pracy metoda zapewnia znaczne skrócenie okresu rozruchu),



Zdjęcie 8. Biofarma kształtek dla reaktora MBBR ANITA™Mox®
(<https://www.veoliawatertechnologies.pl/technologie/anita-mox>)

- 2) z Grupowej Oczyszczalni Ścieków „Dębogórze”, która w chwili rozpoczęcia badań zakończyła sukcesem rozruch bioreaktora MBBR ANITA™Mox® w skali technicznej w procesie oczyszczania odcieków z odwadniania pofermentacyjnych osadów ściekowych.

Charakterystyczne parametry i urządzenia pilotażowego modelu laboratoryjnego (Zdjęcie 9):

- ✓ objętość modelowego bioreaktora – 20 dm³,
- ✓ wypełnienie kształtkami ANITA™Mox® typu K5 – 50%,
- ✓ czujniki parametrów pracy (sondy), zainstalowane w systemie on-line: temperatury, pH, tlenu,
- ✓ cztery punkty napowietrzające w systemie grubo i drobnopęcherzykowym (będące równocześnie częścią systemu cyrkulacji układu),
- ✓ dwie pompki cyrkulacyjne,
- ✓ system pompek perystaltycznych (2 plus 2 rezerwowe) gwarantujące dopływ nadawy ścieków poddawanych oczyszczaniu i odpływ ścieków oczyszczonych,
- ✓ grzałka,
- ✓ czterokanałowy zasilacz stabilizowany z regulacją napięcia i wizualizacją,

- ✓ czujnik pływakowy poziomu cieczy zabezpieczający przed przelaniem,
- ✓ wielokanałowy analizator cieczy wraz z przetwornikiem i regulatorem oraz funkcją rejestratora ekranowego dla zadanych wielkości fizykochemicznych i regulator PID JUMO AQUIS touch S (Zdjęcie 10),
- ✓ ekranowy rejestrator wideograficzny wyposażony w ekran dotykowy oraz intuicyjny interfejs użytkownika JUMO LOGOSCREEN 600.



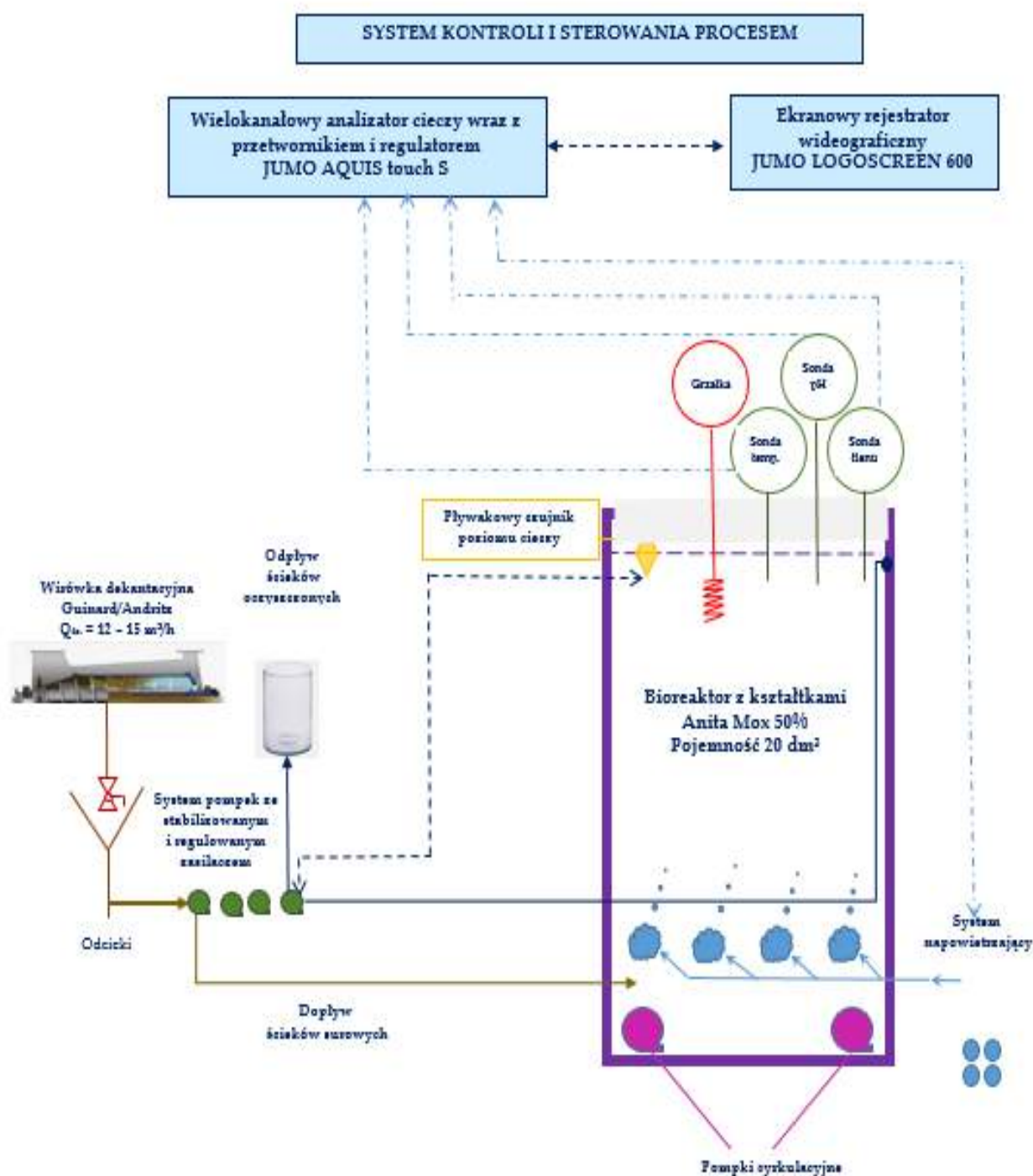
Zdjęcie 9. Laboratoryjny model reaktora MBBR ANITA™Mox®



Zdjęcie 10. Laboracyjne stanowisko usuwania azotu z odcieków w technologii ANITA™Mox®

Warunki prowadzenia badań technologii ANITA™Mox® oraz schemat ideowy modelu laboratoryjnego

Modelowy reaktor ANITA™Mox® o objętości 20 dm³ został wypełniony zaszczipionymi bakteriami Anammox kształtkami (typ K5) (50% objętości reaktora). Instalacja wraz z całym wyposażeniem została zainstalowana na specjalnie przygotowanym stanowisku w budynku zwanym „kioskiem pomiarowym”, w którym na co dzień znajduje się próbobiorca ścieków oczyszczonych oraz aparatura do pomiaru azotu NO_x i fosforu fosforanowego w systemie online. Odcieki powstałe w wyniku odwadniania prefermentowanych osadów ściekowych i poddawane procesowi oczyszczania, pobierano bezpośrednio z króćca odcieków wirówek dekantacyjnych. Zamontowane sondy pomiarowe w trakcie całego prowadzonego procesu regularnie czyszczono i na bieżąco kalibrowano. Dzięki zastosowanym urządzeniom oraz aparaturze kontrolno-pomiarowej i rejestracyjnej proces, był monitorowany i sterowany w zależności od uzyskanych wyników zgodnie z wytycznymi technologicznymi. Rysunek 22 przedstawia schemat ideowy modelu.



Rys. 22. Schemat ideowy laboratoryjnego modelu technologii ANITA™Mox®

Konfiguracja wyposażenia bioreaktora instalacji badawczej

Modelową instalację ANITA™Mox® adaptowano w dwóch okresach:

- I seria ___ luty – marzec 2022 r.
- II seria ___ kwiecień – czerwiec 2022 r.

W drugiej serii w porównaniu z pierwszą na podstawie uzyskanych wyników oraz bieżących wytycznych technologicznych zwiększono ilość punktów napowietrzających z 2 do 4 (przy czym dodatkowe punkty wyposażono w kostkę do napowietrzania drobnopęcherzykowego), zainstalowano dodatkową pompkę recyrkulacji oraz zmodernizowano układ mocowania czujników pomiaru.

W obu przypadkach na etapie kompletowania wyposażenia bioreaktora oraz na podstawie wytycznych technologicznych skonfigurowano instalację laboratoryjnego ANITA™Mox®. Szczegółowe parametry techniczne przedstawiono poniżej:

- ✓ zbiornik z przezroczystego tworzywa sztucznego typu pleksi o wymiarach 20 cm × 20 cm × 50 cm i grubości ścianki 10 mm,
- ✓ czujniki parametrów pracy (sondy), zainstalowane w systemie online:
 - temperatura (rezystancyjny czujnik temperatury RTD firmy JUMO dedykowany do pomiaru temperatury cieczy i gazów) (<https://www.jumo.pl>, 2010),
 - odczyn (elektroda szklana do pomiaru pH firmy JUMO, składająca się ze specjalnego szkła wrażliwego na wartość odczynu pH, dedykowana do pomiarów w różnych mediach dzięki wykonaniu ze specjalnych rodzajów szkła membranowego; zakres temperatur aż do 135°C; czujnik pH z głowicą wtykaną bez gwintu) (<https://www.jumo.pl>, 2010),
 - tlen (optyczna sonda tlenu rozpuszczonego firmy JUMO digiLine O-DO S10, umożliwiająca bardzo precyzyjny pomiar w technologiach związanych z technologią wody i ścieków; szeroki zakres pomiarowy 0 do 20 mg/ dm³ lub 0 do 200% nasycenia; kompensacja temperatury; czujnik optyczny tlenu rozpuszczonego dla temperatur od -5 do 50°C) (<https://www.jumo.pl>, 2021),
- ✓ cztery punkty napowietrzające w systemie grubo i drobnopęcherzykowym (napowietrzacze z pompką membranową firmy AQUEL serii PLUS: APR-100, APR-150 i APR-300 przy czym liczby oznaczają maksymalną wydajność urządzeń wyrażoną w litrach powietrza tłoczonych przez nie w ciągu godziny; dedykowane do pracy ciągłej, z możliwością regulacji wydajności jedno i dwuwylotowe) (<https://www.aquael.pl>, 2021),
- ✓ dwie pompki cyrkulacyjne (urządzenia firmy AQUEL o wydajności 200 dm³/h i 500 dm³/h o specjalnej konstrukcji umożliwiającej płynną i wygodną regulację

wydajności, z możliwością ukierunkowania wylotu cieczy w zakresie 120°) (<https://www.aquael.pl>, 2021),

- ✓ grzałka temperatury (profesjonalna w pełni zanurzalna, wykonana z wysokiej jakości wytrzymałego szkła grzałka z termostatem o mocy 35 W, utrzymująca temperaturę z dokładnością $\pm 1^{\circ}\text{C}$) (<https://www.aquael.pl>, 2021),
- ✓ system pompek perystaltycznych współpracujący z czterokanałowym stabilizowanym zasilaczem (pompy 12 V dozujące w zakresie od 19 do 100 ml/min, przeznaczone do chemikaliów i cieczy z możliwością regulacji kierunku przepływu, ze względu na trwałość dedykowana w eksperymentach analizy biochemicznej),
- ✓ czujnik pływakowy poziomu cieczy (urządzenie pionowego montażu – 52mm, zapobiegające przelaniu się cieczy w bioreaktorze w przypadku np. zatkania się wężyków w pompkach perystaltycznych, zasada działania polega na pracy zainstalowanego na osi czujnika z magnesem, który wraz z poziomem cieczy przesuwają się i powoduje rozwarcie lub zwarcie styków kontaktronu).

Charakterystyka aparatury kontrolno-pomiarowej JUMO

JUMO GmbH & Co. KG jest wiodącym światowym dostawcą komponentów i systemów dla indywidualnych rozwiązań w zakresie czujników i automatyki. Oprócz komponentów do pomiarów temperatury, analizy cieczy, ciśnienia, poziomu, przepływu i wilgotności, JUMO koncentruje się również na wyzwaniach automatyki, takich jak rejestracja i monitorowanie, jak również sterowanie i automatyzacja. Rozwiązania JUMO to kompletny łańcuch pomiarowy z jednego źródła. Na potrzeby niniejszego eksperymentu wypożyczono oprócz czujników temperatury, odczynu i tlenu również dwa urządzenia wspomagające:

- **JUMO AQUIS touch S** - wielokanałowy analizator cieczy wraz z przetwornikiem i regulatorem oraz funkcją rejestratora ekranowego dla zadanych wielkości fizykochemicznych takich jak: wartość pH, potencjał redox, przewodność, temperatura, przepływ oraz do pomiarów amperometrycznych (chlor, ozon, nadtlenek wodoru i kwas nadoctowy) i optycznych (tlen rozpuszczony, mętność). Przetwornik wyposażony w regulator z funkcją rejestratora ekranowego dla wybranych wielkości fizykochemicznych (w przypadku prowadzonych badań były to: odczyn pH, temperatura oraz tlen rozpuszczony).

Urządzenie charakteryzuje się:

- ✓ ekranem procesowym dotykowym 5,5",
 - ✓ 14 wejściami i wyjściami jako podstawowe wyposażenie,
 - ✓ 13 gniazdami dla modułów wejść i wyjść,
 - ✓ modułową konstrukcją,
 - ✓ monitorem danych,
 - ✓ funkcją rejestracji,
 - ✓ webserwerem z wizualizacją online,
 - ✓ funkcją timera,
 - ✓ funkcjami matematycznymi i logicznymi,
 - ✓ programem konfiguracyjnym Setup,
 - ✓ programem do analizy danych (PCA3000),
 - ✓ program komunikacyjnym dla PCA (PCC),
 - ✓ procedurami kalibracji,
 - ✓ dziennikami kalibracji,
 - ✓ timerami kalibracji.
 - ✓ możliwością dodatkowego podłączenia do 6 cyfrowych czujników JUMO digiLine.
- Urządzenie cechuje uniwersalne zastosowanie takie jak: inżynieria wodno-kanalizacyjna; przemysł spożywczy i napojów (CIP/SIP); farmaceutyka i biotechnologia (USP, ASTM); technologia wody i ścieków, odsalanie wody morskiej; technologia procesowa (kąpiele płuczące, galwanizacja, sterowanie chłodnią kominową, myjnia gazowo-powietrzna); czy technologia basenowa (<https://www.jumo.pl>, 2010)

Obszar działania wpisuje się więc w charakter prowadzonych badań.

- **JUMO LOGOSCREEN 600** - ekranowy rejestrator wideograficzny przeznaczony do archiwizacji danych procesowych dodatkowo zabezpieczony przed manipulacją, Urządzenie charakteryzuje się:
 - ✓ sześcioma uniwersalnymi wejściami analogowymi,
 - ✓ kolorowym wyświetlaczem graficznym 5,7`` z ekranem dotykowym oraz z intuicyjnym interfejsem użytkownika,
 - ✓ możliwością stworzenia sześciu indywidualnych ekranów procesowych,
 - ✓ wbudowanymi programami funkcji matematycznych i logicznych,
 - ✓ własną aplikacją PLC,

- ✓ 40 zmiennymi wejściowymi i wyjściowymi,
- ✓ zintegrowanym serwerem WWW do wizualizacji online jak na urządzeniu,
- ✓ wbudowany kod "tekst strukturalny" pozwalający na tworzenie indywidualnych aplikacji pomiarowych i rejestrujących (<https://www.jumo.pl>, 2010).

Zintegrowane ze sobą urządzenia JUMO AQUIS touch S oraz JUMO LOGOSCREEN 600 pozwoliły na profesjonalny monitoring online podstawowych procesów technologicznych prowadzonych badań z możliwością sterowania procesem w zależności od zadanych parametrów granicznych. Równocześnie podczas całego eksperymentu z częstotliwością co 5 minut rejestrowano wartości pH, temperatury oraz tlenu rozpuszczonego, co w połączeniu z wynikami fizykochemicznymi z laboratorium analitycznego pozwolił na szczegółową weryfikację danych oraz dopełni obrazu przebiegu badań.

7.2.4. Wytyczne techniczne i technologiczne prowadzenia procesu – konfiguracja modelu i parametry pracy

Wszystkie wytyczne zarówno techniczne jak i technologiczne były określone przez technologów firmy Veolia, którzy na całym świecie adaptują technologię ANITATMMox[®] dla różnych działów przemysłu w szeroko rozumianej dziedzinie oczyszczania ścieków. Po zapoznaniu się ze specyfiką oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu wraz z charakterystyką ścieków i funkcjonującą technologią, w ramach badań doktoratu wdrożeniowego zdecydowano, o gabarytach laboratoryjnego modelu bioreaktora, a także wskazano graniczne wartości podstawowych parametrów prowadzenia procesu.

Zakresy kluczowych wskaźników technologicznych deamonifikacji, podlegające bieżącej kontroli w procesie ANITATMMox[®] to:

- obciążenie ładunkiem azotu amonowego
od chwili rozpoczęcia badań i wpracowywania się układu kontrolowano stężenia azotu amonowego w doprowadzanych ściekach stopniowo je zwiększając, tak by ostatecznie docelowym obciążeniem było rzeczywiste stężenie azotu amonowego w generowane w odciekach pochodzących z odwadniania przefermentowanych osadów ściekowych; zgodnie z wytycznymi technologicznymi proces należy tak prowadzić aby stężenie tzw. wolnego amoniaku było poniżej 10 mg NH₄/dm³, co w praktyce oznacza że na odpływie górna wartość azotu amonowego wynosi 150 – 170 mg NH₄/dm³ dolna zaś, to około 100 mg NH₄/dm³,

- obciążenie hydrauliczne układu
podobnie jak w przypadku obciążenia ładunkiem, obciążenie hydrauliczne układu zwiększano stopniowo tak by ostatecznie docelowym obciążeniem było obciążenie jakie byłoby generowane w rzeczywistej instalacji w skali technicznej dla technologii ANITA™Mox®; w przypadku prowadzonych badań rozpoczęto eksperyment od wartości przepływu 7-8 dm³/d poprzez 5-6 dm³/d i 10-11 dm³/d, by ostatecznie osiągnąć wartość docelową 17 dm³/d co odpowiada rzeczywistej wartości około 200 m³/d,
- stężenie tlenu rozpuszczonego
optymalizacja tego parametru była kluczową podczas całego eksperymenty, dzięki automatycznemu sterowaniu możliwym było utrzymywanie zadanego stężenia w zależności od kolejnego etapu badań związanego ze wzrostem obciążeń: hydraulicznego i ładunkiem zanieczyszczeń; przedział stężenia tlenu rozpuszczonego w jakim prowadzono proces wahał się od wartości 0,8-1,7 mg O₂/dm³, wartość optymalna po każdym etapie adaptacji kształtowała się na poziomie 1,4 mg O₂/dm³,
- temperatura
jako że proces fermentacji w oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze prowadzony jest w temperaturze 37°C rzeczywista wartość tego parametru w odciekach kształtuje się na poziomie 30°C ± 2°C, taką też wartość utrzymywano w modelu laboratoryjnym dzięki zastosowaniu grzałki z precyzyjnym termostatem,
- odczyn
charakterystyczną cechą procesu jest zakwaszanie się układu w wyniku zachodzących przemian azotowych, dzięki czemu rzeczywiste odcieki wykazujące pH powyżej 8 są automatycznie neutralizowane, ostatecznie układ bez korekty zewnętrznej w postaci chemikaliów (kwas, zasada) osiąga po okresie rozruchu stabilizację i optymalną wartość odczynu od około 7,1 do 7,4 pH.

Podczas całego eksperymentu usuwania azotu amonowego z odcieków na laboratoryjnym modelu bioreaktora ANITA™Mox® zgodnie z zaleceniami na bieżąco korygowano skuteczność systemu mieszania układu, który odpowiedzialny była za prawidłową cyrkulację kształtek w bioreaktorze, a co za tym idzie pozwalał na osiągnięcie efektywnego i prawidłowego działania całego układu.

7.2.5. Założenia i harmonogram prowadzonych badań

Eksperyment usuwania azotu amonowego z odcieków po odwadnianiu przefermentowanych osadów ściekowych w oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu w procesie deamonifikacji z zastosowaniem technologii ANITA™Mox® firmy Veolia przeprowadzono w dwóch seriach:

- I – w okresie od 13.02.2022 r do 17.03.2022 r
- II – w okresie od 12.04.2022 r do 30.06.2022 r

Zgodnie z założeniami po przygotowaniu stanowiska modelu laboratoryjnego bioreaktora wraz z aparaturą wspomagającą, rozpoczęto badania redukcji azotu z odcieków na zaszczepie dostarczonym z Biofarmy firmy Veolia. Eksperyment niestety przerwano, po niewiele ponad miesiącu, kiedy to otrzymywane wyniki laboratoryjne ścieków oczyszczonych wykazywały brak oczekiwanych efektów. Na potwierdzenie zaistniałej sytuacji zgodnie z wytycznymi technologicznymi wykonano dwugodzinny test aktywności mikroorganizmów, który jednoznacznie potwierdził inhibicję procesu deamonifikacji.

Po szczegółowej analizie przyczyn nieudanego przeprowadzenia badań, ponownie przygotowano bioreaktor, w którym wymieniano wsad kształtek (drugi zaszczep został dostarczony z będącej po okresie rozruchu instalacji ANITA™Mox® w skali technicznej w oczyszczalni ścieków „Dębogórze” w Gdyni). W drugiej serii badań trwającej 12 tygodni potwierdzono skuteczność i efektywność zastosowanej technologii deamonifikacji.

W celu szczegółowego monitoringu oraz kontroli harmonogramu przebiegu procesu założono „Dzienniki pracy”, w których opisywano na bieżąco wszystkie wykonywane działania. Dokumenty uzupełniano codziennie komentarzami, wynikami podstawowych wskaźników, zakresami nastaw poszczególnych parametrów oraz reakcjami układu w okresie zarówno wpracowania i adaptacji jak również podczas już właściwej pracy technologii. Wszystkie te zabiegi pozwoliły na bieżące korygowanie harmonogramu prac w zakresie: poboru prób, zmiany zakresów pracy bioreaktora, częstotliwości i zakresu analiz fizykochemicznych ścieków. Dzięki powyższym działaniom II drugą serię badań zakończono w pełnym obciążeniu hydraulicznym i rzeczywistym ładunkiem zanieczyszczeń oraz uzyskano efekty redukcji azotu zgodnie z założeniami i referencjami deklarowanymi przez twórców technologii.

8. STRATEGIA BADAŃ ORAZ SPOSÓB REALIZACJI PLANU BADAWCZEGO

Badania w skali laboratoryjnej z zastosowaniem technologii ANITA™Mox® firmy Veolia zgodnie z deklaracją właściciela patentu miały na celu potwierdzenie skuteczności usuwania azotu amonowego z odcieków po odwadnianiu przefermentowanych osadów ściekowych w oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu w procesie deamonifikacji na poziomie minimum 75%. Ponadto w ramach eksperymentu wraz z określeniem jego efektywności oraz skuteczności zgodnie z ideą doktoratu wdrożeniowego w fazie końcowej zweryfikowano uzyskane w skali laboratoryjnej wyniki i określono potencjał przedsięwzięcia w implementacji technologii w przyszłości w skali technicznej w rzeczywistych warunkach pracy.

8.1. Zakres i częstotliwość oznaczanych wskaźników zanieczyszczeń

W ramach prowadzonych badań analizie poddawano dwa strumienie ścieków, a zakres badanych wskaźników zanieczyszczeń przedstawiał się następująco:

- 1) ścieki surowe poddawane oczyszczaniu (odcieki po odwadnianiu osadów w różnej konfiguracji rozcieńczenia),
- 2) ścieki oczyszczone po bioreaktorze

w których oznaczano z regularną częstotliwością następujące parametry:

Ad. 1)

- **azot amonowy** – 5 razy w tygodniu oraz każda nowa partia odcieków na etapie wpracowania układu, maksymalnie 2 razy w tygodniu podczas pracy właściwej oraz dodatkowo w sytuacjach koniecznych wymagających weryfikacji przebiegu procesów,
- **ChZT, BZTs, azot ogólny, fosfor ogólny, zawiesina ogólna** – raz na 10 dni pełna analiza zgodnie z wykazem w obowiązującym pozwoleniu wodnoprawnym
- **zasadowość** – raz na 10 dni zgodnie z wytycznymi

Ad. 2)

- **azot amonowy, azot azotynowy, azot azotanowy** – 5 razy w tygodniu na etapie wpracowania układu, maksymalnie 2 razy w tygodniu podczas pracy właściwej

oraz dodatkowo w sytuacjach koniecznych wymagających weryfikacji przebiegu procesów,

- **ChZT, BZT₅, azot ogólny, fosfor ogólny, zawiesina ogólna** - raz na 10 dni pełna analiza zgodnie z wykazem w obowiązującym pozwoleniu wodnoprawnym.

W samym bioreaktorze, w celu pełnego obrazu przebiegu procesu kontrolowano w trybie on-line:

- **tlen rozpuszczony, temperaturę i wartość pH.**

8.2. Metodyka badań oraz laboratoryjne normy oznaczanych parametrów

Wszystkie analizy fizyko-chemiczne wykonano dochowując wszelkich wymogów dotyczących poboru i przechowywania prób zgodnie z obowiązującymi normami referencyjnymi (wg. specyfikacji w punkcie 7.1.3.) w akredytowanym laboratorium badawczym przez wykwalifikowany personel.

9. BADANIA NA MODELU ANITA™Mox®

Część laboratoryjna obejmowała dwie serie badań w terminach:

1. 13.02.2022 r – 18.03.2022 r (6 tygodni)
2. 12.04.2022 r – 30.06. 2022 r (11 tygodni)

Pierwszą serię badań po przeprowadzeniu testu aktywności bakterii, który wykazał brak efektywności procesu przerwano po sześciu tygodniach. Po dostarczeniu nowego zaszczezu bakterii Anammox powtórzono procedurę wpracowania technologii i przeprowadzono badania właściwe.

9.1. Część doświadczalna - Seria I

9.1.1. Warunki pracy bioreaktora ANITA™Mox®

Rozpoczynając badania przygotowano bioreaktor według wytycznych technologicznych firmy Veolia. Zainstalowano systemy: napowietrzania, cyrkulacji kształtek, grzania oraz pomiaru tlenu i odczynu online. Wszystkie urządzenia zostały skalibrowane i wyregulowane, sprawdzono również działanie układu zabezpieczeń w postaci pływaka poziomu cieczy oraz sterowania poziomem stężenia tlenu min./max., a także w celu zapewnienia precyzyjnego systemu przepływu ustalono zakresy pracy pompek perystaltycznych. Pracujący na wodzie układ pozostawiono na dobę w celu sprawdzenia poprawności działania zainstalowanych urządzeń i aparatury kontrolno-pomiarowej.

Kolejnym krokiem było wykonanie analizy odcieku z wirówek (Tabela 15) pod kątem stężenia azotu amonowego i przygotowanie mieszaniny do badań takiej, aby wskazany parametr kształtował się na poziomie od 100 mgNH₄/dm³ do 150 mg NH₄/dm³. W ramach adaptacji i rozruchu układu przeprowadzono również pełną analizę odcieku po odwadnianiu przefermentowanych osadów ściekowych (Tabela 15).

Tabela 15. Rzeczywiste parametry fizykochemiczne odcieków po odwadnianiu osadu przefermentowanego z oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze (16.02.2022 r.)

<i>L.p.</i>	<i>Parametr</i>	<i>Jednostka</i>	<i>Wartość</i>
1.	<i>pH</i>	-	8,7
2.	<i>Chemiczne zapotrzebowanie tlenu - ChZTCr</i>	mg O ₂ /dm ³	734
3.	<i>Biochemiczne zapotrzebowanie tlenu - BZT₅</i>	mg O ₂ /dm ³	77
4.	<i>Azot amonowy</i>	mg/dm ³	1092
5.	<i>Azot azotynowy</i>	mg/dm ³	0,088
6.	<i>Azot azotanowy</i>	mg/dm ³	0,851
7.	<i>Azot Kjeldahla</i>	mg/dm ³	1179
8.	<i>Azot ogólny</i>	mg/dm ³	1180
9.	<i>Zawiesina ogólna</i>	mg/dm ³	190
10.	<i>Fosfor ogólny</i>	mg/dm ³	283
11.	<i>Zasadowość</i>	mval/dm ³	4740

Chcąc dotrzymać założeń technologii na etapie rozruchu (w tej fazie stężenie azotu nie powinno przekraczać 150 mg NH₄/dm³) na podstawie uzyskanej wartości azotu amonowego w odcieku na poziomie 1092 mg NH₄/dm³ przygotowano mieszaninę będącą dopływem ścieków surowych do bioreaktora w rozcieńczeniu 1:10. Następnie zasypano bioreaktor wpracowanymi na Biofarmie w oddziale Veolia w Szwecji kształtkami ANITATMMox[®] w ilości 30% objętości zbiornika.

9.1.2. Parametry pracy bioreaktora

Po potwierdzeniu sprawności działania urządzeń laboratoryjnego układu technologicznego ANITATMMox[®], przygotowano układ do wpracowania na następujących nastawach:

- ✓ przepływ 11,0 – 13,0 dm³/d
- ✓ zakres temperatury 30,0 ± 1,5 °C
- ✓ zakres zapotrzebowania tlenu 0,8 ÷ 1,0 max: 1,2 mg O₂/dm³

✓	zakres pH	6,5 ÷ 7,5
✓	bioreaktor	20 dm ³ (30% napęnienia kształtkami)

9.1.3. Przebieg procesu deamonifikacji

Układ technologiczny na powyższych nastawach pracował przez 15 dni. W związku z sytuacją epidemiologiczną zaistniałą na obiekcie oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu w okresie tym nie prowadzono bieżącej kontroli analitycznej ścieków zarówno na dopływie jak i na odpływie. Uzupełniano jedynie dopływ nierozcieńczonymi odciekami z procesu odwadniania przefermentowanych osadów ściekowych.

Po okresie dwutygodniowej kwarantanny od rozpoczęcia eksperymentu w celu określenia zaawansowania przebiegu procesu pobrano do szczegółowej analizy próby na dopływie do bioreaktora jak i na odpływie (Tabela 16). Ponownie skalibrowano i wyregulowano wszystkie urządzenia oraz uzupełniono bioreaktor kształtkami do optymalnej, zgodnej z założeniami technologii objętości – 50%.

Tabela 16. Parametry fizykochemiczne dopływu i odpływu z bioreaktora po okresie dwutygodniowej eksploatacji układu (3.03.2022 r.)

<i>L.p.</i>	<i>Parametr</i>	<i>Jednostka</i>	<i>Wartość</i>	<i>Wartość</i>
1.	<i>pH</i>	-	8,1	8,4
2.	<i>Chemiczne zapotrzebowanie tlenu - ChZTCr</i>	mg O ₂ /dm ³	722	604
3.	<i>Biochemiczne zapotrzebowanie tlenu - BZT₅</i>	mg O ₂ /dm ³	70	43
4.	<i>Azot amonowy</i>	mg/dm ³	1037	827
5.	<i>Azot azotynowy</i>	mg/dm ³	–	0,116
6.	<i>Azot azotanowy</i>	mg/dm ³	–	0,712
7.	<i>Azot ogólny</i>	mg/dm ³	1128	863
8.	<i>Zawiesina ogólna</i>	mg/dm ³	64	65
9.	<i>Fosfor ogólny</i>	mg/dm ³	272	147
10.	<i>Zasadowość</i>	mval/dm ³	4608	–

Na podstawie uzyskanych wyników (Tabela 16) stwierdzono, że proces przebiega nieprawidłowo, a jego efektywność jest znikoma. Deamonifikacja zachodzi zaledwie w niecałych 20%, a stężenia azotu azotynowego i azotanowego kształtują się na poziomie poniżej 1, co ewidentnie wskazuje na inhibicję zachodzących procesów. W związku z zaistniałą sytuacją podjęto próbę reanimacji układu technologicznego. W tym celu, poprzez rozcieńczenie dopływu ścieków surowych do bioreaktora w stosunku 1:10 oraz mieszanki w bioreaktorze w stosunku 1:20 radykalnie zredukowano obciążenie układu ładunkiem zanieczyszczeń.

Dodatkowo zmniejszono również obciążenie hydrauliczne z poziomu 11,0 – 13,0 dm³/d do około 6,0 dm³/d. Dokonano również korekty odczynu kwasem solnym oraz koagulantem do strącania fosforu PAX 18, do wartości 7,0 - 7,2 pH. Stężenie tlenu rozpuszczonego utrzymywano na średnim poziomie od 0,8 mg O₂/dm³ do 1,6 mg O₂/dm³. W ramach działań naprawczych zoptymalizowano system natleniania aplikując dodatkowe punkty drobnopęcherzykowego napowietrzania, tak aby zwiększyć elastyczność układu w zależności od zapotrzebowania tlenu w stosunku do stężenia azotu amonowego.

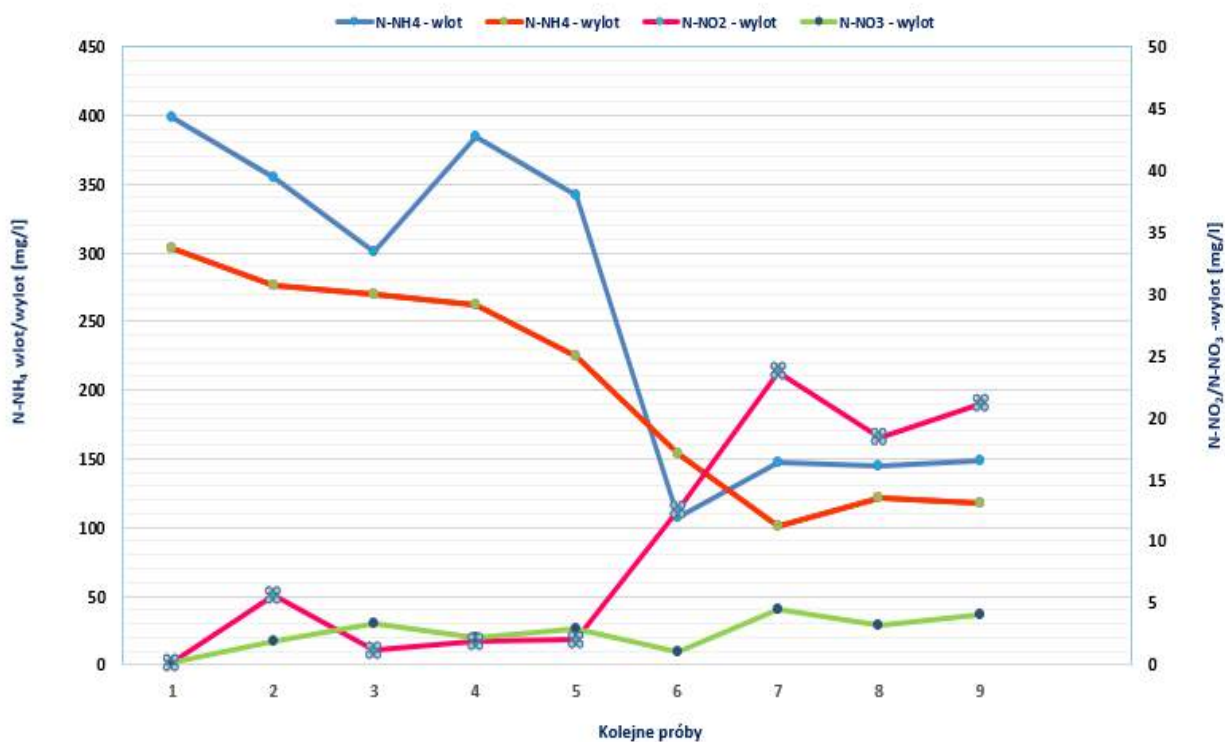
Tak skonfigurowany układ pod bieżącą kontrolą analityczną w zakresie oznaczeń stężenia azotu amonowego na dopływie oraz azotu amonowego, azotynowego i azotanowego na odpływie pozostawiono w cyklu pracy na kolejne dwa tygodnie.

9.1.4. Uzyskane wyniki i ich interpretacja

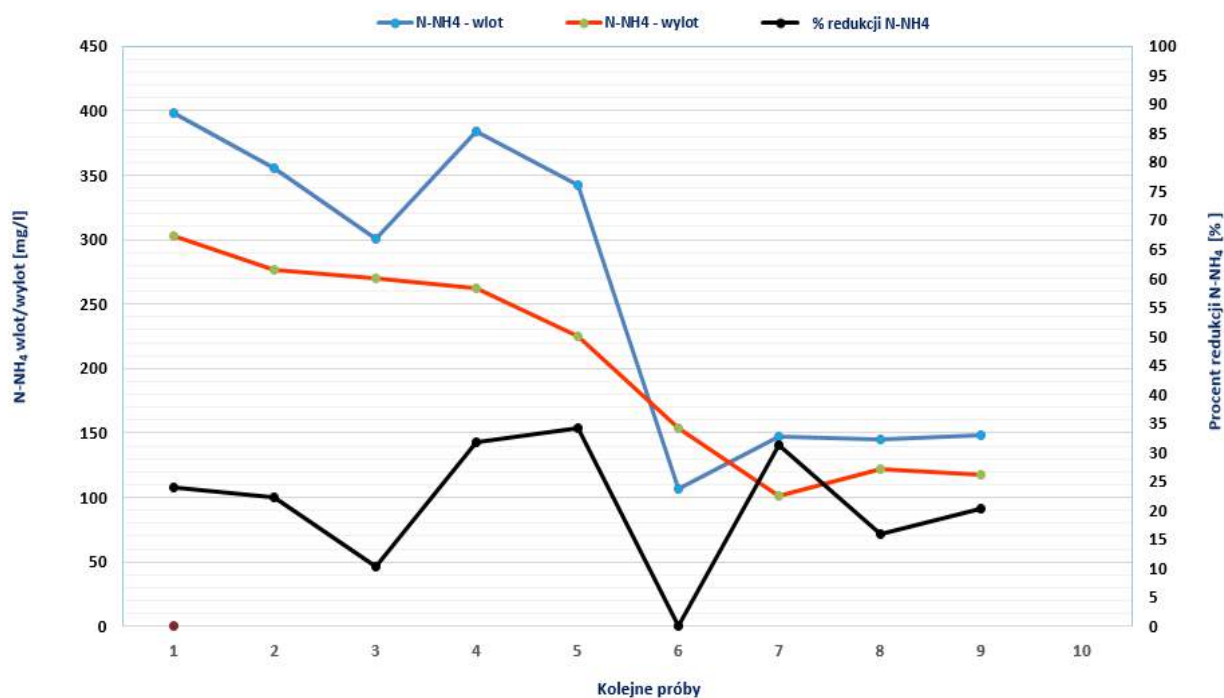
Podczas omawianego etapu badań oznaczano główne formy azotu odzwierciedlające przebieg technologii deamonifikacji. Ważnym elementem doświadczenia była również interpretacja zachodzącego procesu w korelacji do kluczowych parametrów takich jak: stężenie tlenu rozpuszczonego, odczyn, przepływ czy temperatura. Na Wykresie 1 zobrazowano zmianę form występowania azotu amonowego w laboratoryjnym modelu bioreaktora ANITATMMox[®]. Niestety osiągnięta podczas eksperymentu 20%-owa redukcja azotu amonowego (Wykres 2) jest niska i jak przedstawia kolejny Wykres 3, również związana z tym produkcja azotu azotynowego i azotanowego nie odpowiada założeniom technologii.

Analizując omawiane wykresy stwierdzono, że bakterie AOB i Anammox po około 2 tygodniowej pracy nie zdążyły się zaadoptować się do istniejącego odcieku. Przebieg procesu nie był stabilny i nie osiągał oczekiwanych wartości usuwania azotu.

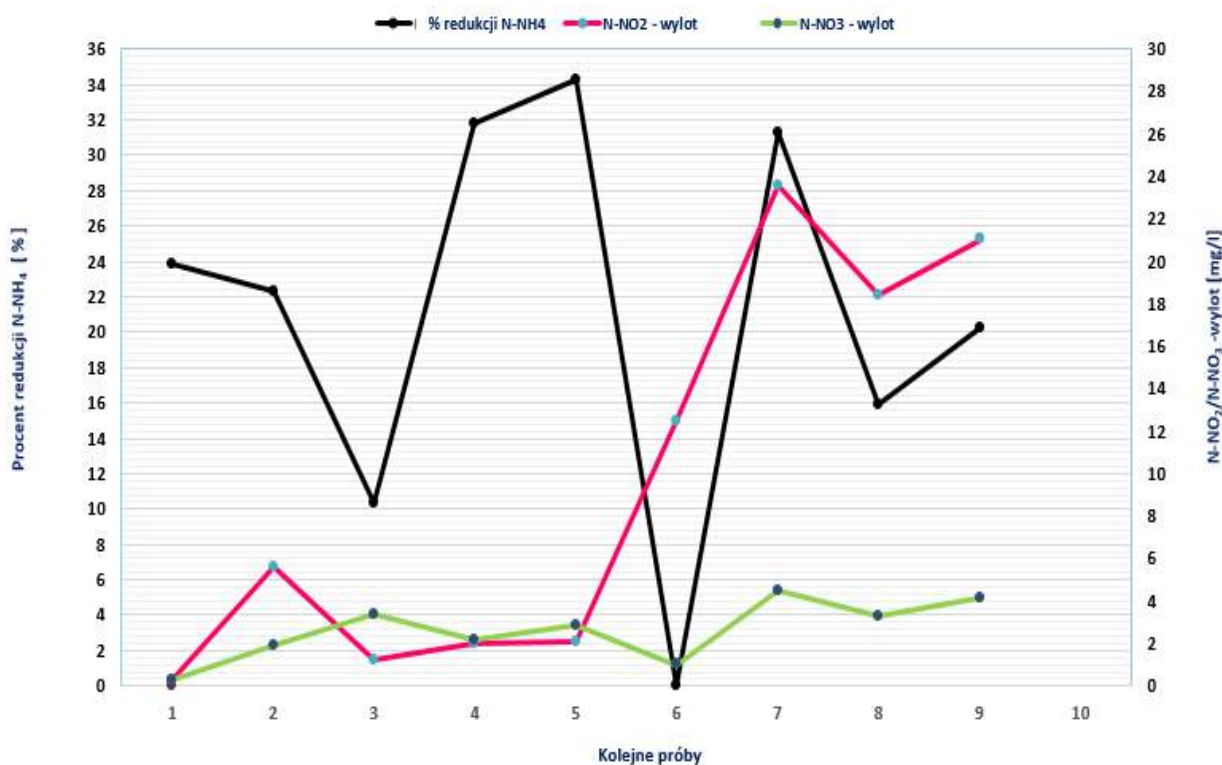
Dokonywane w trakcie badań działania zaradcze oraz naprawcze w postaci kolejnych rozcieńczeń odcieku a także okresowego zwiększania stężenia tlenu rozpuszczonego nie zagwarantowały poprawy efektywności technologii.



Wykres 1. Stężenia azotu amonowego, azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® – Seria I



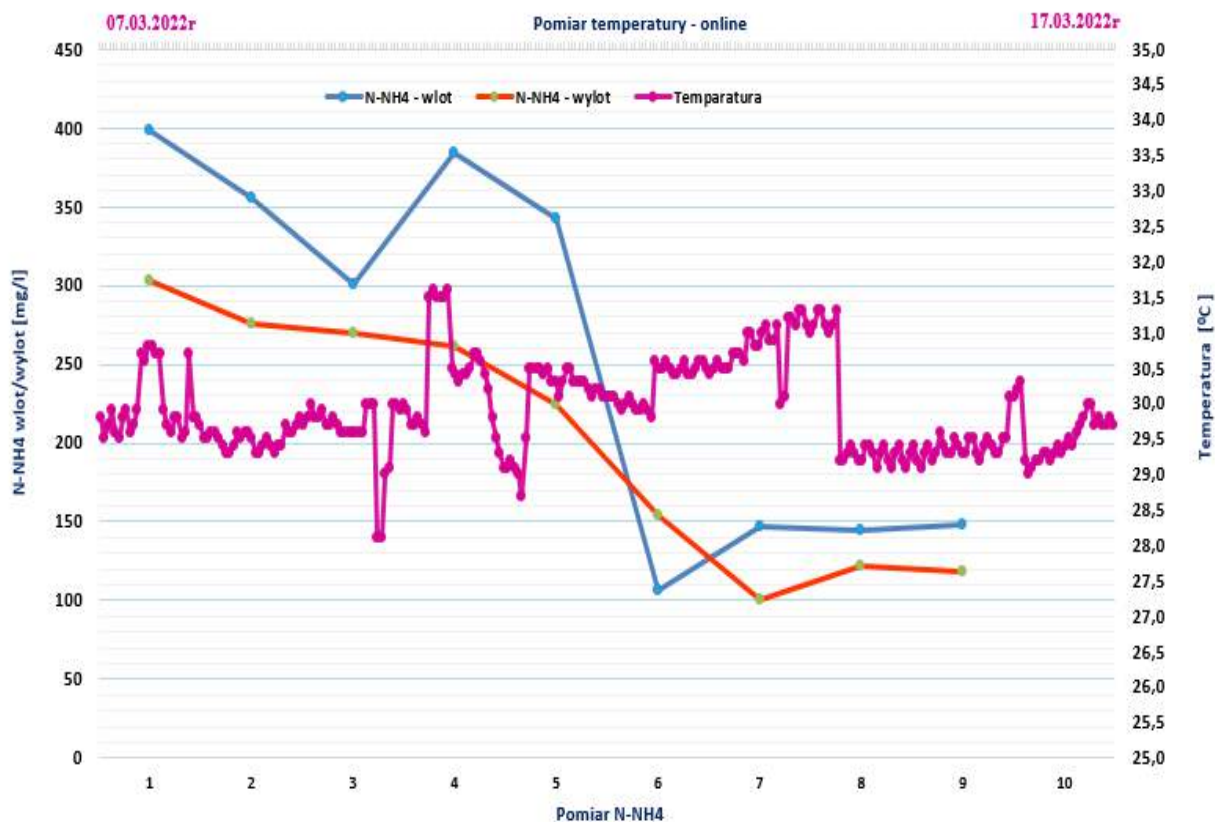
Wykres 2. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® oraz stopień jego usunięcia – Seria I



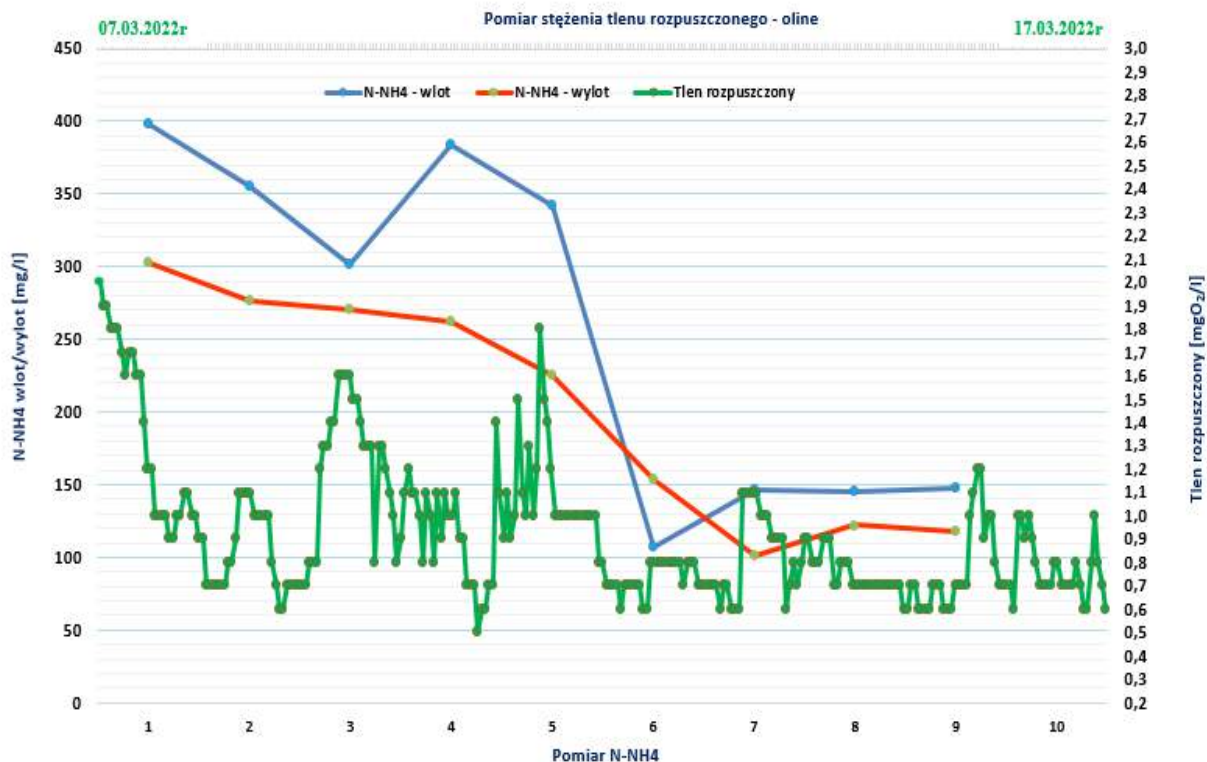
Wykres 3. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do procentowego poziomu redukcji azotu amonowego – Seria I

Kolejne trzy Wykresy 4, 5 i 6 obrazują kluczowe parametry pracy (temperatura, tlen rozpuszczony i pH) modelowej instalacji ANITA™Mox® z okresu I-szej serii prowadzenia testów technologicznych pod kątem możliwości i efektywności deamonifikacji odcieku. Jak widać, stabilnie utrzymywana temperatura prowadzonego procesu oraz kilkukrotne jego optymalizowanie poprzez zwiększanie stężenia tlenu rozpuszczonego (z wartości minimalnej 0,5 mgO₂/dm³ do maksymalnie 1,8 mgO₂/dm³) nie miały wpływu na usuwanie stężenie azotu amonowego.

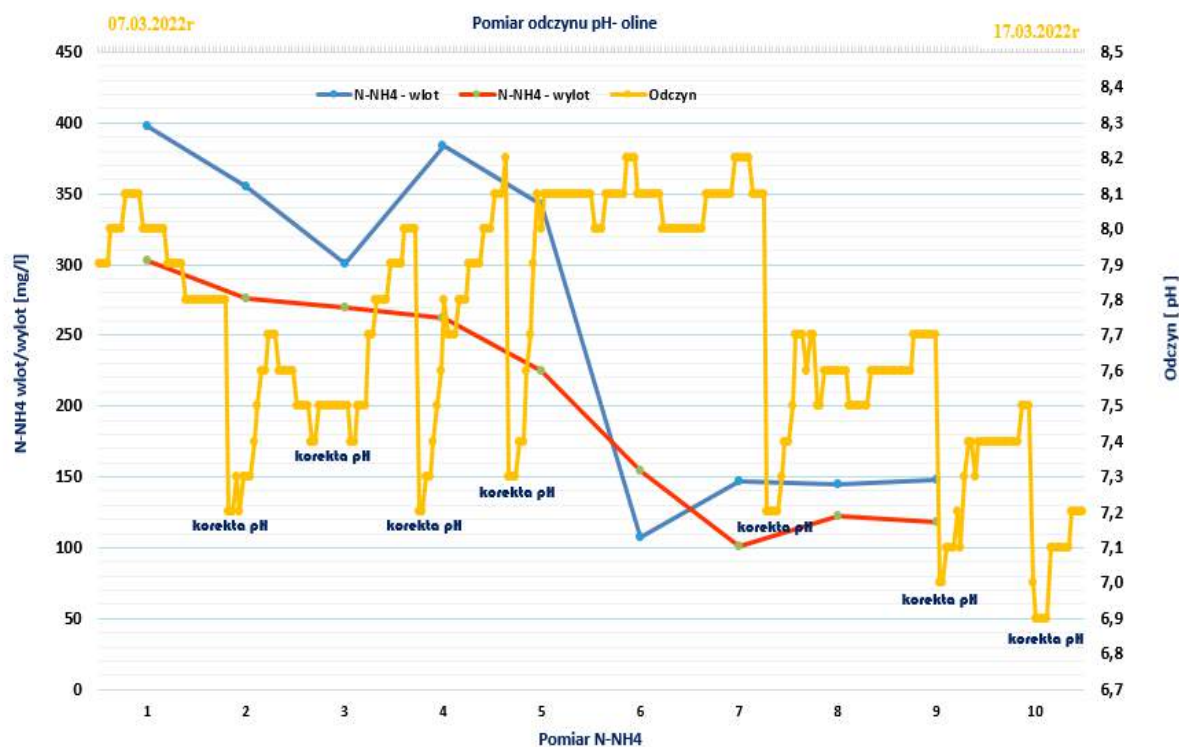
Wykres 6 z kolei przedstawia odczyt wartości stężenia azotu amonowego w odniesieniu do pH, kiedy to kilkukrotnie zaobserwowano nagły jego wzrost do poziomu powyżej 8,2. Zgodnie z wytycznymi, na powyższą sytuację zareagowano dokonując korekty kwasem solnym 1+1 do wartości minimum 6,9. Również te działania nie przyniosły oczekiwanego efektu poprawy efektywności procesu i ostatecznie nie wpłynęły na zwiększenie aktywności bakterii anammox w redukcji azotu amonowego.



Wykres 4. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do temperatury prowadzonego procesu – Seria I



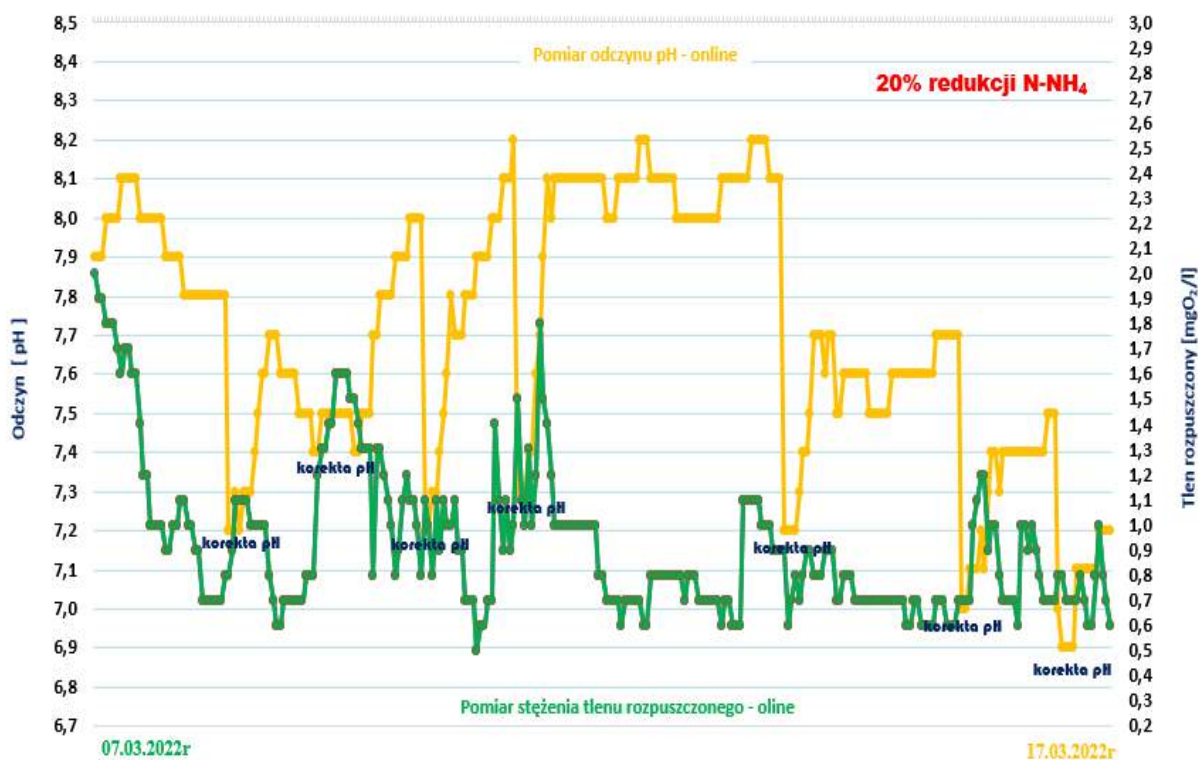
Wykres 5. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do stężenia tlenu rozpuszczonego podczas prowadzonego procesu – Seria I



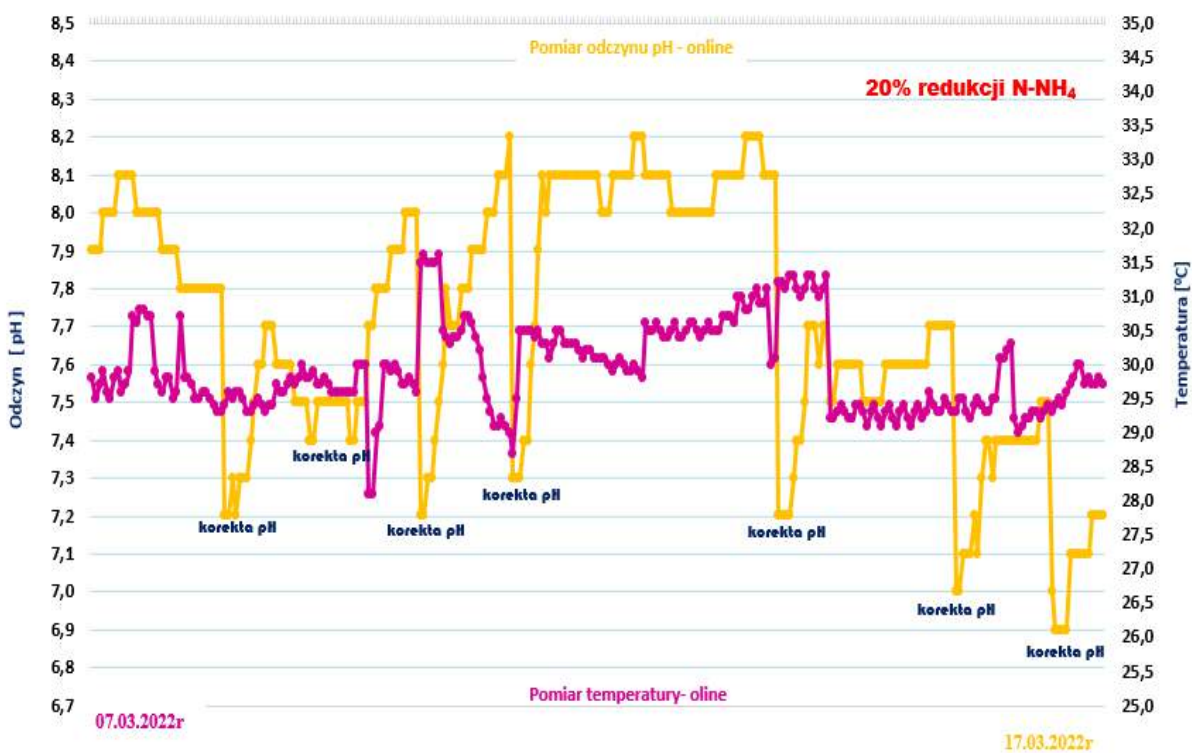
Wykres 6. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do odczynu pH podczas prowadzonego procesu – Seria I

Na Wykresie 7 przedstawiano współzależność zmienności parametrów stężenia tlenu rozpuszczonego i odczynu procesu ANITA™Mox® w odniesieniu do 20% redukcji azotu amonowego. Analizując krzywe odwzorowujące poszczególne wartości, stwierdzono, że wzrostowa tendencja wartości pH powodowała spadek wartości stężenia tlenu rozpuszczonego. Przyczyną zaistniałej sytuacji mógł być gwałtowny niekontrolowany rozwój bakterii, które zwiększając swoją aktywność biologiczną, „pochłaniały” większą ilość tlenu, co w efekcie skutkowało wzrostem wartości pH w bioreaktorze. Zdarzenie powtarzało się cyklicznie pomimo kilkukrotnej interwencji w postaci korekty pH.

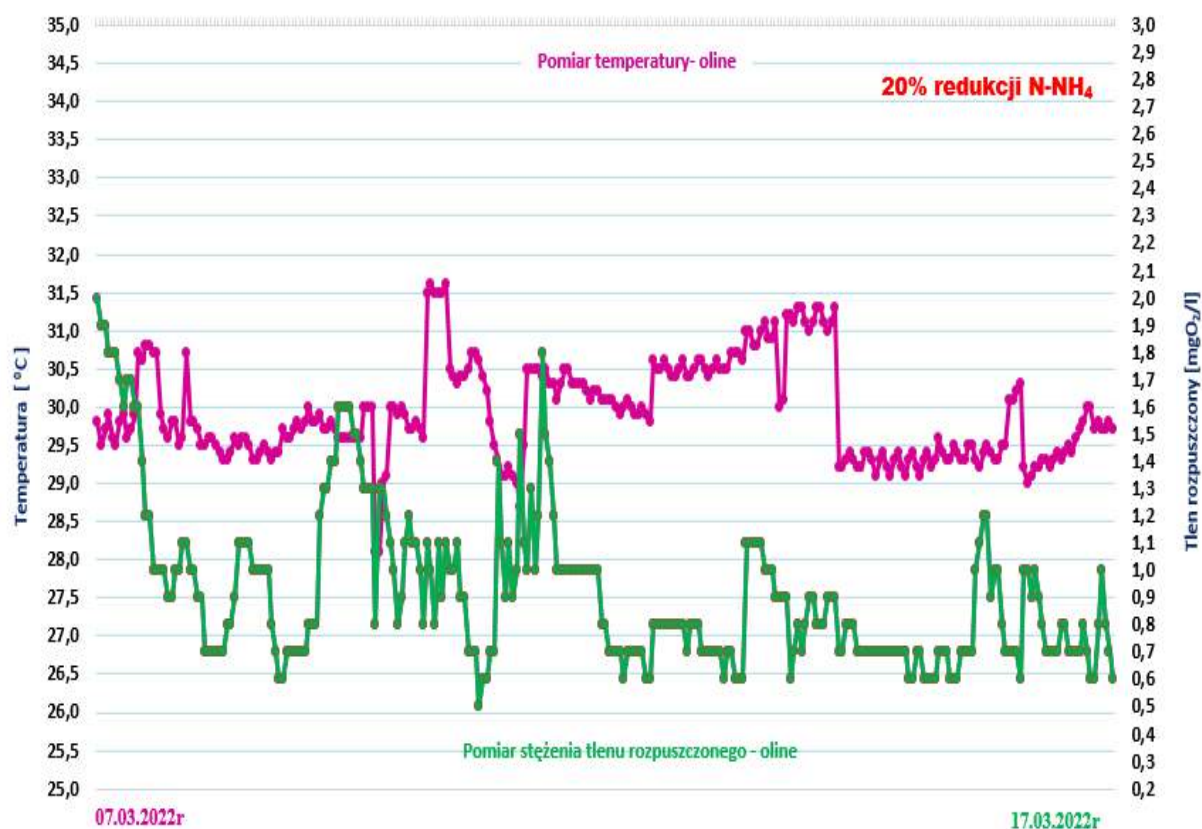
Ze względu na zainstalowanie precyzyjnej grzałki z termostatem w omawianym okresie nie stwierdzono ewidentnych wahań kolejnego z paramentów – temperatury, ani w stosunku do zmienności stężenia tlenu rozpuszczonego, ani odczynu. W związku z powyższym można stwierdzić, że pomimo tego, że temperatura była najbardziej kontrolowanym i stabilnym parametrem, nie przełożyło się to bezpośrednio na efektywność procesu deamonifikacji. Szczegóły poszczególnych współzależności zobrazowano na Wykresach 8 i 9.



Wykres 7. Zmiany wartości stężenia tlenu rozpuszczonego i pH w procesie ANITA™Mox® – Seria I (20% usunięcia azotu amonowego)



Wykres 8. Zmiany wartości pH i temperatury w procesie ANITA™Mox® – Seria I (20% usunięcia azotu amonowego)



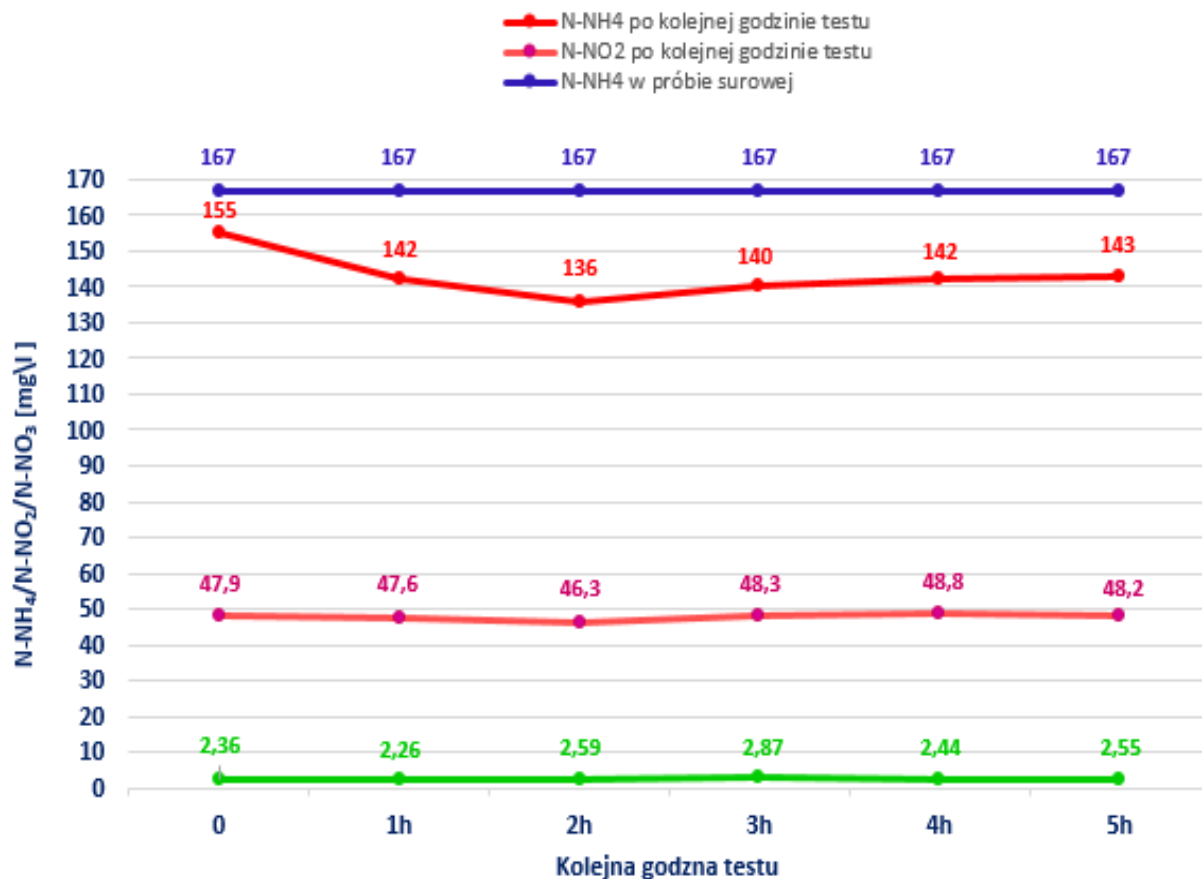
Wykres 9. Zmiany wartości stężenia tlenu rozpuszczonego i temperatury w procesie ANITA™Mox® – Seria I (20% usunięcia azotu amonowego)

9.1.5. Test aktywności bakterii Anammox

Analizując wszystkie uzyskane wyniki przede wszystkim redukcji stężenia azotu amonowego, ale także stężenia azotu azotynowego i azotanowego w ściekach oczyszczonych stwierdzono, że oznaczane wartości znacznie odbiegają od oczekiwanych. Kilukrotne działania naprawcze polegające na zmniejszeniu stężenia azotu amonowego na dopływie, korekcie pH, optymalizacji hydraulicznej przepływu ścieków, poprawie systemu cyrkulacji kształtek w bioreaktorze, nie spowodowały poprawy efektywności prowadzonego procesu. Potwierdzeniem tych wniosków są wartości podstawowych parametrów zanieczyszczeń zmierzone na dopływie i odpływie z bioreaktora zestawione w Tabeli 16.

Usuwanie azotu amonowego na poziomie 20% przy uzyskiwanej w takich warunkach wartości około 80%, stężenie azotu azotynowego około 10 mg N-NO₂/dm³ i azotu azotanowego około 3 mg N-NO₃/dm³, kiedy to zgodnie z założeniami technologii

oczekiwano odpowiednio wartości na poziomie $5 \text{ mg N-NO}_2/\text{dm}^3$ i $50 \text{ mg N-NO}_3/\text{dm}^3$ wymusiło ostatecznie przeprowadzenie testu aktywności bakterii Anammox biorących udział w eksperymencie.



Wykres 10. Wartości stężenia azotu amonowego na dopływie i odpływie z bioreaktora oraz azotu azotynowego i azotanowego w ściekach oczyszczonych podczas pięciogodzinnego testu aktywności bakterii Anammox

W tym celu w ciągu 5 godzin pobierano próbę ścieków oczyszczonych z bioreaktora (w tym czasie nie dozowano ścieków surowych) ANITATMMox[®] i oznaczano poszczególne frakcje azotu w celu określenia zachodzących potencjalnych przemian jego form i oceny efektywności procesu. Szczegóły uzyskanych w teście aktywności bakterii Anammox wyników ścieków przedstawiono na Wykresie 10.

Uzyskane wyniki wykazały jednoznacznie inhibicję procesu deamonifikacji. Przyczyną zaistniałej sytuacji był zbyt krótki okres adaptacji bakterii do wysokich stężeń azotu amonowego dozowanego wraz z odciekami do bioreaktora, co skutkowało zatruciem mikroorganizmów.

Początkowy brak kontroli procesu (kwarantanna covidowa) spowodował zbyt późną reakcję na powstałe anomalie podczas jego przebiegu i ostatecznie wpłynął na niepowodzenie przedsięwzięcia. Dlatego, pojęto decyzję o przerwaniu badań, ponownym przygotowaniu laboratoryjnego modelu wraz z przeglądem i serwisem wszystkich urządzeń instalacji i rozpoczęciu od początku eksperymentu na nowej partii zaszczeplonych kształtek ANITA™Mox®.

9.2. Część doświadczalna - Seria II

W związku z definitywnym zakończeniem badań oraz po szczegółowej analizie i interpretacji technologicznej zaistniałej sytuacji podjęto przygotowania do ponownego rozpoczęcia eksperymentu mając w szczególności na uwadze konieczność wyeliminowania nieprawidłowości powstałych podczas serii pierwszej. Dzięki zakończeniu z wynikiem pozytywnym w tym samym czasie rozruchu instalacji ANITA™Mox® w skali technicznej w oczyszczalni ścieków „Dębogórze” w Gdyni, do drugiej serii badań wykorzystano zaszczeplone bakteriami anammox kształtki z tego obiektu (aktywność bakterii została potwierdzona laboratoryjnie przez Veolia). Możliwość szybkiego dostarczenia materiału oraz natychmiastowego rozpoczęcia procesu, były na pewno dodatkowym atutem poprawnego startu modelu.

9.2.1. Warunki pracy zmodernizowanego modelu bioreaktora ANITA™Mox®

Przed dostarczeniem kształtek ANITA™Mox® przygotowano bioreaktor, wprowadzając innowacje, do których należało:

- zainstalowanie rozbudowanego systemu napowietrzania zarówno drobno jak i grubo pęcherzykowego działającego w trybie ciągłym z elastycznie zmienianymi nastawami,
- zamontowanie dodatkowego systemu cyrkulacji, gwarantującego optymalne mieszanie się kształtek i dozowanych odcieków,
- umieszczenie sond pomiarowych w nowych punktach, tak aby wyeliminować martwe strefy systemu cyrkulacji,
- zamontowanie koszyka na czujnik sondy tlenowej, w celu zapewnienia stabilnego pomiaru tlenu.

Ponownie wszystkie urządzenia typu sondy, pompki perystaltyczne, pływak poziomu zostały dokładnie skalibrowane, a aparatura w postaci analizatora i rejestratora wyregulowana.

Celem sprawdzenia poprawności przeprowadzonych działań pracujący na wodzie układ pozostawiono na około dobę. Następnie po wykonaniu analizy surowego odcieku bazując na takich samych zasadach jak przy serii pierwszej, przygotowano rozcieńczenie dopływu ścieków surowych w stosunku 1:10 partii oraz zasypano zbiornik zaadaptowanymi kształtkami w proporcji 50% na 50%. Wykonano również korektę pH kwasem solnym do poziomu 7,2. W Tabeli 17 zestawiono wyniki analiz fizykochemicznych obu strumieni.

Tabela 17. Parametry fizykochemiczne odcieku po odwadnianiu osadów oraz dopływu ścieków surowych do bioreaktora na początku Serii II (13.04.2022r)

<i>L.p.</i>	<i>Parametr</i>	<i>Jednostka</i>	<i>Wartość (odciek)</i>	<i>Wartość (ścieki surowe)</i>
1.	<i>pH</i>	-	8,6	7,2
2.	<i>Chemiczne zapotrzebowanie tlenu - ChZTCr</i>	mg O ₂ /dm ³	936	311
3.	<i>Biochemiczne zapotrzebowanie tlenu - BZT₅</i>	mg O ₂ /dm ³	115	67
4.	<i>Azot amonowy</i>	mg/dm ³	1149	132
5.	<i>Azot ogólny</i>	mg/dm ³	1264	166
6.	<i>Zawiesina ogólna</i>	mg/dm ³	158	70
7.	<i>Fosfor ogólny</i>	mg/dm ³	312	98
8.	<i>Zasadowość</i>	mval/dm ³	4739	1083

Analizy fizykochemiczne dotyczące stężeń zanieczyszczeń podstawowych parametrów organicznych zarówno na dopływie jak i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® podczas trwania drugiej serii, wykonywano średnio raz na dwa tygodnie, natomiast codziennie mierzono poziom azotu amonowego na dopływie oraz azotu amonowego, azotu azotynowego oraz azotu azotanowego na odpływie po bioreaktorze. Zdecydowane zwiększenie częstotliwości badań pozwoliło na szybką reakcję technologiczną w okresie rozruchu i adaptacji procesu deamonifikacji.

9.2.2. Parametry pracy zmodernizowanego bioreaktora

Po przygotowaniu odpowiedniej mieszanki będącej dopływem do bioreaktora rozpoczęto serię II eksperymentu deamonifikacji w technologii ANITA™Mox® na następujących nastawach:

✓	przepływ	8,0 dm ³ /d
✓	zakres temperatury	31,0 ± 1,5 °C
✓	zakres zapotrzebowania tlenu	1,0 ÷ 1,2 mg O ₂ /dm ³
✓	zakres pH	7,2
✓	bioreaktor	20 dm ³ (50% napełnienia kształtkami)

9.2.3. Przebieg procesu deamonifikacji

Tak skonfigurowany układ technologiczny pracował przez okres 11 tygodni. Jego nastawy były na bieżąco korygowane w zależności od przebiegu procesu i konieczności reakcji na zachodzące przemiany, co pozwoliło na przeprowadzenie eksperymentu do etapu pełnego obciążenia hydraulicznego i ładunkiem zanieczyszczeń wraz z uzyskaniem oczekiwanej efektywności. Dzięki kontroli kluczowych parametrów procesu: przepływu, odczynu, temperatury, tlenu rozpuszczonego (około 70 000 danych) uniknięto nieprawidłowości i błędów popełnionych w serii I.

Na podstawie analizy uzyskanych wyników oraz obserwacji przebiegu procesu technologicznego wyodrębniono następujące jego fazy o poniższej charakterystyce:

- **Faza I**

Rozruch (4 tygodnie) – prowadzenie procesu na rozcieńczonym dopływie i niskim obciążeniu hydraulicznym i ładunkiem zanieczyszczeń

- ✓ **Przemiany azotowe**

Najważniejszym celem tego etapu było utrzymywanie odpowiednich stężeń azotu amonowego na dopływie, tak aby ponownie nie stał się on inhibitorem procesu w początkowej fazie rozruchu. Starano się utrzymywać taki poziom tego parametru aby na odpływie nie przekraczać wartości 150-170 mg NH₄/dm³. Na każdorazowy przypadek przekroczeń reagowano korygując obciążeniu układu poprzez zmniejszenie przepływu lub zwiększenie rozcieńczenia dopływu.

- ✓ **Przepływ**

Przepływ był parametrem, którego korektę przeprowadzano wielokrotnie, gdyż uzyskanie oczekiwanego efektu było stosunkowo prostym zabiegiem technologicznym. Po początkowym ustaleniu przepływu na $8,0 \text{ dm}^3/\text{d}$, następnie zmniejszono nastawę do wartości $6,0 \text{ dm}^3/\text{d}$, by ostatecznie na końcu tego etapu układ pracował na obciążeniu hydraulicznym na poziomie $4,5\text{--}5,5 \text{ dm}^3/\text{d}$.
- ✓ **Temperatura**

Wartość temperatury dzięki precyzyjnym urządzeniom z termostatem była bardzo stabilnym parametrem i przez cały ten okres kształtowała się na poziomie około $30,0 \pm 3,0 \text{ }^\circ\text{C}$.
- ✓ **Tlen rozpuszczony**

Stężenie tlenu rozpuszczonego było również bardzo często korygowanym parametrem. Dzięki systemowi sterowania oraz rozbudowanemu systemowi punktów napowietrzających oraz w zależności od interpretacji przebiegu przemian azotowych, na bieżąco zwiększano lub zmniejszano poziomy i zakresy pracy instalacji w obszarze natleniania układu w przedziale wartości $0,2\text{--}1,7 \text{ mg O}_2/\text{dm}^3$.
- ✓ **Odczyn**

W fazie rozruchu bioreaktora odczyn był bardzo czułym i zmiennym parametrem, bowiem ocieki z wirówek charakteryzują się zasadowym pH ($8,2\text{--}8,7$), natomiast optymalne pH procesu deamonifikacji kształtuje się na poziomie $6,8\text{--}7,4$. Zastosowane rozcieńczenie dopływu obniżało odczyn tylko nieznacznie poniżej $8,0 \text{ pH}$. Dlatego też, wystąpiła konieczność kilkukrotnego korygowania układu kwasem solnym 1+1, tak aby utrzymywać wartość pH na poziomie obojętnym, Wraz z wpracowywaniem się mikroorganizmów i gwałtownych przemian głównie azotowych jednorazowo wystąpiła konieczność korekty pH stężoną zasadą NaOH, gdyż długo utrzymujący się kwaśny odczyn ($6,7$ i poniżej) mieszaniny zagrażał prawidłowemu przebiegowi procesu.

- **Faza II**

Adaptacja (4 tygodnie) – sukcesywny wzrost obciążenia bioreaktora, częsta konieczność stabilizowania i korygowania procesu

- ✓ **Przemiany azotowe**

Na tym etapie eksperymentu sukcesywnie poprzez zwiększanie stężenia azotu amonowego na dopływie (rozcieńczenie 50% na 50%÷70%) oraz poprzez zwiększanie przepływu hydraulicznego (50% ÷ 60% wartości docelowej) dociążano bioreaktor. Proces przemian azotowych był bardzo burzliwy i niestabilny, dlatego występowała konieczność bieżących reakcji na każde odchylenie któregokolwiek z parametrów. Przykładem wystąpienia krótkotrwałego załamania procesu był moment, w którym zbyt pochopnie zwiększono stężenie azotu amonowego na dopływie do poziomu wartości docelowej (1020 mg NH₄/dm³). Efektywność układu obniżyła się radykalnie (271 mg NH₄/dm³ w odpływie), zachwiana została również równowaga pomiędzy stężeniami azotu azotynowego i azotu azotanowego. Natychmiastowa reakcja polegająca na wstrzymaniu na dobę dopływu ścieków surowych do bioreaktora oraz powrót do nastaw sprzed załamania, korekta odczynu, a także bieżąca regulacja nastaw stężenia tlenu rozpuszczonego, spowodowały, że proces deamonifikacji ANITA™Mox® powrócił do wartości oczekiwanych i prawidłowych zgodnych z założeniami.

- ✓ **Przepływ**

W tej fazie badań przepływ był parametrem, którego wartość ustalono na poziomie 50% wartości docelowej to jest około 8,0 dm³/d i oprócz krótkotrwałej redukcji na etapie załamania procesu do poziomu 5,5÷ 6,0 dm³/d takie obciążenie hydrauliczne utrzymywano. W związku z ustabilizowaniem procesu pod koniec fazy adaptacji postanowiono ostrożnie, ale sukcesywnie zwiększać przepływ do poziomu 70% wartości docelowej to jest około 12,0 dm³/d.

- ✓ **Temperatura**

Wartość temperatury podobnie jak w fazie pierwszej była parametrem stabilnym i przez cały czas kształtowała się na poziomie około 30,0 ± 3,0 °C.

Niemniej w związku z pojawieniem się pewnych zachwiań pracy termostatu związanych z uszkodzeniem mechanicznym, w połowie fazy adaptacji wymieniono urządzenie na nowe tego samego typu.

✓ **Tlen rozpuszczony**

W fazie adaptacji układu dążono do utrzymania stężenia tlenu rozpuszczonego w zakresie od 1,2 mg O₂/dm³ do 1,8 mg O₂/dm³. Poziom tego parametru na bieżąco korygowano zwiększając lub zmniejszając ilość punktów napowietrzania oraz regulując wydajność urządzeń. Dzięki wydajnemu i elastycznemu systemowi istniała możliwość zintensyfikowania procesu w chwili załamania technologicznego i uzyskania stężenia tlenu rozpuszczonego na poziomie 3,4÷4,0 mg O₂/dm³, co pozwoliło na szybki powrót układu do równowagi.

✓ **Odczyn**

Wartość tego parametru podczas całego okresu adaptacji ustabilizowała się i zachodzące procesy wyregulowały odczyn na poziomie około 7,0 pH. Jedyna korekta wodorotlenkiem zasadowym wystąpiła przy wartości pH 6,2 i miało to miejsce na etapie załamania technologicznego. Natomiast, gdy wszystkie procesy powróciły do równowagi, również wartość odczynu się ustabilizowała i nie wykazywała tendencji skrajnych zmian czy wartości, nie było więc konieczności kolejnego ingerowania i korygowania tego parametru do końca tej fazy.

• **Faza III**

Optymalizacja (3 tygodnie) – doprowadzenie do docelowego obciążenia układu, optymalizacja parametrów technologicznych

✓ **Przemiany azotowe**

Fazę optymalizacji rozpoczęto od stężenia azotu amonowego na dopływie na poziomie 70% wartości docelowej, następnie bardzo umiejętnie i sukcesywnie pod kontrolą zwiększano rozcieńczenie, aż do punktu, w którym dopływem do bioreaktora stały się rzeczywiste ocieki pod odwadnianiu prefermentowanych osadów ściekowych generowane w oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze. Tak obciążony układ w końcowej fazie procesu optymalizacji

pracował stabilnie, a przemiany azotowe przebiegły prawidłowo zgodnie z założeniami technologii ANITA™Mox®. Stała efektywność usuwania azotu amonowego na poziomie 86% pozwalała na zredukowanie częstotliwości kontroli analitycznej i uznanie że proces jest ustabilizowany.

✓ **Przepływ**

Wartość przepływu na początku trzeciej fazy wynosiła 15,0 dm³/d i stanowiła ponad 88% wartości docelowej. Również ten parametr sukcesywnie zwiększano tak by już w drugim tygodniu fazy optymalizacji osiągnąć poziom 17 dm³/d, co odpowiadało rzeczywistemu przepływowi jaki powstaje w trakcie procesu odwadniania. W związku z faktem, że wszystkie pozostałe parametry układu były prawidłowe takie obciążenie hydrauliczne utrzymano do końca badań.

✓ **Temperatura**

Temperatura w fazie optymalizacji procesu kształtowała się na stabilnym poziomie około 30,0 ± 1,5 °C. Nie stwierdzono podczas tego okresu żadnych niepożądanych wahań czy zaburzeń. Wartość temperatury odpowiadała zmierzonej rzeczywistej wartości jaka występuje w odcieku generowanym podczas odwadniania przefermentowanych osadów ściekowych w ciągu technologicznym.

✓ **Tlen rozpuszczony**

Dzięki zdobytemu w poprzednich fazach doświadczeniu i w związku z tym umiejętności efektywnego korzystania z systemu napowietrzania na etapie optymalizacji procesu osiągnięto poziom stężenia tlenu rozpuszczonego w przedziale 1,3÷1,6 mg O₂/dm³. Stabilizacja procesu oraz sprawne współdziałanie wszystkich urządzeń i aparatury kontrolno-pomiarowej pozwoliły na utrzymywanie tego parametru na zadanym poziomie.

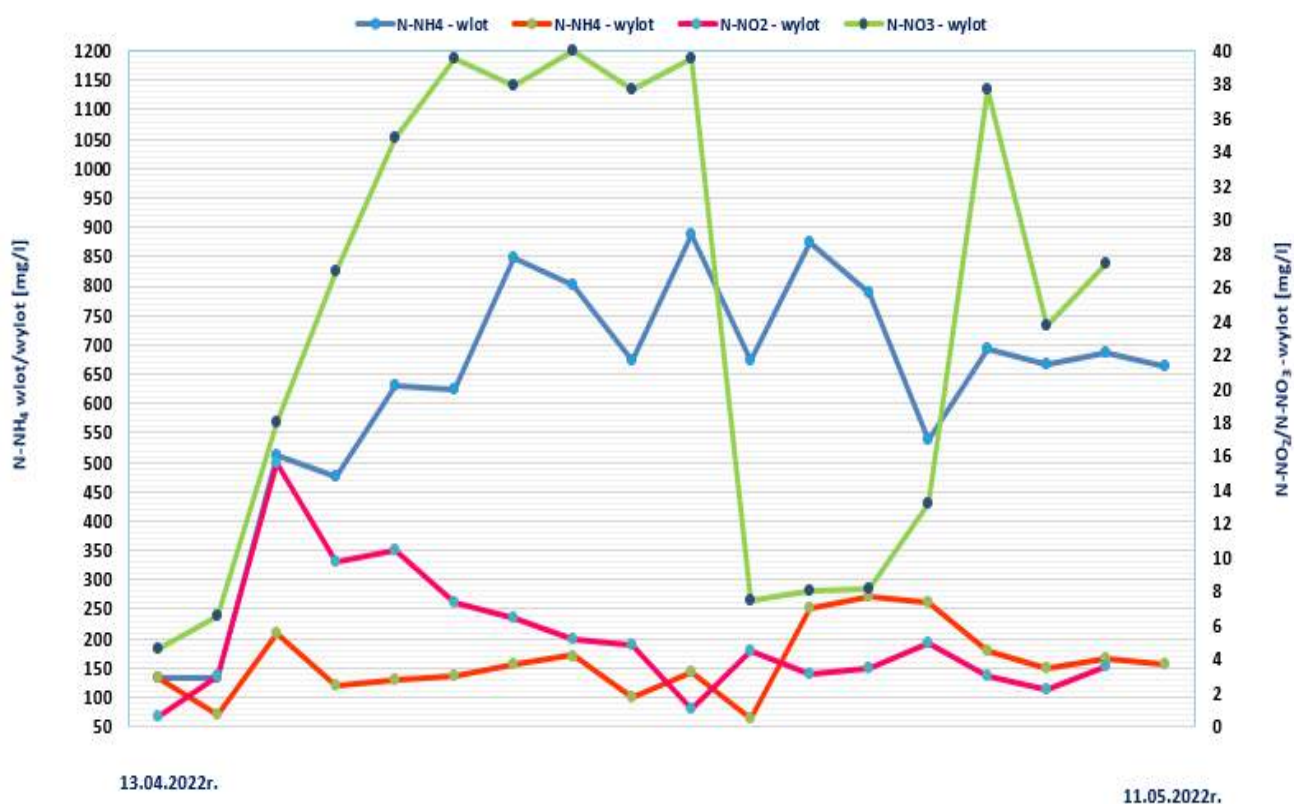
✓ **Odczyn**

Zakres wartości tego parametru w ostatniej fazie procesu kształtował się w przedziale 6,8÷7,2 pH. W okresie tym nie wystąpiła konieczność korekty tego wskaźnika, ani w kierunku zasadowym, ani w kierunku kwaśnym. Pełna stabilizacja przemian azotowych pozwoliła na osiągnięcie równowagi również w przypadku tego wskaźnika.

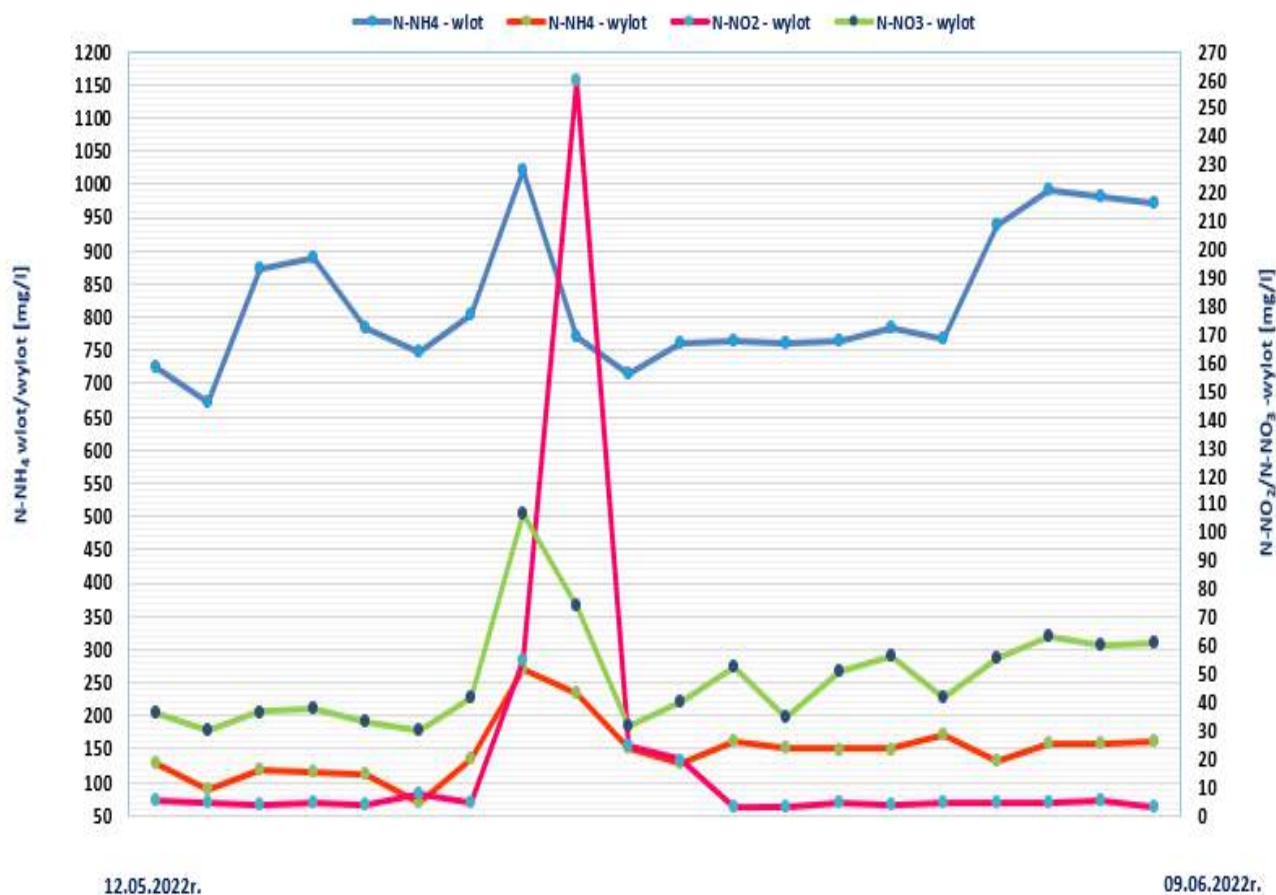
9.2.4. Uzyskane wyniki i ich interpretacja

Wykonywane w drugiej serii badań codzienne analizy podstawowych form azotu w odniesieniu do wartości kluczowych parametrów procesu (tlen, temperatura, pH) pozwoliły na interpretację przebiegu procesu deamonifikacji oraz zachodzących przemian form azotu.

Wykresy 11, 12 i 13 przedstawiają przemiany azotu jakie zachodziły w trakcie deamonifikacji w kolejnych fazach prowadzonego procesu. Faza pierwsza i druga to etapy, w których preparowano stężenie azotu amonowego na dopływie poprzez odpowiednie jego rozcieńczenie, a tym samym stworzono warunki do kontroli stężenia azotu amonowego, azotynowego i azotanowego. Wykres 11 obrazuje stan rozpoczęcia (wlot ok. 150 mg N-NH₄/dm³), a następnie trwałego procesu usuwania azotu amonowego, przy zmiennych wartościach głównie azotu azotanowego (począwszy od wartości 6 mg N-NO₃/dm³ poprzez 40 N-NO₃/dm³ i spadku do 8 N-NO₃/dm³). Zaobserwowane zjawisko jest charakterystyczne dla tej fazy rozruchu, ze względu na czułość bakterii wywołane niewielkimi nawet zmianami w ustawieniach procesowych.



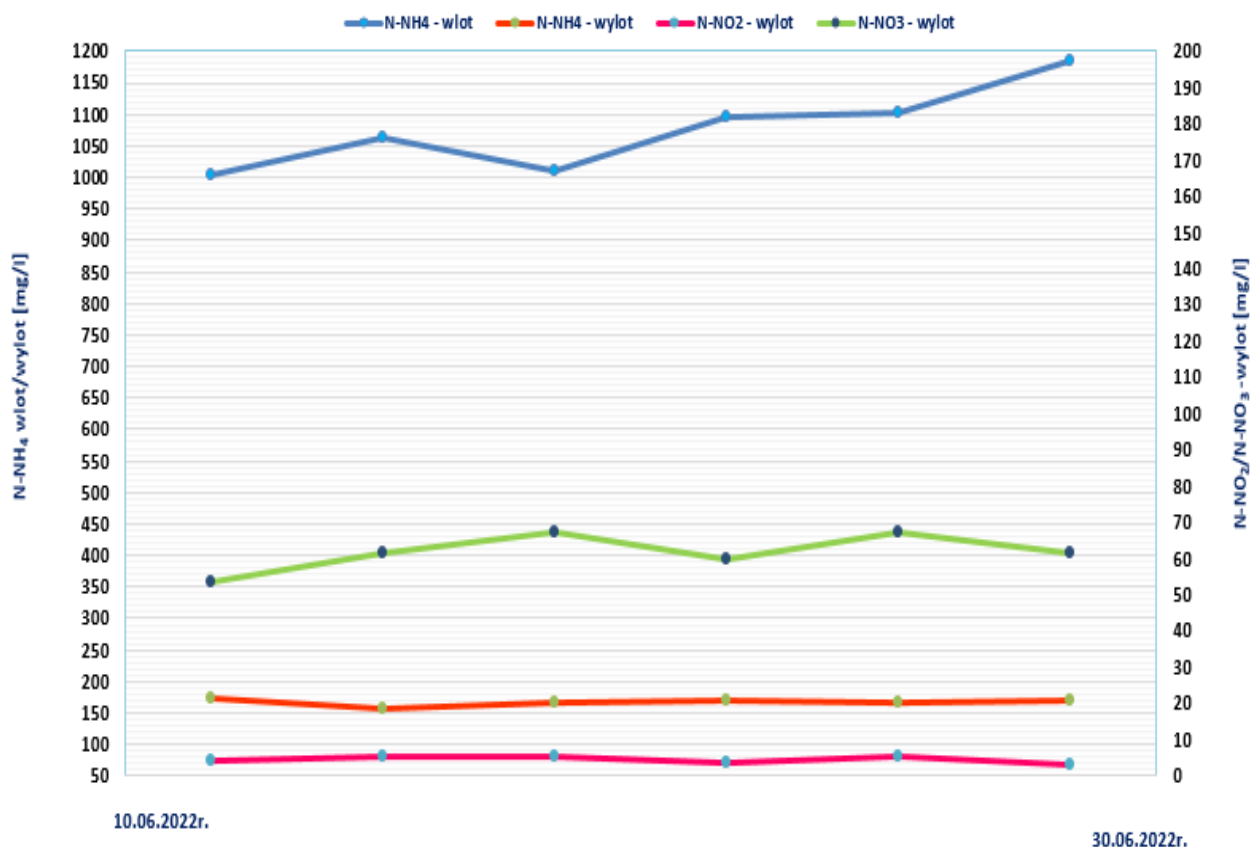
Wykres 11. Stężenia azotu amonowego, azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® – Seria II Faza I



Wykres 12. Stężenia azotu amonowego, azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® – Seria II Faza II

Wykres 12 obrazuje drugą fazę prowadzonego procesu, w którym stabilną pracę przerywa załamanie wywołane, zbyt gwałtownym doprowadzaniem do układu wysokiego stężenia azotu amonowego. Stworzone warunki stały się niekorzystne dla prowadzenia procesu dla niezaadaptowanych jeszcze w pełni bakterii deamonifikacyjnych. Spadek usuwania azotu amonowego z około 130 mg N-NH₄/dm³ na odpływie przed załamaniem do około 270 mg N-NH₄/dm³ po, oraz drastyczny wzrost stężenia azotu azotynowego do wartości 260 mg N-NO₂/dm³ i azotanowego do wartości powyżej 110 mg N-NO₃/dm³ wymusiły konieczność szybkiej reakcji ustabilizowania układu (brak dopływu, zwiększenie, natleniania, korekta pH). Dzięki przeprowadzonym natychmiastowym zabiegom równowaga przemian azotowych w bioreaktorze powróciła szybko do równowagi.

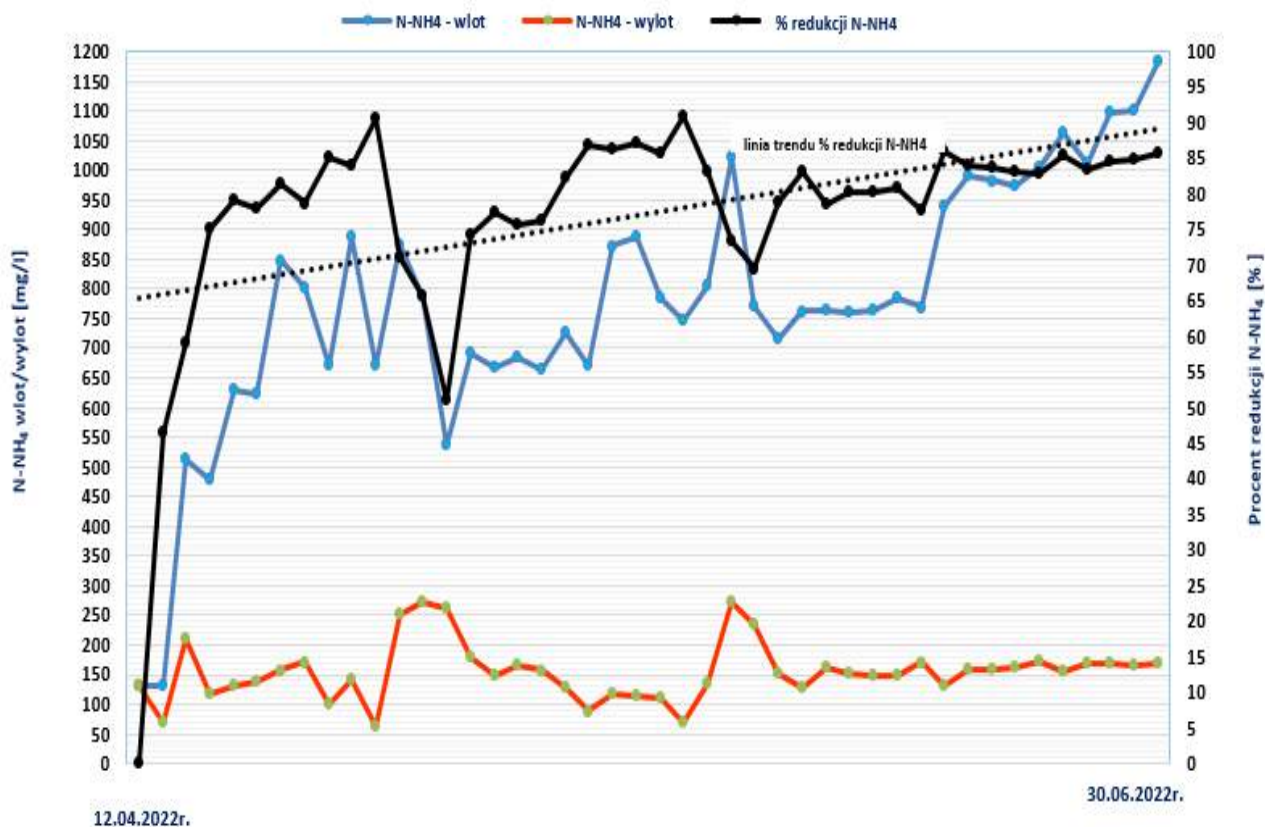
Wykres 13 to obraz stabilnej pracy bioreaktora deamonifikacji ANITA™Mox® w trzeciej fazie procesu w zoptymalizowanych warunkach i docelowych obciążeniach.



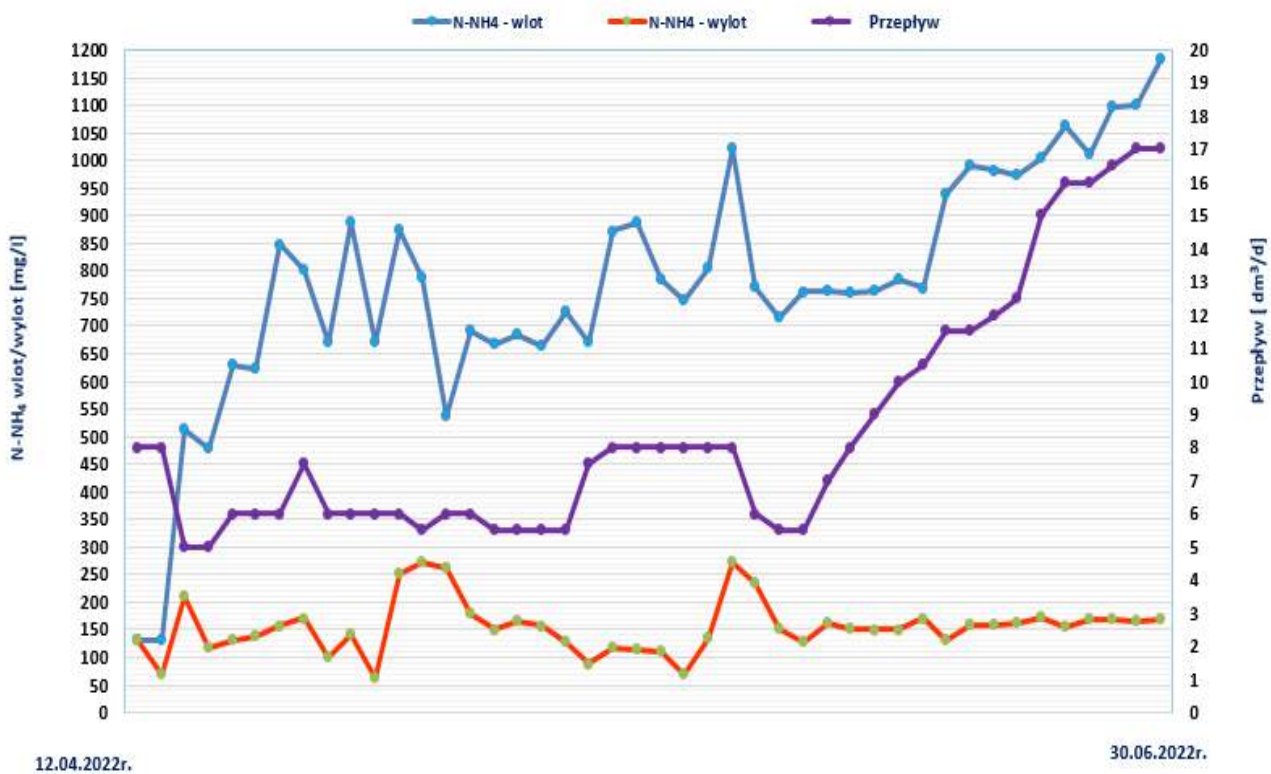
Wykres 13. Stężenia azotu amonowego, azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® – Seria II Faza III

Wykres 14 to zestawienie parametrów pracy modelowego bioreaktora ANITA™Mox® z całego okresu prowadzonych badań w Serii II pod kątem możliwości oraz efektywności procesu deamonifikacji badanych odcieków pofermentacyjnych. Jak obrazuje wykres, pomimo zmiennej efektywności w początkowych fazach linia trendu procentowej redukcji azotu amonowego systematycznie wzrasta by osiągnąć wartość w fazie końcowej 86%, co odzwierciedla usunięcie azotu amonowego z poziomu 1200 mg N-NH₄/dm³ do wartości 167 mg N-NH₄/dm³.

Zmiany i korekty przepływu ścieków surowych do bioreaktora ANITA™Mox® z całego okresu prowadzonych badań w Serii II w zależności od stężenia azotu amonowego na dopływie i odpływie przedstawia Wykres 15. Jak widać dzięki bieżącej kontroli tego parametru w końcowej fazie procesu osiągnięto nominalny przepływ 17 dm³/d uzyskując przy tej wartości stały efekt usuwania azotu amonowego dla rzeczywistych odcieków po procesie odwadniania osadów ściekowych.

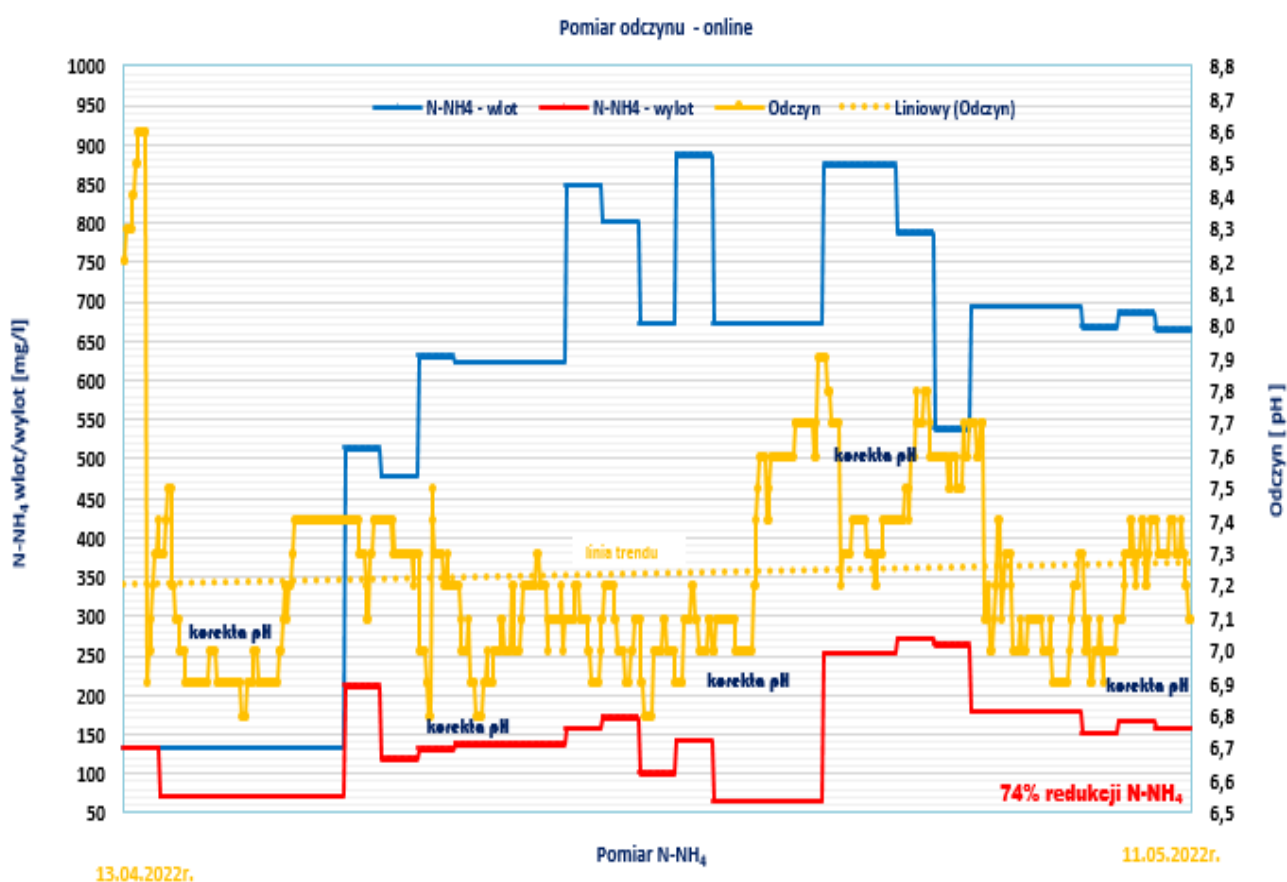


Wykres 14. Efekty pracy modelowego bioreaktora ANITA™Mox® – Seria II

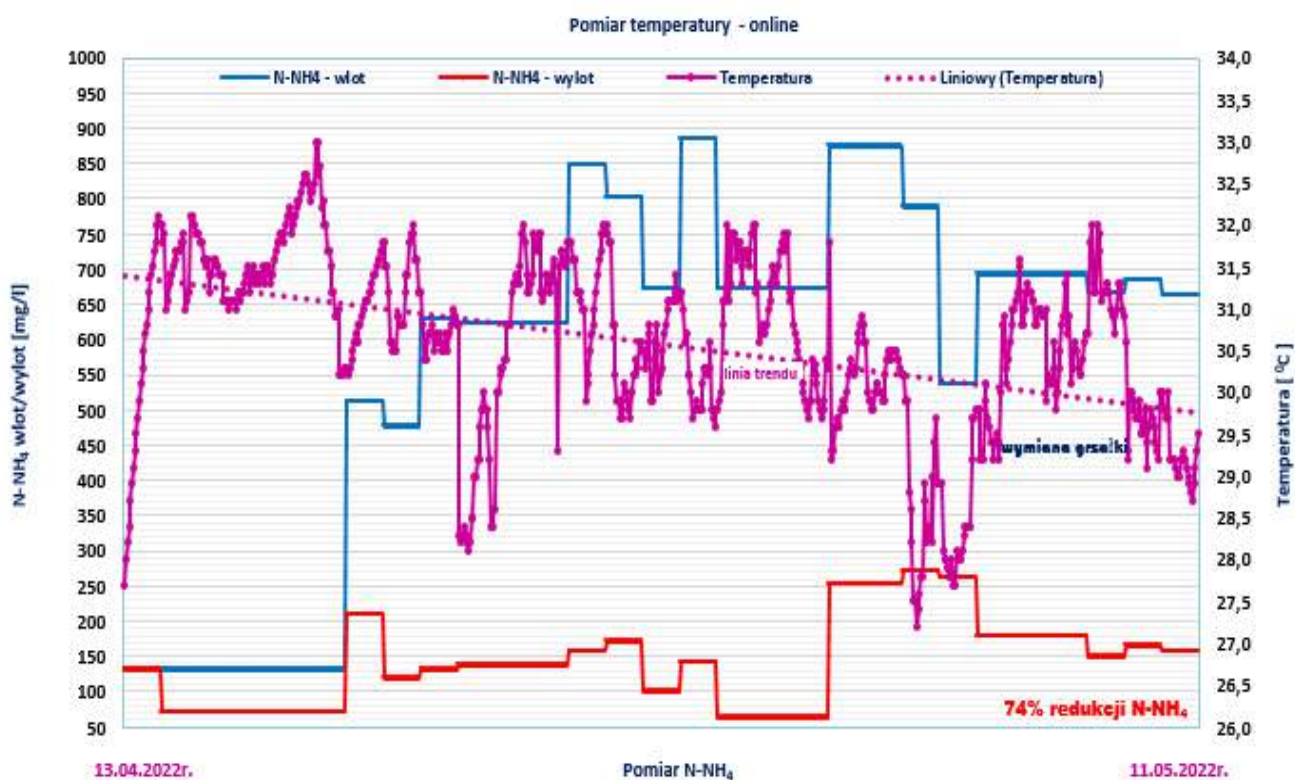


Wykres 15. Stężenie azotu amonowego procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do jego obciążenia – Seria II

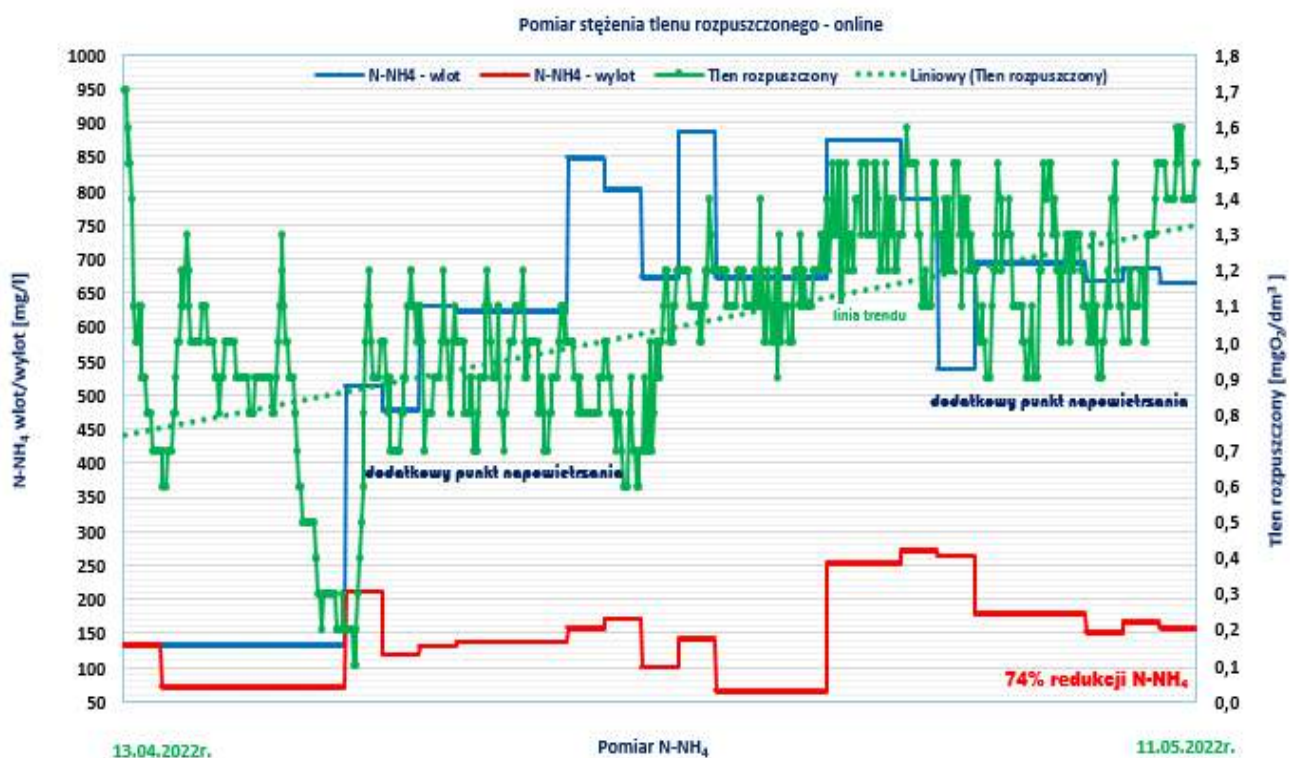
Wykresy 16, 17 i 18 przedstawiają zmiany stężenia azotu amonowego na dopływie i odpływie w pierwszej fazie prowadzonych badań przy jego 74% redukcji, w odniesieniu do kluczowych parametrów procesu. Jak obrazuje Wykres 16 dla utrzymania prawidłowości przemian azotowych, konieczna była pięciokrotna korekta odczynu, który ze względu na zasadowy charakter odcieków osiągał wartość około 8,0 przy zalecanym około 7,0. Tendencja wzrostowa pH mogła być również spowodowana wzrostem aktywności biologicznej bakterii. Dzięki zastosowanym zabiegom jak obrazuje linia trendu średni poziom wskaźnika wynosił 7,3 pH. Na podstawie tendencji wzrostowej odczynu pH obniżyła się również wartość stężenia tlenu rozpuszczonego (Wykres 17), gdyż prawdopodobnie pobudzona aktywność mikroorganizmów zużywała zwiększoną jego ilość. Dlatego też potrzebna była ingerencja w postaci zainstalowania dodatkowych punktów napowietrzania, tak by wartość tego parametru nie spadała poniżej 0,9 mg O₂/dm³. Na tym etapie badań wymieniono w końcowej jego fazie (Wykres 18) grzałkę z termostatem, tak aby wyeliminować zaobserwowane niewielkie wahnięcia temperatury.



Wykres 16. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do pH prowadzonego procesu – Seria II Faza I



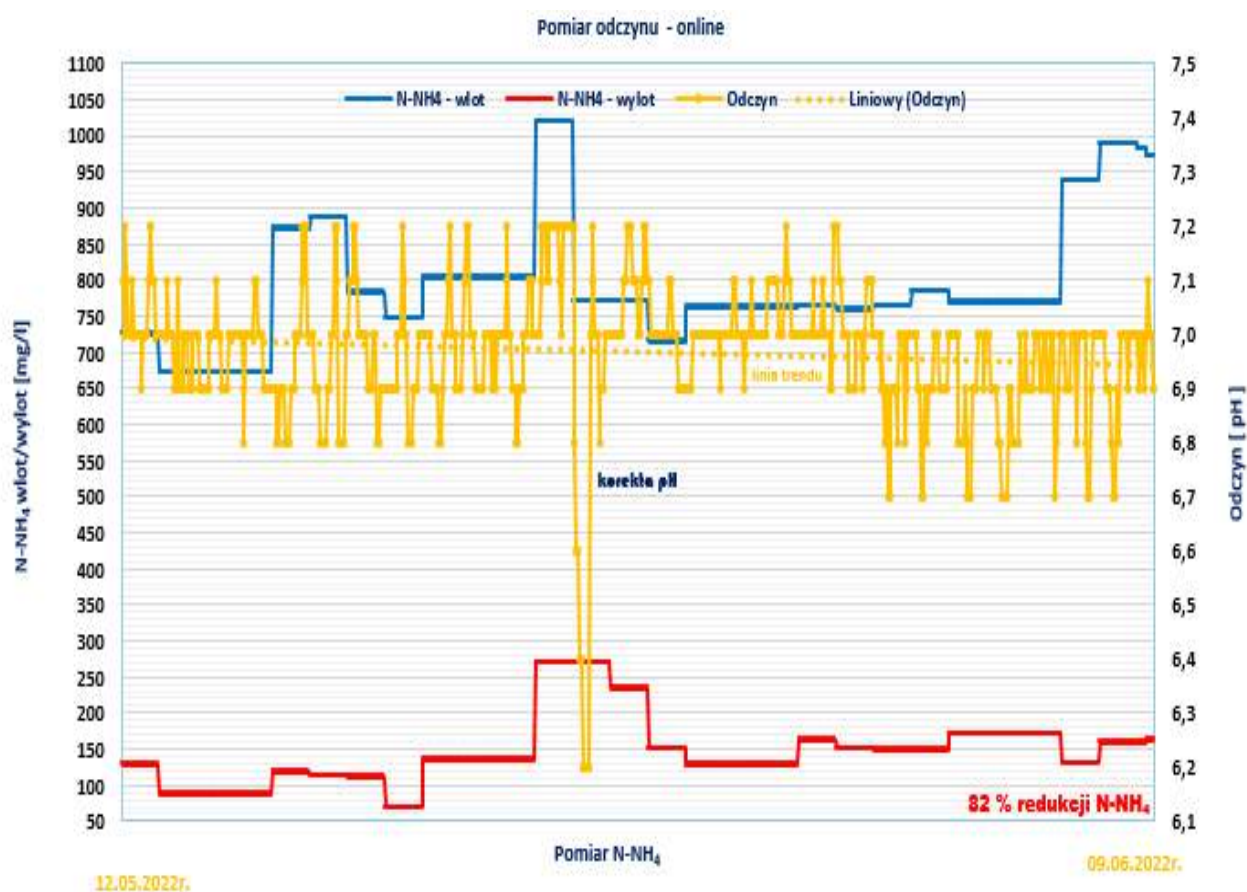
Wykres 17. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do temperatury prowadzonego procesu – Seria II Faza I



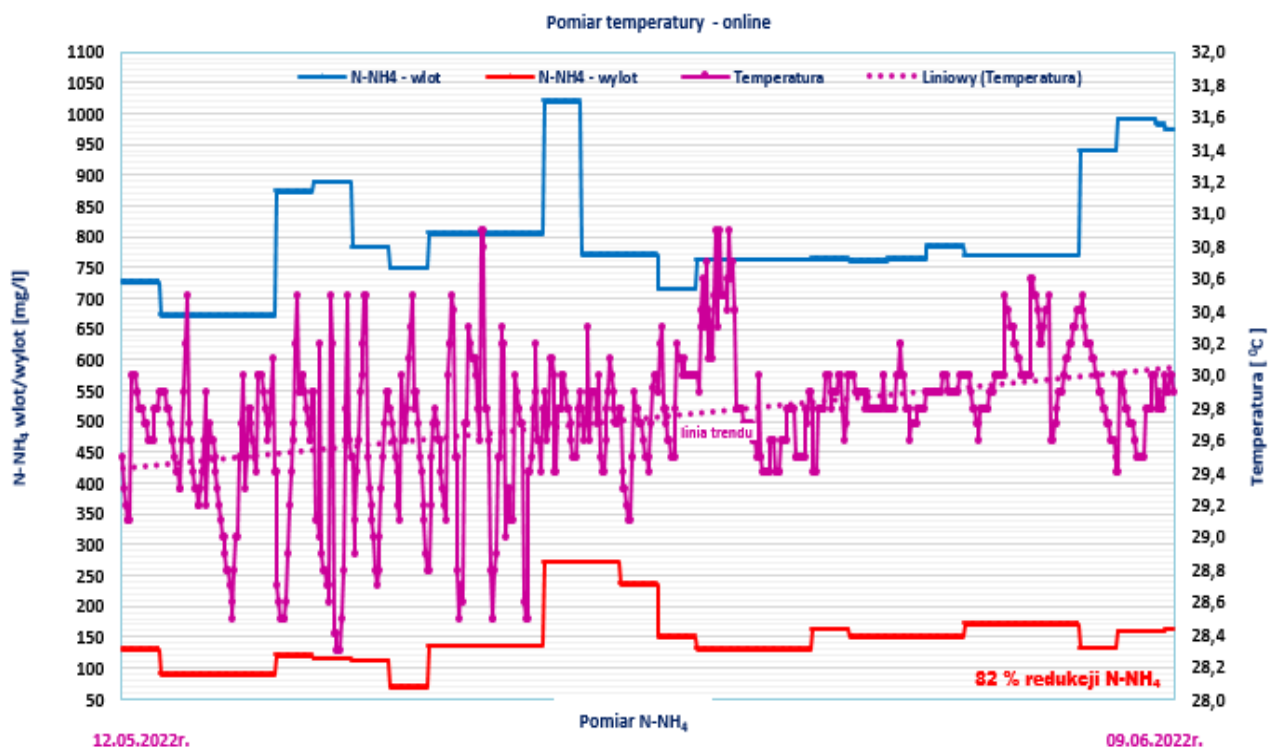
Wykres 18. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do stężenia tlenu rozpuszczonego prowadzonego procesu – Seria II Faza I

Fazę drugą – adaptacji procesu przedstawiają Wykresy 19, 20 i 21, które obrazują korelacje zmian stężenia azotu amonowego na dopływie i odpływie przy jego średniej redukcji na poziomie 82%, w odniesieniu do kluczowych parametrów procesu. Cechą charakterystyczną tego okresu badań jest chwilowe załamanie procesu, co obrazuje drastyczny spadek pH do wartości 6,2 (Wykres 19) oraz gwałtowny wzrost stężenia tlenu rozpuszczonego do poziomu 4,1 mg O₂/dm³ (Wykres 21) przy ewidentnym wyhamowaniu efektywności procesu usuwania azotu amonowego. Temperatura jako jedyny parametr dzięki wymianie grzałki i zastosowaniu precyzyjnego termostatu nie wykazywał w tym czasie odchyłań (Wykres 20).

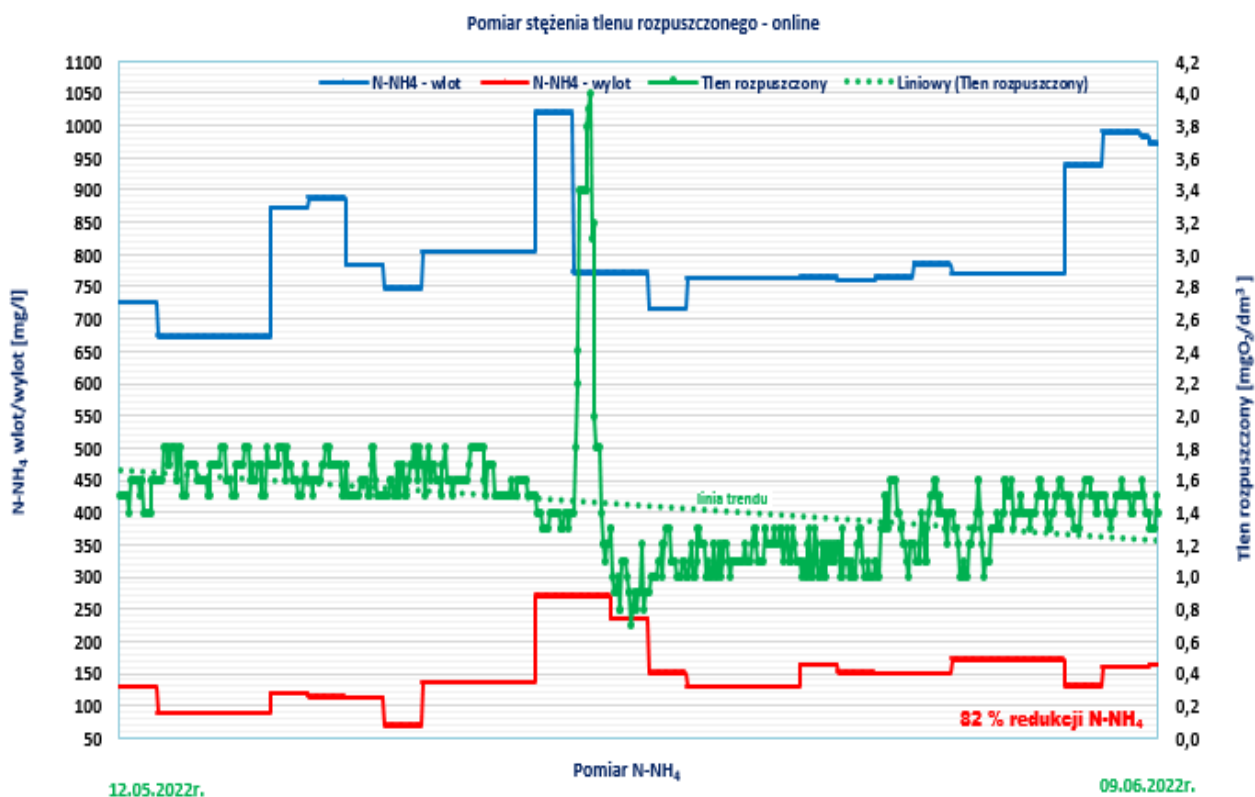
Podjęte szybkie i radykalne działania naprawcze pozwoliły na powrót procesu deamonifikacji do równowagi i w konsekwencji zachowanie wypracowanych wcześniej tendencji prawidłowej adaptacji modelu bioreaktora ANITATMMox[®].



Wykres 19. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITATMMox[®] w odniesieniu do pH prowadzonego procesu – Seria II Faza II



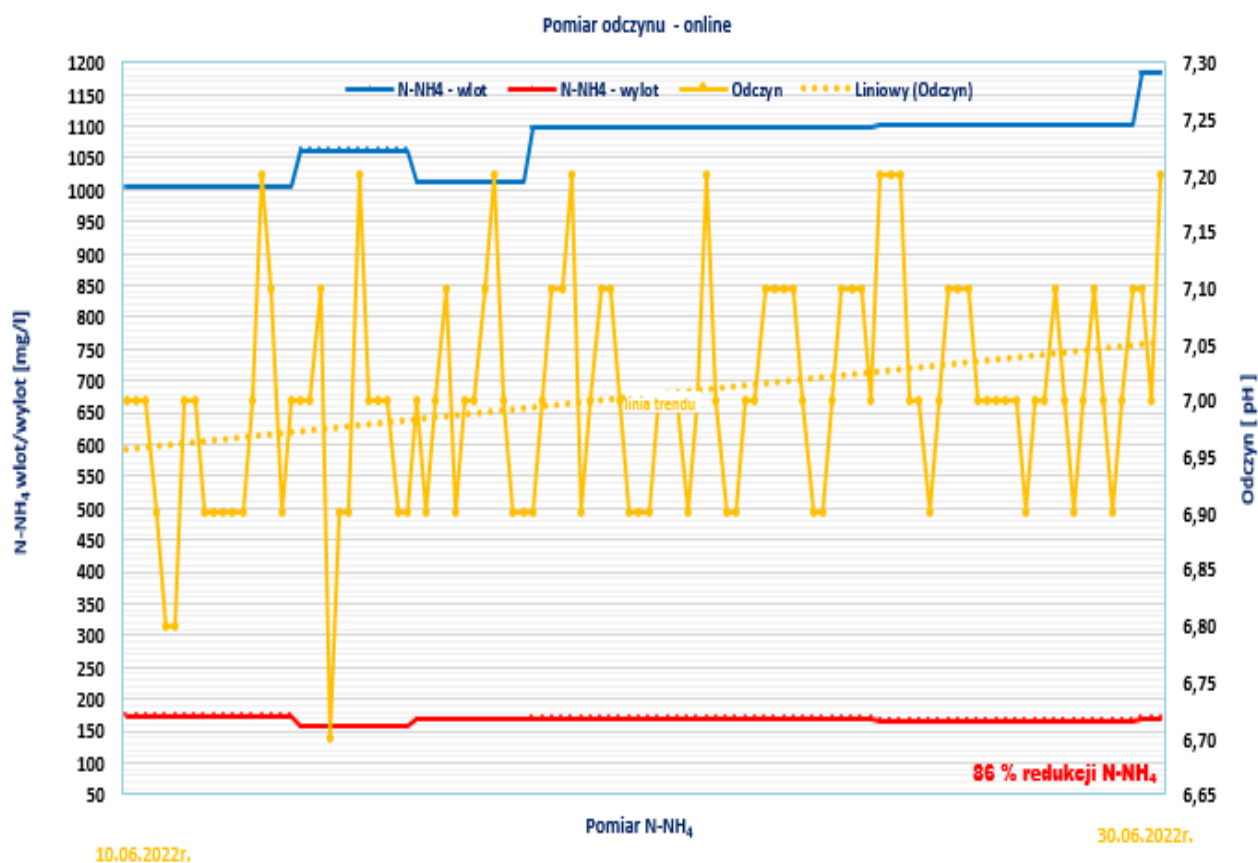
Wykres 20. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do temperatury prowadzonego procesu – Seria II Faza II



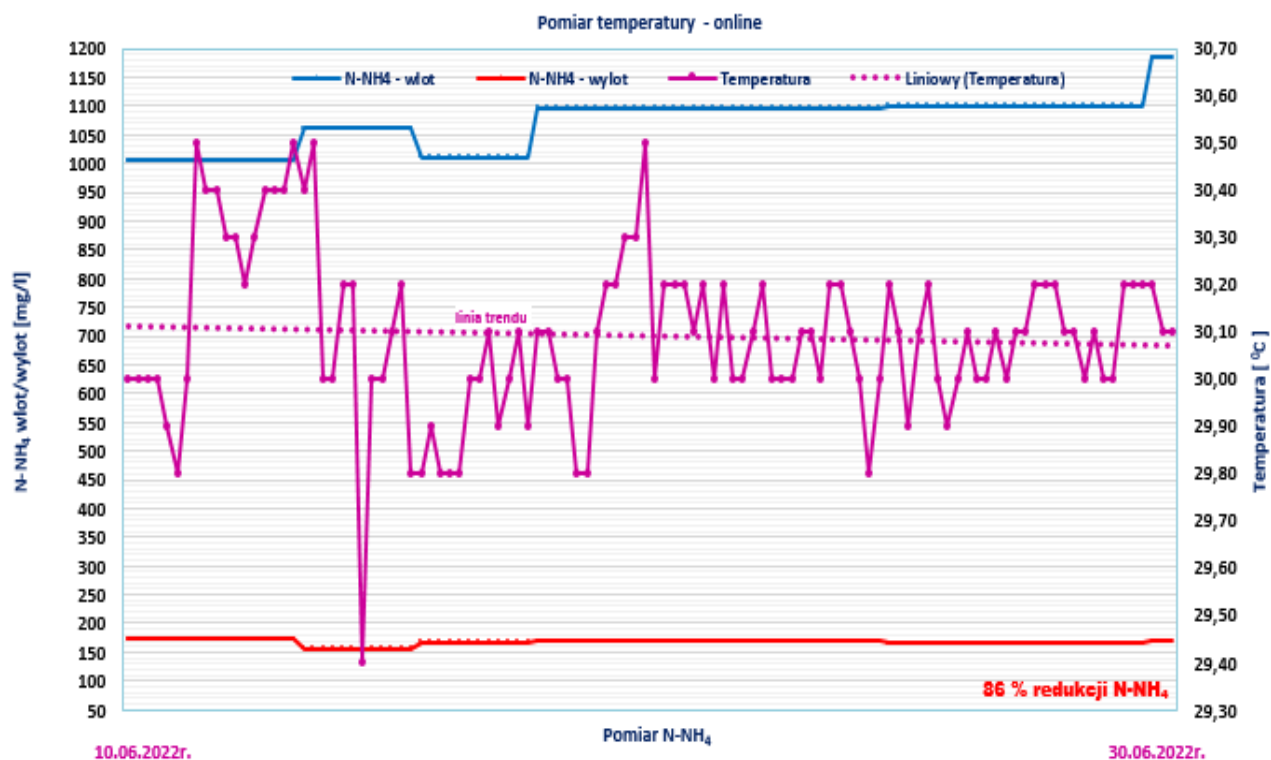
Wykres 21. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do stężenia tlenu rozpuszczonego prowadzonego procesu – Seria II Faza II

Wykresy 20, 21 oraz 22 ilustrują zmiany stężenia azotu amonowego na dopływie i odpływie w zaadaptowanym bioreaktorze ANITA™Mox®. Ostatnia trzecia faza procesu charakteryzuje się stabilną pracą oraz wysoką 86% redukcją azotu amonowego. Jak przedstawiają wszystkie wykresy tej fazy, przebieg procesu deamonifikacji w odniesieniu do odczynu, temperatury oraz stężenia tlenu rozpuszczonego, jest prawidłowy, a niewielkie wahania poszczególnych parametrów nie wpływają na jego efektywność.

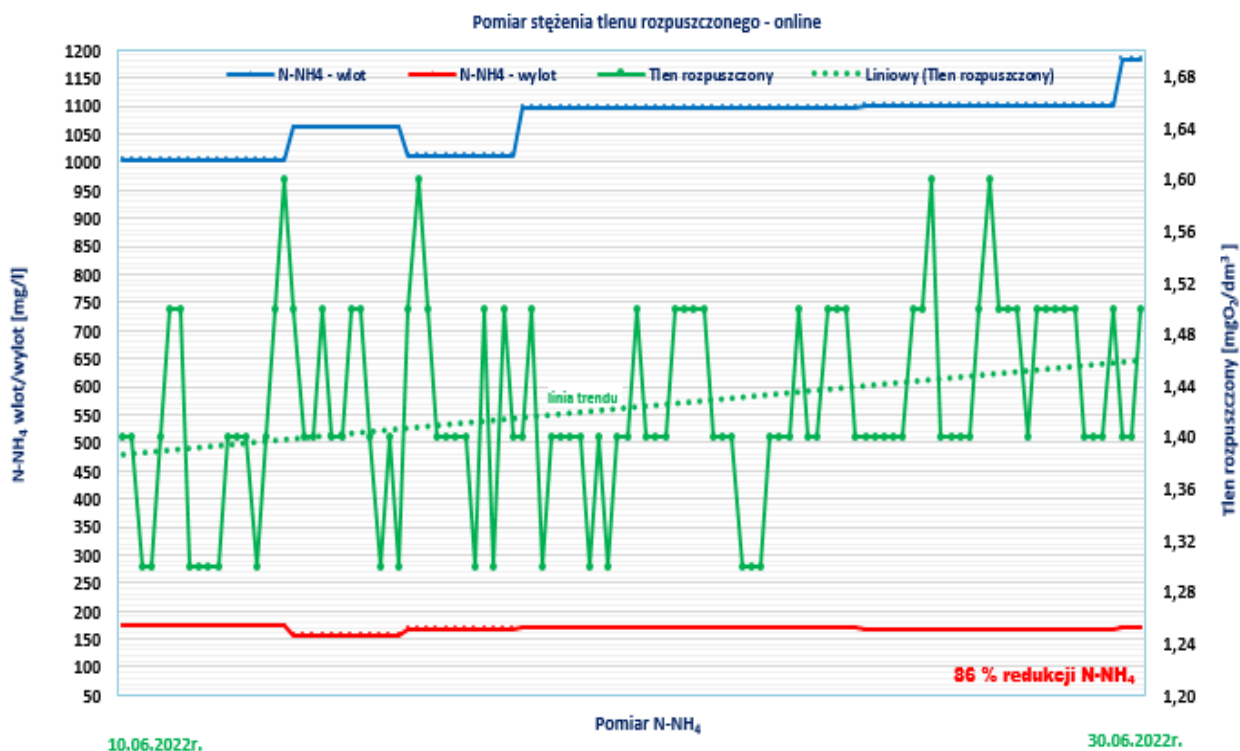
Wartości odczynu na średnim poziomie 7,05 pH, temperatury 30,10°C oraz tlenu rozpuszczonego 1,46 mgO₂/dm³ okazały się optymalne dla prowadzonego procesu deamonifikacji w technologii ANITA™Mox® na odciekach pofermentacyjnych z oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu.



Wykres 22. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do pH prowadzonego procesu – Seria II Faza III

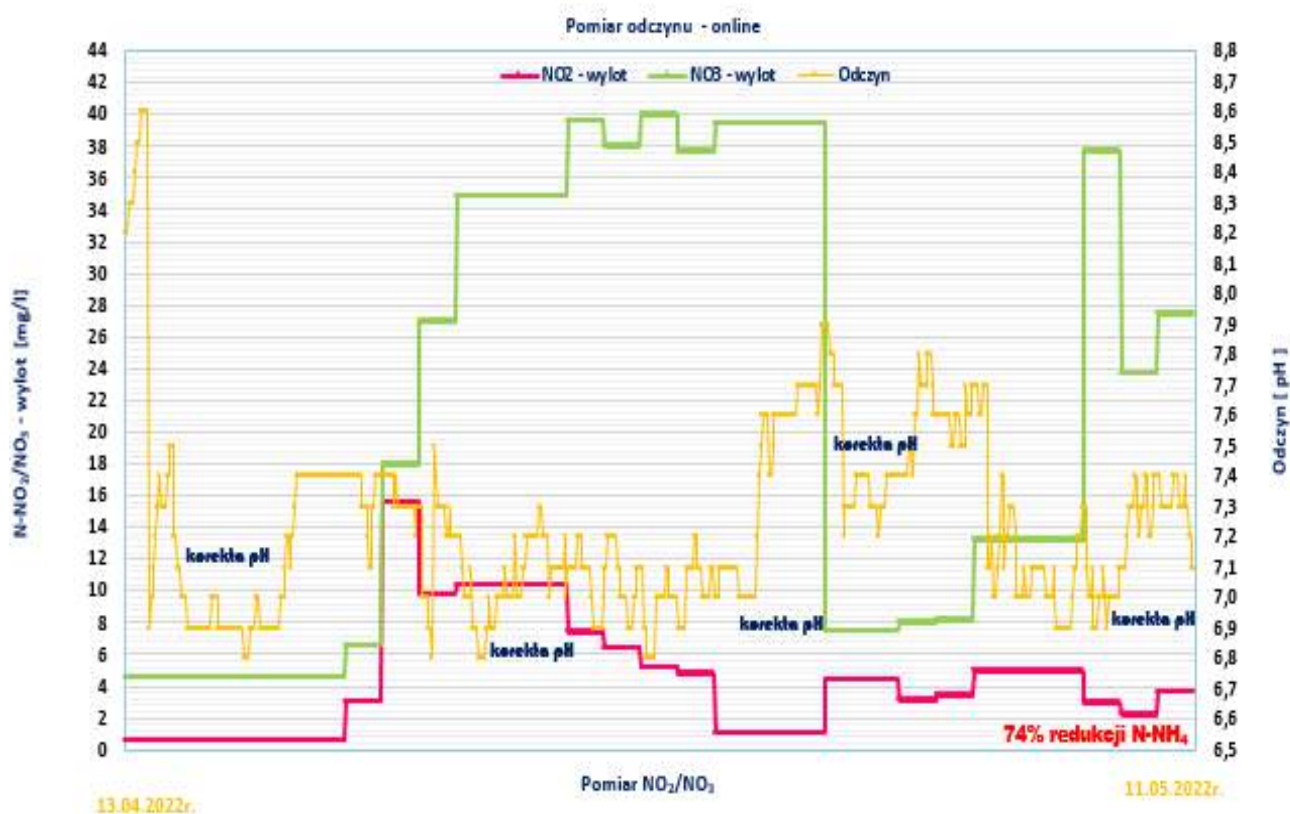


Wykres 23. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do temperatury prowadzonego procesu – Seria II Faza III



Wykres 24. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do stężenia tlenu rozpuszczonego prowadzonego procesu – Seria II Faza III

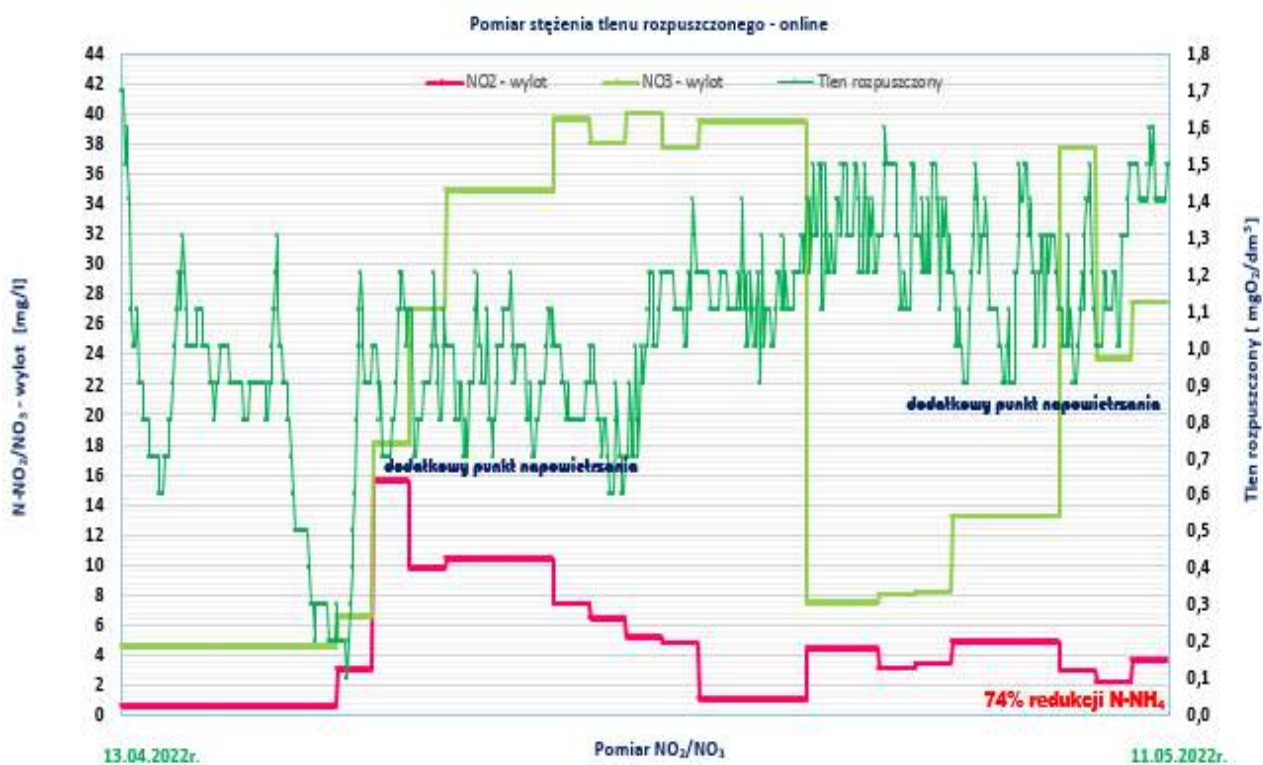
Dla pełniejszego zobrazowania przebiegu procesu technologicznego na Wykresach 25, 26 i 27 przedstawiono zmiany stężenia azotu azotynowego oraz azotanowego oznaczanego w ściekach oczyszczonych odpływających z bioreaktora w odniesieniu do kluczowych parametrów procesu w pierwszej fazie prowadzonych badań. Jak widać zmiany nastaw oraz ingerencje w przebieg procesu w fazie rozruchu (korekty pH, wprowadzenie dodatkowych punktów napowietrzania) wpływały również na zmiany stężenia analizowanych parametrów, szczególnie w przypadku azotu azotanowego, który zmieniał się od wartości 5 mg N-NO₃/dm³ poprzez maksymalną 42 mg N-NO₃/dm³ następnie obniżył się do poziomu 8 mg N-NO₃/dm³ by ponownie wzrosnąć do 39 mg N-NO₃/dm³. Można, więc stwierdzić, że na tym etapie proces był dosyć wrażliwy na zmiany, stąd zaobserwowane wahania stężenia poszczególnych form azotu.



Wykres 25. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do pH prowadzonego procesu – Seria II Faza I



Wykres 26. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do temperatury prowadzonego procesu – Seria II Faza I



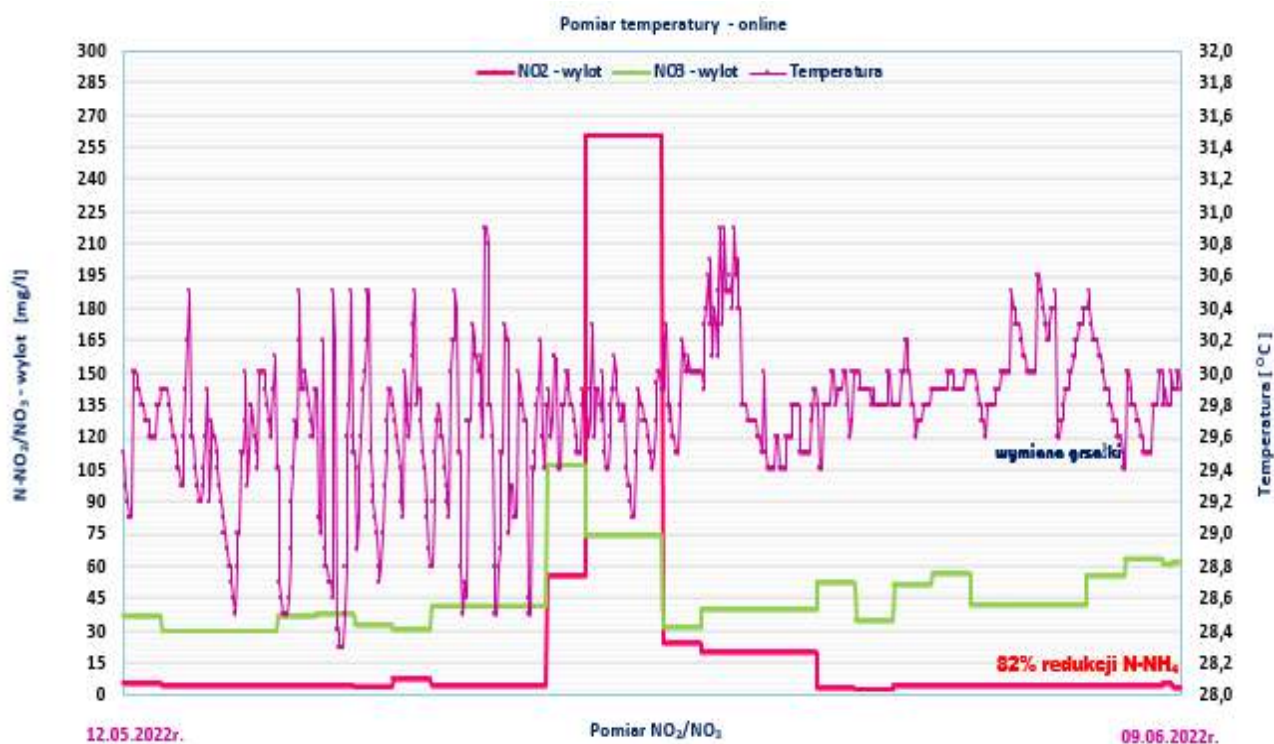
Wykres 27. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do stężenia tlenu rozpuszczonego prowadzonego procesu – Seria II Faza I

Kontynuację kontroli przebiegu procesu deamonifikacji jako zmiany stężeń azotu azotynowego i azotanowego w odpływie z bioreaktora w odniesieniu do odczynu, temperatury i stężenia tlenu rozpuszczonego przedstawiono również na Wykresach 28, 29 i 30. W drugiej fazie badań podobnie jak to było podczas analizy przemian azotu amonowego podczas chwilowego załamania procesu zaobserwowano wyraźne wahania stężeń oznaczanych parametrów. Szczególnie widoczne jest to w przypadku azotu azotynowego, którego wartość drastycznie wzrosła (przy równoległym obniżeniu się wartości odczynu i gwałtownym wzroście stężenia tlenu rozpuszczonego) z wcześniejszego średniego poziomu poniżej 10 mg N-NO₂/dm³ do wartości 270 mg N-NO₂/dm³.

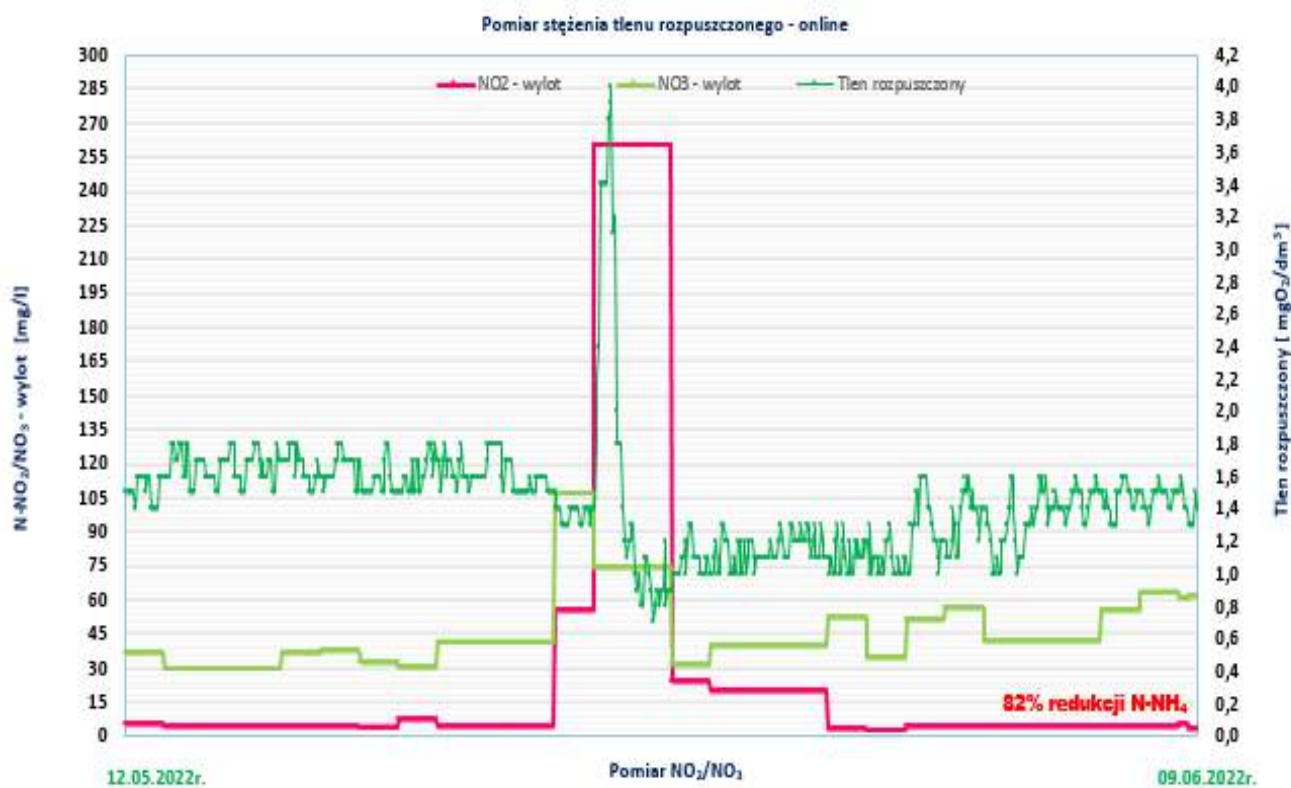
Pomimo zaistniałej sytuacji w końcowym etapie tej fazy badań powrócono do typowych dla tego typu technologii stężeń analizowanych parametrów (6 mg N-NO₂/dm³ oraz 57 mg N-NO₃/dm³) - przy stabilnych warunkach technologicznych układu.



Wykres 28. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do pH prowadzonego procesu – Seria II Faza II



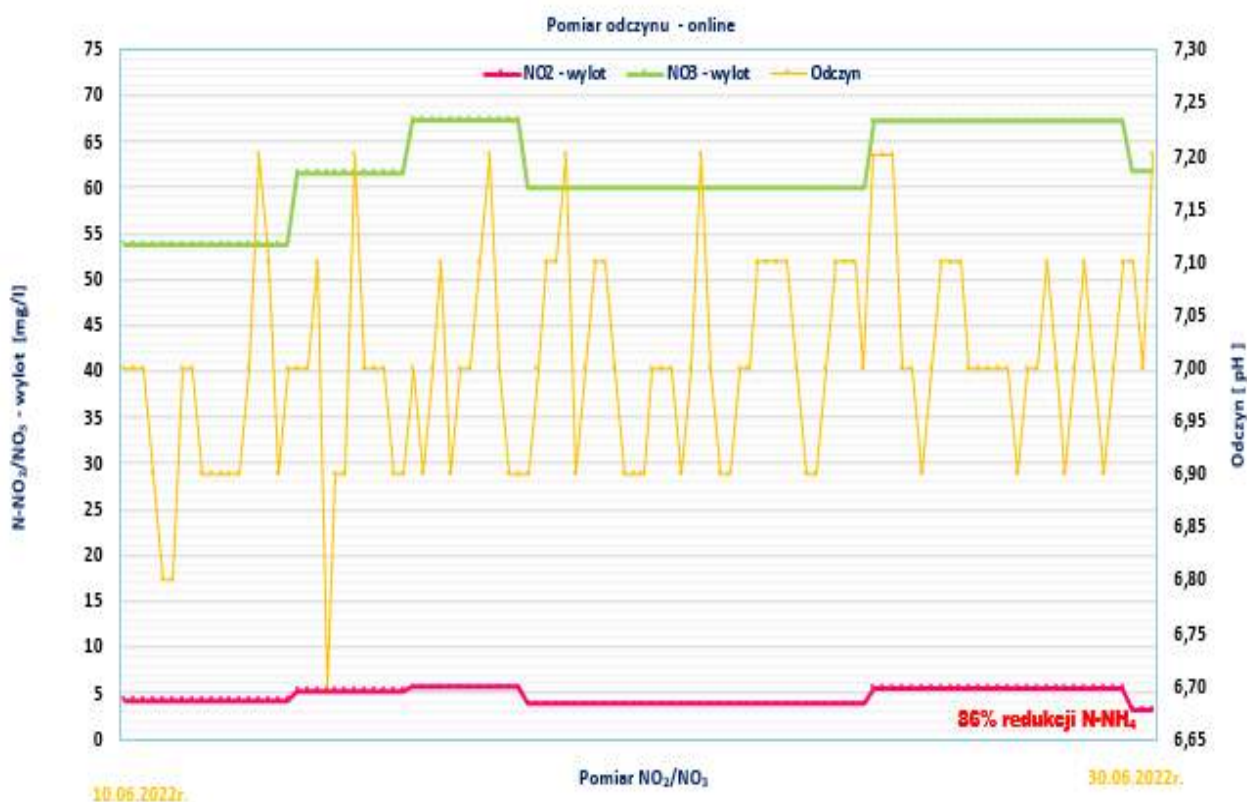
Wykres 29. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do temperatury prowadzonego procesu – Seria II Faza II



Wykres 30. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do stężenia tlenu rozpuszczonego prowadzonego procesu – Seria II Faza II

Wykresy 31, 32 oraz 33 przedstawiają stężenia azotu azotynowego i azotu azotanowego w odniesieniu do kluczowych parametrów procesu, którymi są: odczyn, temperatura oraz stężenie tlenu rozpuszczonego dla trzeciego etapu eksperymentu. Przy 86% redukcji azotu amonowego stężenia, pozostałe jego formy w ostatniej fazie prowadzonych badań są stabilne, nie wykazują wahań i kształtują się średnio na poziomie: 7 mg N-NO₂/dm³ oraz 67 mg N-NO₃/dm³. Przy uregulowanej pracy całego modelu technologicznego niewielkie skoki wartości odczynu, temperatury czy tlenu rozpuszczonego, nie mają wpływu na efektywność prowadzonego procesu oraz nie powodują niekontrolowanych zmian stężeń pozostałych form azotu.

Prawidłowo zoptymalizowany do prowadzenia procesu deamonifikacji w trzeciej fazie układ, zagwarantował uzyskanie wartości azotu azotynowego i azotu azotanowego zgodnie z założeniami technologii ANITATMMox[®].



Wykres 31. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITATMMox[®] w odniesieniu do pH prowadzonego procesu – Seria II Faza III



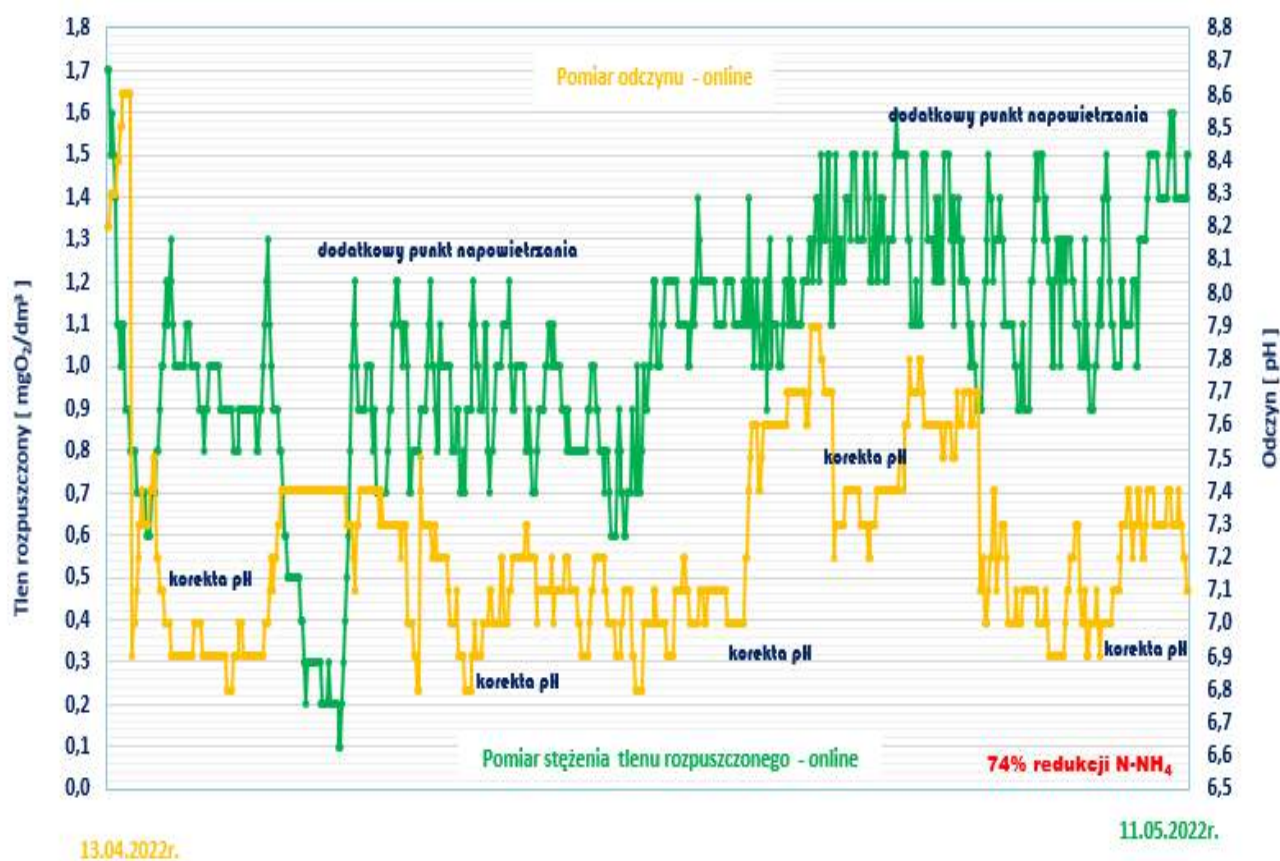
Wykres 32. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do temperatury prowadzonego procesu – Seria II Faza III



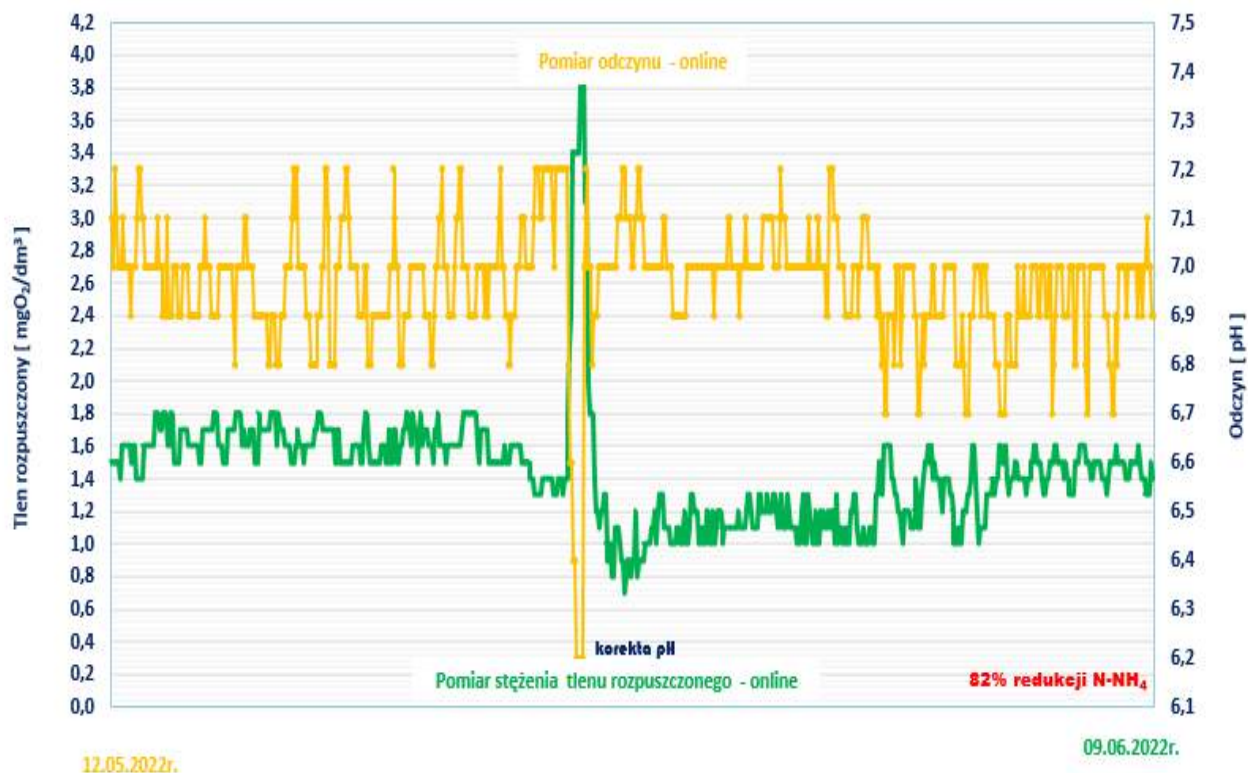
Wykres 33. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do stężenia tlenu rozpuszczonego prowadzonego procesu – Seria II Faza III

Na Wykresach 34, 35 i 36 przedstawiono korelację zmian wartości pH i tlenu rozpuszczonego w poszczególnych, kolejnych fazach prowadzonego procesu deamonifikacji technologii ANITA™Mox®. Jak ilustrują wykresy w początkowym etapie badań, bieżąca kontrola poszczególnych wartości powodowała konieczność częstej ingerencji w parametry układu. Stabilna praca bioreaktora w drugim etapie przerwana, krótkotrwałym szybko skorygowanym załamaniem, potwierdziła zależność, w której jedynie utrzymywana stała wartość odczynu i stężenia tlenu rozpuszczonego, są podstawą do prawidłowego prowadzenia technologii.

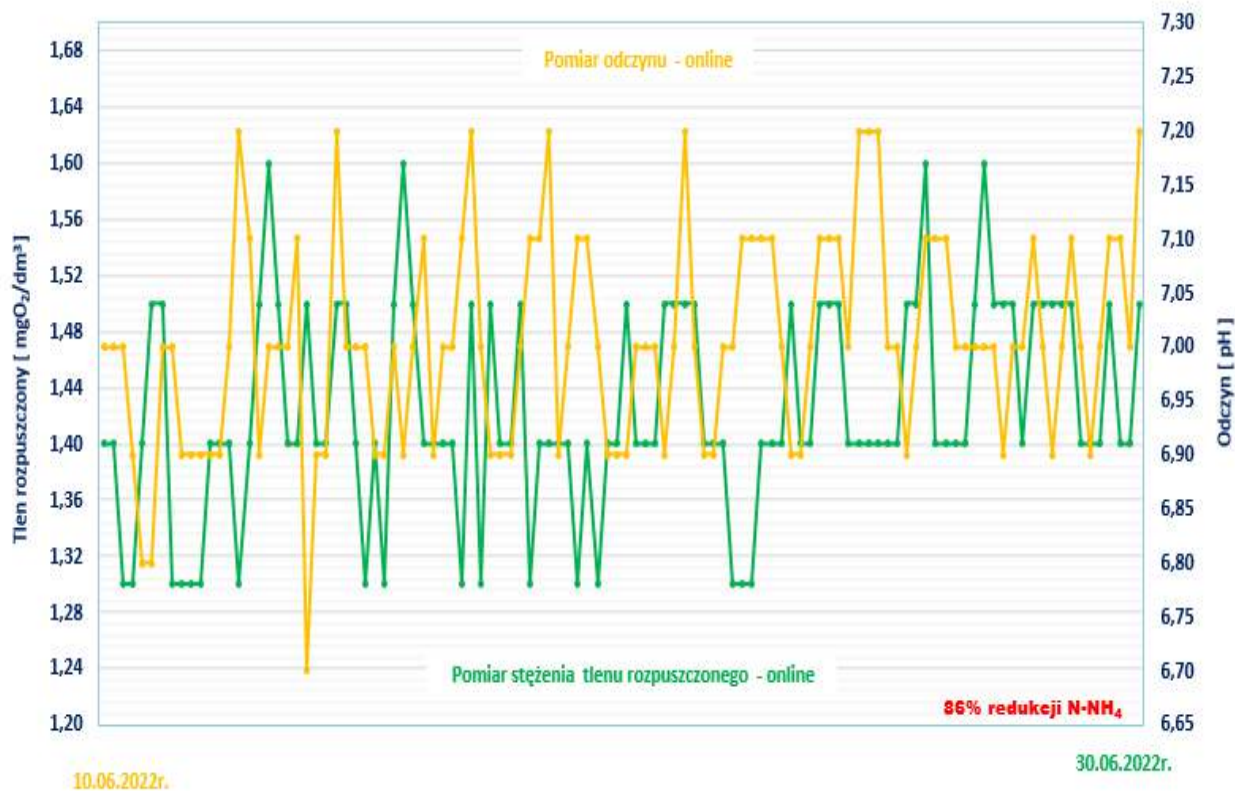
Ostateczne potwierdzenie tej tezy obrazuje Wykres 36 odzwierciedlający stabilną pracę bioreaktora w fazie trzeciej eksperymentu.



Wykres 34. Zmiany wartości pH i tlenu rozpuszczonego w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza I (74% usunięcia azotu amonowego)



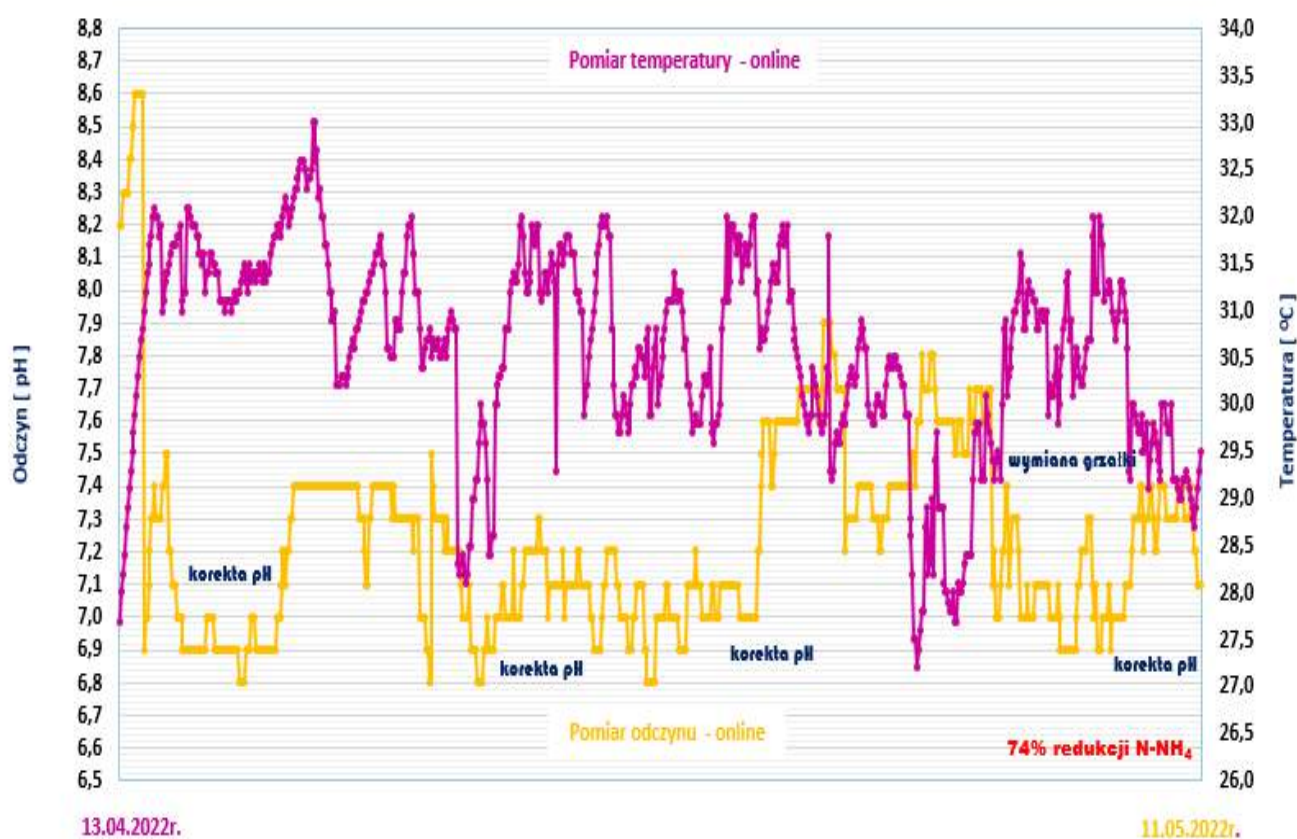
Wykres 35. Zmiany wartości pH i tlenu rozpuszczonego w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza II (82% usunięcia azotu amonowego)



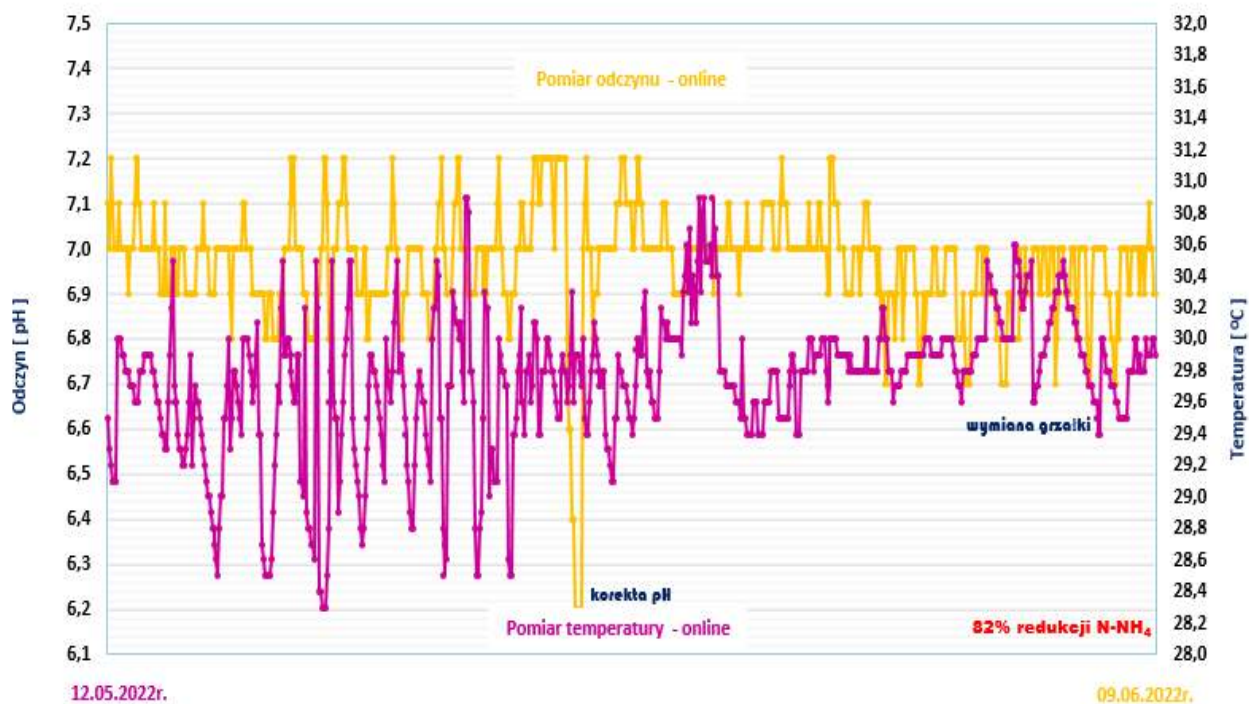
Wykres 36. Zmiany wartości pH i tlenu rozpuszczonego w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza III (86% usunięcia azotu amonowego)

Wykresy 37, 38 oraz 39 ilustrują współzależność pomiędzy pH i temperaturą, a Wykresy 40, 41 i 42 pomiędzy temperaturą, a stężeniem tlenu rozpuszczonego w trzech etapach drugiej serii badań procesu deamonifikacji technologii ANITA™Mox®. Podobnie jak w powyżej opisywanych korelacjach, wahania wartości omawianych parametrów obrazują przebieg procesu usuwania azotu amonowego. Różnica w analizie zmienności przedmiotowych wskaźników polega jednak na tym, że wartość temperatury to zadana dana stała, odpowiadająca rzeczywistej wartości zmierzonej w próbie odcieków po procesie odwadniania, stabilizowana termostatem i utrzymywana na stałym średnim poziomie około 31°C w ciągu całego okresu badań.

Dzięki takiemu zabiegowi wszystkie ewentualne niewielkie spadki i wzrosty podlegały bieżącej korekcie i nie oddziaływały na pozostałe parametry oraz na przebieg procesu.



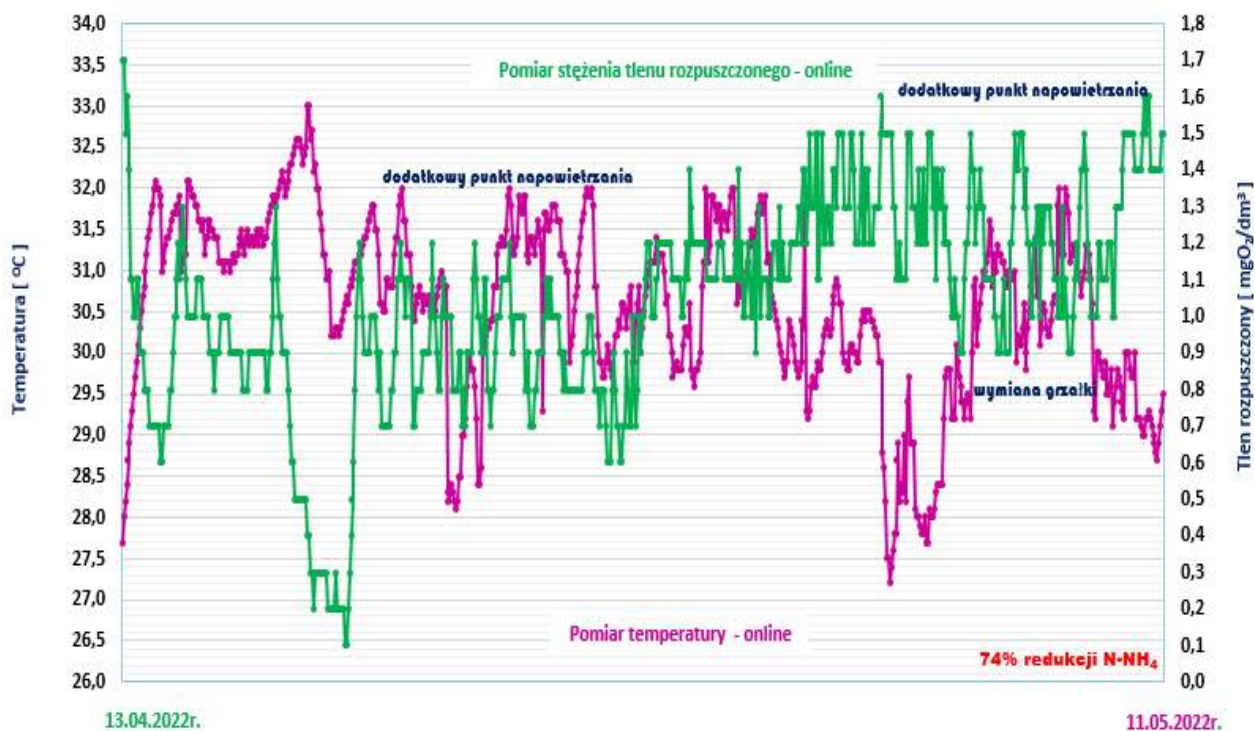
Wykres 37. Zmiany wartości pH i temperatury w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza I (74% usunięcia azotu amonowego)



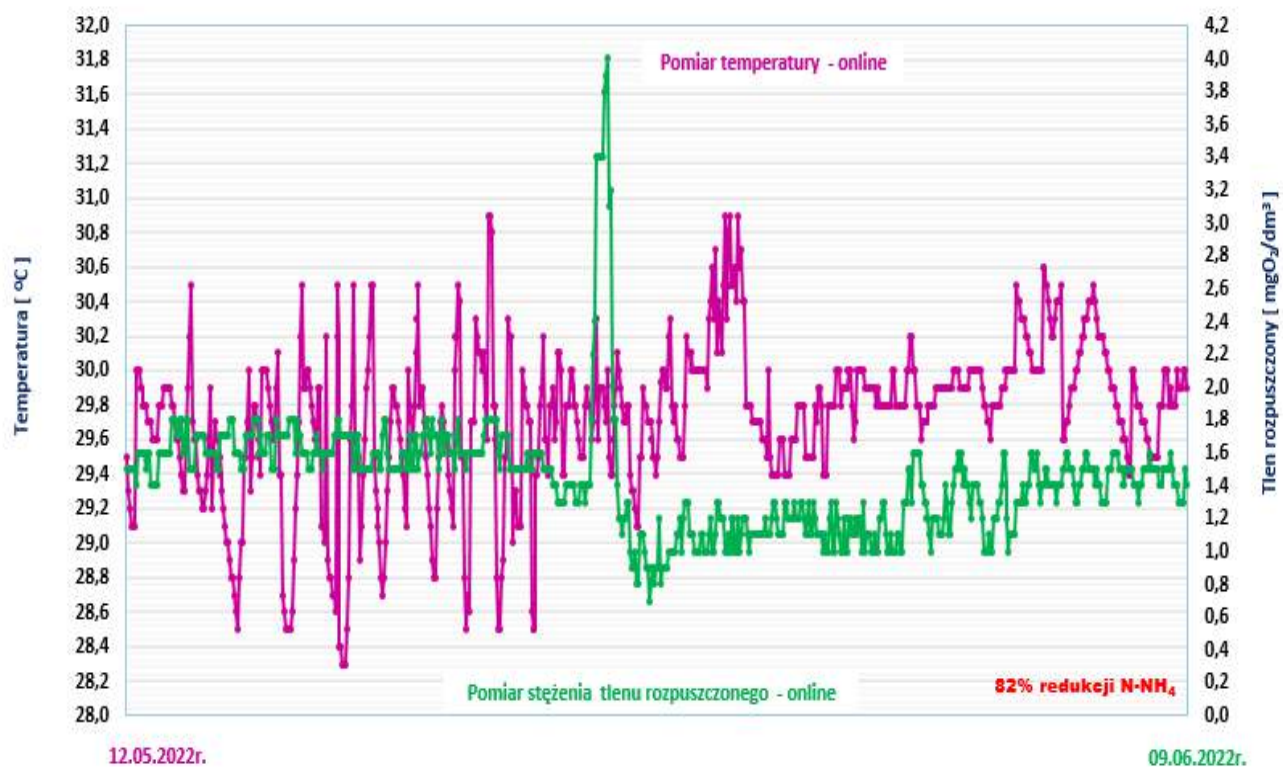
Wykres 38. Zmiany wartości pH i temperatury w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza II (82% usunięcia azotu amonowego)



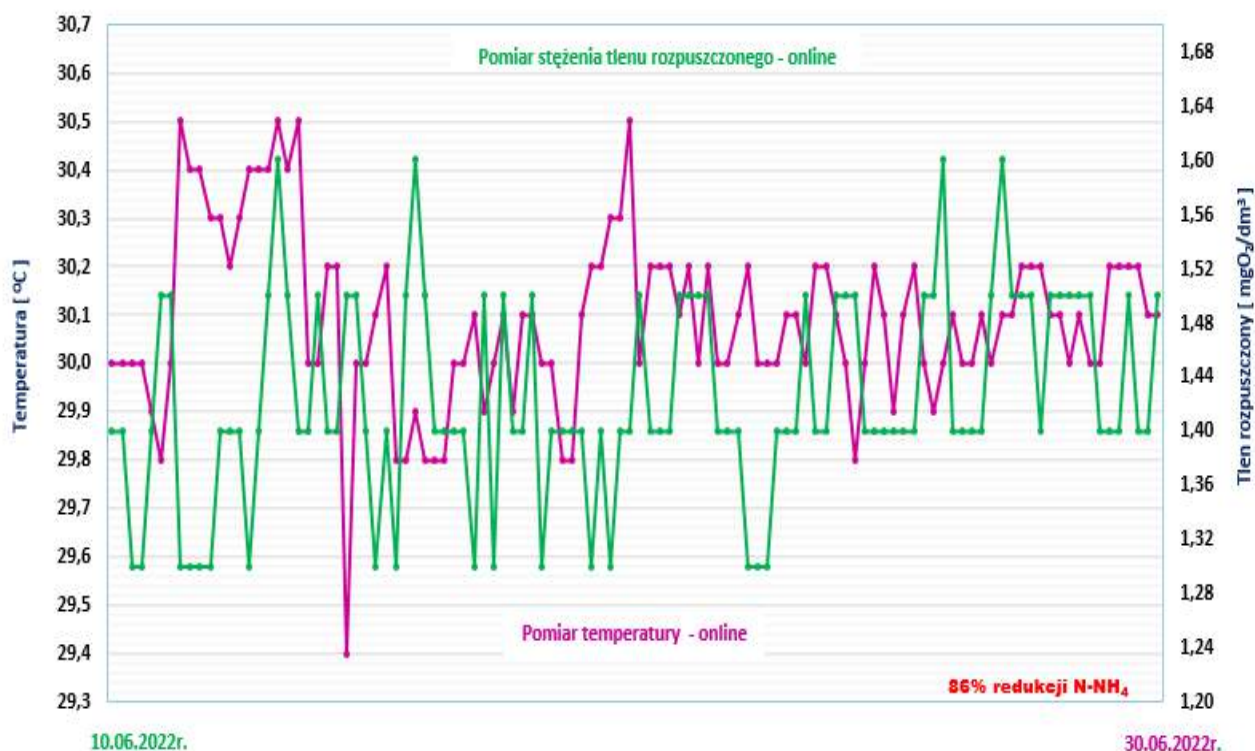
Wykres 39. Zmiany wartości pH i temperatury w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza III (86% usunięcia azotu amonowego)



Wykres 40. Zmiany wartości pH i tlenu rozpuszczonego w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza I (74% usunięcia azotu amonowego)



Wykres 41. Zmiany wartości pH i tlenu rozpuszczonego w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza II (82% usunięcia azotu amonowego)



Wykres 42. Zmiany wartości pH i tlenu rozpuszczonego w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza III (86% usunięcia azotu amonowego)

W celu pełnego zobrazowania prowadzonych badań oraz mając na uwadze fakt, że na proces deamonifikacji mogą wpływać również inne parametry fizykochemiczne dla każdego z trzech etapów wykonano po dwie pełne analizy ścieków surowych dopływających do bioreaktora ANITA™Mox® oraz ścieków oczyszczonych. Wszystkie otrzymane wyniki zestawiono w Tabelach 18, 19 oraz 20. Jak widać, zastosowana technologia usuwania azotu amonowego przyczynia się również do redukcji podstawowych organicznych wskaźników zanieczyszczeń takich jak: węgiel organiczny, zawiesina czy fosfor średnio o około 30-40%.

Tak, korzystne zjawisko związane jest między innymi z tym, że oprócz stworzenia optymalnych warunków pracy układu dla uzyskania odpowiedniej efektywności procesu wymagane jest, aby odcieki zawierały zasadowość, której odpowiednie wartości oznaczono w badanych próbach ścieków surowych.

Tabela 18. Parametry fizykochemiczne dopływu i odpływu z bioreaktora ANITA™Mox® – Seria II Faza I

L.p.	Parametr	Jednostka	Wartość w ściekach surowych (04.2022)		Wartość w ściekach oczyszczonych (04.2022)	
1.	<i>pH</i>	-	7,44	7,58	7,30	7,16
2.	<i>Chemiczne zapotrzebowanie tlenu - ChZTCr</i>	mg/dm ³ O ₂	422	673	228	332
3.	<i>Biochemiczne zapotrzebowanie tlenu - BZT₅</i>	mg/dm ³ O ₂	78	121	41	52
4.	<i>Azot amonowy</i>	mg/dm ³	477	886	119	142
5.	<i>Azot azotynowy</i>	mg/dm ³	–	–	15,6	4,8
6.	<i>Azot azotanowy</i>	mg/dm ³	–	–	18,0	37,7
7.	<i>Azot ogólny Kjeldahla</i>	mg/dm ³	641	739	125	157
8.	<i>Azot ogólny</i>	mg/dm ³	652	741	183	200
9.	<i>Zawiesina ogólna</i>	mg/dm ³	85	62	40	33
10.	<i>Fosfor ogólny</i>	mg /dm ³	132	171	61,3	67,4
11.	<i>Zasadowość</i>	mval/dm ³	2899	3286	–	–

Wartości poszczególnych parametrów zestawione w Tabeli 18 obrazują przebieg procesu w jego początkowej fazie. 50% obciążenie układu pozwala jednak na uzyskanie oczekiwanych zgodnie z założeniami technologii etapu rozruchu, redukcji wszystkich badanych wskaźników zanieczyszczeń.

Wyniki analiz fizykochemicznych ścieków przedstawione w Tabeli 19 obrazują proces deamonifikacji modelowego bioreaktora w fazie jego adaptacji do warunków docelowych. Jego obciążenie w tej fazie stopniowo zwiększono od 60% na początku do 90% na końcu omawianego etapu. Z tego też powodu w tabeli widać różnice stężeń wszystkich badanych parametrów między pierwszą, a drugą analizą.

Tabela 19. Parametry fizykochemiczne dopływu i odpływu z bioreaktora ANITA™Mox® – Seria II Faza II

L.p.	Parametr	Jednostka	Wartość w ściekach surowych (05.2022)		Wartość w ściekach oczyszczonych (05.2022)	
1.	<i>pH</i>	-	7,64	7,68	7,18	7,01
2.	<i>Chemiczne zapotrzebowanie tlenu - ChZTCr</i>	mg/dm ³ O ₂	699	642	491	409
3.	<i>Biochemiczne zapotrzebowanie tlenu - BZT₅</i>	mg/dm ³ O ₂	144	152	66	70
4.	<i>Azot amonowy</i>	mg/dm ³	888	764	114	163
5.	<i>Azot azotynowy</i>	mg/dm ³	–	–	4,2	3,0
6.	<i>Azot azotanowy</i>	mg/dm ³	–	–	37,5	52,7
7.	<i>Azot ogólny Kjeldahla</i>	mg/dm ³	916	793	132	165
8.	<i>Azot ogólny</i>	mg/dm ³	920	801	155	188
9.	<i>Zawiesina ogólna</i>	mg/dm ³	65	49	32	20
10.	<i>Fosfor ogólny</i>	mg /dm ³	222	257	94,5	119,4
11.	<i>Zasadowość</i>	mval/dm ³	3364	3635	–	–

Analizując uzyskane wyniki zwrócono uwagę na fakt, że w procesie deamonifikacji wraz z usunięciem azotu amonowego w końcowej fazie nawet o 86% również wskaźnik oznaczany jako azot ogólny redukowany był na poziomie 85%-88% (Tabela 20). Uzyskany wynik był bardzo atrakcyjny z punktu widzenia efektywności technologii tym bardziej, że w trzeciej ostatniej fazie badań bioreaktor był nominalnie obciążony zarówno hydraulicznie jaki i ładunkiem zanieczyszczeń.

Tabela 20. Parametry fizykochemiczne dopływu i odpływu z bioreaktora ANITA™Mox® – Seria II Faza III

L.p.	Parametr	Jednostka	Wartość w ściekach surowych (06.2022)		Wartość w ściekach oczyszczonych (06.2022)	
1.	<i>pH</i>	-	7,81	8,22	7,03	7,13
2.	<i>Chemiczne zapotrzebowanie tlenu - ChZTCr</i>	mg/dm ³ O ₂	828	927	440	548
3.	<i>Biochemiczne zapotrzebowanie tlenu - BZT₅</i>	mg/dm ³ O ₂	161	159	99	125
4.	<i>Azot amonowy</i>	mg/dm ³	785	1101	150	166
5.	<i>Azot azotynowy</i>	mg/dm ³	–	–	3,9	5,6
6.	<i>Azot azotanowy</i>	mg/dm ³	–	–	56,4	62,7
7.	<i>Azot ogólny Kjeldahla</i>	mg/dm ³	1112	1436	155	169
8.	<i>Azot ogólny</i>	mg/dm ³	1126	1455	158	173
9.	<i>Zawiesina ogólna</i>	mg/dm ³	78	100	10	15
10.	<i>Fosfor ogólny</i>	mg /dm ³	301	358	106,6	120,3
11.	<i>Zasadowość</i>	mval/dm ³	4009	4456	–	–

10. PODSUMOWANIE

W przedstawionej rozprawie doktorskiej podjęto temat związany z zastosowaniem nowoczesnej technologii deamonifikacji w bocznym ciągu technologicznym do oczyszczania odcieków z procesu odwadniania pofermentowanych osadów ściekowych w oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze. Przesłanką podjętego tematu było uruchomienie działań rozwiązujących problemy związane z usuwaniem azotu w przedmiotowej oczyszczalni wynikające ze wzrostu zawartości azotu w ściekach surowych dopływających do oczyszczalni. Założeniem projektu badawczego było wypracowanie takiej koncepcji, która **pozwalałoby na osiągnięcie efektywności i niezawodności usuwania azotu** w oczyszczalni Śródmieście oraz **wpisywałaby się w program innowacyjnych rozwiązań redukcji azotu i jednocześnie posiadałaby możliwość implementacji w skali technicznej**. Zdecydowano, że należy sprawdzić zasadność i celowość idei polegającej na zastosowaniu innowacyjnej technologii deamonifikacji dla efektywnego oczyszczania odcieków pofermentacyjnych o znacznym stężeniu azotu amonowego, w bocznym ciągu technologicznym, zanim odcieki te zostaną zawrócone do głównego ciągu technologicznego oczyszczania ścieków.

W pierwszej fazie badań przeprowadzono szczegółową analizę publikacji naukowych oraz zgłębiono dane dotyczące aktualnie stosowanych w tym obszarze rozwiązań i technik. Wnikliwe przestudiowanie źródeł literaturowych oraz dostępnych informacji technicznych wykazało, że implementacje procesu deamonifikacji w oczyszczalniach ścieków stanowią skuteczne rozwiązanie dla efektywnego oczyszczania strumieni technologicznych, w tym odcieków pofermentacyjnych, zawierających bardzo duże stężenia azotu amonowego.

Kolejnym etapem pracy był wybór odpowiedniej technologii, dedykowanej dla grupy oczyszczalni posiadających systemy przeróbki osadów ściekowych w procesie fermentacji, wykorzystujących wysokoefektywne urządzenia odwadniające, generujące odcieki o wysokich stężeniach i ładunkach azotu. Technologie bazujące na procesie deamonifikacji ze względu na ich innowacyjność, wyzwania technologiczne i rozwój badań, ulegają różnym modyfikacjom. W wyniku rozeznania rynkowego oraz dostępności systemów, a także na podstawie rozmów z przedstawicielami różnych firm stwierdzono, że w aspekcie obróbki strumieni o dużym obciążeniu azotem amonowym, w tym szczególnie pofermentacyjnych odcieków z procesu odwadniania osadów ściekowych, technologia **ANITA™Mox®** firmy Veolia **jest rozwiązaniem o potencjalnie największych możliwościach wdrożeniowych** odnośnie poprawy efektywności usuwania

azotu w oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze, przy stosunkowo niskich kosztach inwestycyjnych i eksploatacyjnych.

Właściwy etap badań poprzedziły eksperymenty wstępne mające na celu ustalenie granicznego procentowego udziału ładunku azotu w odciekach, w stosunku do ładunku azotu w ściekach surowych, który nie powoduje jeszcze istotnych problemów usuwania azotu w oczyszczalni. W ramach tych eksperymentów skonstruowano model laboratoryjny odwzorowujący działanie reaktorów nityfikacji i denityfikacji oczyszczalni ścieków Śródmieście oraz przeprowadzono badania polegające na obciążaniu tego układu technologicznego zmiennym ładunkiem azotu. We wszystkich próbach badawczych wykorzystywano rzeczywiste ścieki i ocieki z oczyszczalni Śródmieście. Obserwacje zmian wszystkich badanych parametrów oraz założonych warunków pracy układu badawczego oraz **wyniki szczegółowych badań potwierdziły jednoznacznie celowość usuwania azotu z odcieków pofermentacyjnych w bocznym ciągu technologicznym dla uzyskania efektywnego usuwania azotu całkowitego w ciągu głównym oczyszczalni.**

Uzyskane rezultaty wstępnych eksperymentów dostarczyły istotnych informacji będących podstawą do opracowania wytycznych dla przeprowadzenia właściwych badań procesu deamonifikacji na bazie wybranej technologii - ANITA™Mox®. W tym celu wykonano modelową, oprzyrządowaną i opomiarowaną instalację badawczą z bioreaktorem wypełnionym kształtkami z wyhodowanym biofilmem, zawierającym bakterie utleniające N-NH₄ (AOB – *ammonia oxidizing bacteria*) i bakterie Anammox.

Po przeprowadzeniu wstępnych analiz ścieków i odcieków oraz na podstawie wytycznych założeń systemu ANITA™Mox®, wykonano badania technologiczne pod kątem możliwości oraz efektywności usuwania związków azotu z odcieków pochodzących z odwadniania osadów pofermentacyjnych powstających w oczyszczalni ścieków Śródmieście. Uzyskane wyniki, **jednoznacznie potwierdziły wysoką oraz oczekiwaną sprawność procesu ANITA™Mox®**, przy jednoczesnej dużej tolerancji na zakłócenia i łatwości eksploatacji instalacji badawczej. Po fazie rozruchu, adaptacji i optymalizacji procesu ANITA™Mox® cały układ był łatwy do monitorowania i kontroli. Ostateczne, ustalone w trakcie badań parametry pracy bioreaktora ANITA™Mox® kształtowały się następująco:

- pH: 7,1–7,4
- stężenie tlenu rozpuszczonego: od 0,8 do 1,7 mg O₂/dm³ (optymalnie 1,4 mg O₂/dm³)
- temperatura: 28–32 °C (rzeczywista temperatura odcieków pofermentacyjnych)
- obciążenie hydrauliczne: 17 dm³/d (odpowiadające rzeczywistej ilości odcieków pofermentacyjnych)
- dodatkowe chemikalia (korekta odczynu): brak.

W tych warunkach uzyskano następujące **efekty oczyszczania** - deamonifikacji:

- **usunięcie azotu amonowego:** ponad 85% (średnia redukcja z poziomu ok. 1100 do 165 mg NH₄/dm³)
- **usunięcie azotu ogólnego:** około 84% (średnia redukcja z poziomu ok. 1171 do 169 mg N/dm³)
- obniżenie wartości ChZT: około 39% (średnia redukcja z poziomu ok. 772 do 472 mg O₂/dm³)
- obniżenie wartości BZT₅: około 42% (średnia redukcja z poziomu ok. 154 do 90 mg O₂/dm³)
- usunięcie zawiesiny ogólnej ponad 72% (średnia redukcja z poziomu ok. 73 do 20 mg/dm³).

Na podstawie uzyskanych wyników oraz bazując na doświadczeniach technologicznych zdobytych w trakcie przeprowadzonych prac badawczych, przygotowano wstępne obliczenia rzeczywistej instalacji w skali technicznej dedykowanej, będącej przedmiotem niniejszego dokumentu oczyszczalni Śródmieście w Zabrze. Charakterystyczne dane dla takiego przedsięwzięcia zawiera Załącznik 1.

Wyniki przeprowadzonych badań usuwania azotu w laboratoryjnej instalacji ANITA™Mox[®], potwierdziły słuszność wybranego rozwiązania i wykazały, że technologia ta posiada potencjał wdrożeniowy do zaprojektowania docelowej instalacji deamonifikacji w pełnej skali technicznej. Tym samym postawiona w rozprawie doktorskiej teza: „Zastosowanie innowacyjnej technologii deamonifikacji do oczyszczania odcieków pofermentacyjnych pozwoli na zwiększenie efektywności usuwania azotu całkowitego w głównym ciągu technologicznym oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze” została pozytywnie zweryfikowana.

Potwierdzono także założony **cel pracy** odnośnie *wykazania korzyści i zasadności wdrożenia innowacyjnej technologii deamonifikacji do usuwania azotu z odcieków po odwadnianiu przefermentowanych osadów ściekowych w bocznym ciągu technologicznym w oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze.*

Na podstawie przeprowadzonej, w ramach realizacji doktoratu, szerokiej analizy problematyki usuwania azotu (ze szczególnym uwzględnieniem strumienia odcieków w bocznym ciągu technologicznym) oraz w wyniku uzyskanych efektów pracy badawczej, a także wychodząc naprzeciw rozwijającym się trendom nowoczesnych i energooszczędnych technologii redukcji azotu, podjęto decyzję o umieszczeniu w wieloletnim planie rozwoju Zabrzeńskiego Przedsiębiorstwa Wodociągów i Kanalizacji Sp. z o.o., punktu o rozpisaniu przetargu na projekt oraz budowę instalacji deamonifikacji, co ostatecznie potwierdza wdrożeniowy charakter przedsięwzięcia.

Bibliografia

- Abir A.T.M., Mostafizur R.M.D., Islam F., Bashar R. Islam S., 2018. *COMAMMOX - a New pathway in the nitrogen cycle in wastewater treatment plants*. Journal of Civil Engineering and Environmental Sciences, ISSN: pages: 2455-2488.
- Ahn Y.H., 2006. *Sustainable nitrogen elimination biotechnologies*. A review, Process Biochemistry, Volume 41, Issue 8, pages: 1709–1721.
- Ahn Y.H., Hwangl S. Min K.S., 2004. *Anammox and partial denitrification in anaerobic nitrogen removal from Piggery Waste*. Water Science and Technology, Volume 49, Issue 5-6, 145–53.
- Ali M., Oshiki M., Rathnayake L., Ishii S., Satoh H., Okabe S., 2015. *Rapid and successful start-up of Anammox Process by immobilizing the minimal quantity of biomass in PVA-SA Gel Beads*. Water Research, Volume 79, pages: 147-157.
- Baj J, Markiewicz Z., 2016. *Biologia molekularna bakterii*. Wydawnictwo Naukowe PWN, Warszawa, ISBN-13, Wydanie 2.
- Barbusiński K., 2016. *Innowacyjna technologia oczyszczania odcieków pofermentacyjnych*. Napędy i sterowanie hydrauliczne i pneumatyczne. Wydawnictwo „Druk-Art.” SC, Tom R.18, nr 1, strony: 45-50.
- Barnard, J.L., 2006. *Biological nutrient removal: Where we have been, where we are going?* Water Environment Federation, Content source WEFTEC, Volume 2006, Issue 13, pages: 1-25.
- Beńko P., 2011. *Zwiększenie efektywności procesu denitryfikacji w wielofazowych reaktorach biologicznych z osadem czynnym*. Rozprawa doktorska, Wydział Inżynierii Środowiska i Energetyki, Politechnika Krakowska.
- Bernat K., Wojnowska-Baryła I., Dobrzyńska A., 2005. *Usuwanie związków azotowych w warunkach stałego napowietrzania*. Katedra Biotechnologii w Ochronie Środowiska, Uniwersytet Warmińsko-Mazurski, Olsztyn, Wydawca: Komitet Biotechnologii PAN , Biotechnologia, Tom 68, strony: 194-206.
- Błaszczak M., Rzczycka M., 2006. *Biologiczne usuwanie azotu mineralnego ze ścieków*. Postępy Mikrobiologii, Tom 45, Numer 4, strony: 275-286.
- Bock E., Schmidt I., Stuvén R., Zart D., 1995. *Nitrogen loss caused by denitrifying Nitrosomonas cells using ammonium or hydrogen as electron donors and nitrite as electron acceptor*. Archives of Microbiology, Volume 163, pages: 16–20.
- Constantine T., Shea T., Johnson B., 2005. *Newer approaches for treating return liquors from anaerobic digestion*. In IWA Specialized Conference Nutrient Management in Wastewater Treatment Processes and Recycle Streams, Krakow, pages: 455–64.

- Cyplik P., Juzwa W., Marecik R., Powierska-Czarny J., Piotrowska-Cyplik A., Czarny J., 2013. *Denitrification of industrial wastewater: Influence of Glycerol Addition on Metabolic Activity and Community shifts in a microbial consortium*. Chemosphere, Volume 93, Issue 11, pages: 2823–2831.
- Czerwionka K., 2015. *Celowość zastosowania zewnętrznego źródła węgla dla wspomaganie procesu denitryfikacji na przykładzie oczyszczalni w Wielkim Klinczu*. Forum eksploatatora, Wydawnictwo Seidel Przywecki, Numer 5, strony: 32-36.
- Dąda H., Pacuła K., 2018. *Wdrożenie systemu sterowania napowietrzaniem od azotu amonowego z modułem optymalizującym ilość dostarczanego powietrza w oczyszczalni ścieków PGKiM w Sandomierzu Sp. z o.o. w 2017/2018*. Przedsiębiorstwo Gospodarki Komunalnej i Mieszkaniowej w Sandomierzu Sp. z o.o., Forum eksploatatora, Wydawnictwo Seidel Przywecki, Numer 4, strony: 32-36.
- Dalsgaard T., Thamdrup B., 2002. *Factors controlling anaerobic ammonium oxidation with nitrite in marine sediments*. Applied Environmental Microbiology, Volume 68, No. 8, pages: 3802–3808.
- Dominiak K., Skonieczny T., 2021. *Deamonifikacja ANITA MoxTM – wyższość zastosowania kształtek w reaktorze MBBR*. Forum eksploatatora, Wydawnictwo Seidel Przywecki, Numer 6, strony: 28-30.
- Dosta J., Fernandez I., Vazquez-Padin J.R., Mosquera-Corral A., Campos J.L., Mata-Alvarez J., Mendez R., 2008. *Short- and long-term effects of temperature on the Anammox process*. Journal of Hazardous Material, Volume 154, Issues 1-3, pages: 688–93.
- Dymaczewski Z. 2014., *Poradnik Eksploatatora Oczyszczalni Ścieków*. Praca Zbiorowa, Wydawca Polskie Zrzeszenie Inżynierów i Techników Sanitarnych Oddział Dolnośląski, Poznań, ISBN: 83-902173-5-X.
- Dyrektywa Rady UE. 1991. *Dyrektywa Dotycząca Oczyszczania Ścieków Komunalnych (91/271/EWG)*. Traktat Akcesyjny Polski.
- Egli K., Fanger U., Alvarez P.J.J., Siegrist H., Van der Meer J. R., Zehnder A.J.B., 2001. *Enrichment and characteristic on of an anammox bacterium from a rotating biological contactor treating ammonium rich leachate*. Archives of Microbiology, Volume 175, pages: 198–207.
- Klaczyński E., 2012. *Oczyszczalnia Ścieków w Poznaniu– Biologiczne usuwanie azotu*. Envirotech, Wodociągi-Kanalizacja – 12/2012, Portal Komunalny. Pl., <https://portalkomunalny.pl/plus/artukul/oczyszczalnia-sciekow-biologiczne-usuwanie-azotu>.
- European Commission. 2004. *Water cycle and soil-related aspects: water technologies: Results and Opportunities - global change and ecosystems*. European Union, Publisher Luxemburg, L-2985.
- Fernández F.J., Castro M. C., Villasenor J., Rodrigez L. 2011. *Agrofood wastewaters as external carbon source to enhance biological phosphorus removal*. Chemical Engineering Journal, Volume 166, Issue 2, pages: 559–567.
- Freitag A., Rudert M., Bock E., 1987. *Growth of Nitrobacter by dissimilatoric nitrate reduction*. FEMS Microbiology Letters, Volume 48, Issue 1-2, pages: 105–109.

- Fuerst J.A., 2005. *Intracellular compartmentation in planctomycetes* 59. Annual Review of Microbiology, Volume 59, pages: 299–328.
- Fuerst J.A., Sagulenko E., 2011. *Beyond the bacterium: Planctomycetes challenge our concepts of microbial structure and function*. Nature Reviews Microbiology, Volume 9, pages: 403–413.
- Gałczyńska M., Buśko M., Milke J., 2014. Materiały dydaktyczne dla uczestników konkursu wiedzy i umiejętności plastycznych *Rośliny wodne w ocenie jakości wód i ochronie ekosystemów wodnych oraz w oczyszczaniu ścieków bytowych i komunalnych* organizowanego przez Zachodniopomorski Uniwersytet Technologiczny w Szczecinie.
- van de Graaf A. A., Mulder A., De Bruijn P., Jetten M. S. M., Robertson L. A., Keunen J. G., 1995. *Anaerobic oxidation of ammonium is a biologically mediated process*. Applied Environmental Microbiology, Volume 61, No. 4, pages: 1246–1251.
- van de Graaf A.A., de Bruijn P., Robertson L.A., Jetten M.S.M., Kuenen J.G. 1996. *Autotrophic growth of anaerobic ammonium-oxidizing micro-organisms in a fluidized bed reactor*. Microbiology, Volume 142, Issue 8, pages: 2187–2196.
- Grubba D., Majtacz J., Mąkinia J., 2021. *Sulphate reducing ammonium oxidation, (SULFAMMOX) process under anaerobic conditions*. Environmental Technology and Innovation, Volume 22, pages: 1-16.
- Grzebisz W., 2009. *Nawożenie roślin uprawnych. Nawozy i systemy nawożenia. Cz. II*. Państwowe Wydawnictwo Rolnicze i Leśne w Poznaniu, strony: 67–78.
- Gutwiński P., 2012. *Comparative study on two methods of anammox® Process start-up in sequencing batch reactor(SBR)*, Rozprawa Doktorska, Wydział Inżynierii Środowiska i Energetyki, Politechnika Śląska, Gliwice.
- Güven D., Dapena A., Kartal B., Schmid M. C., Maas B., van de Pas-Schoonen K., Sozen S., Mendez R., Op den Camp H. J. M., Jetten M.S.M., Strous M., Schmidt I., 2005. *Propionate oxidation by and methanol inhibition of anaerobic ammonium oxidizing bacteria*. Applied Environmental Microbiology, Volume 71, No. 2, pages: 1066–71.
- Hao X., Heijnen J. J., Van Loosdrecht M. C. M., 2002. *Sensitivity analysis of a biofilm model describing a one-stage completely autotrophic nitrogen removal (CANON) Process*. Biotechnology and Bioengineering, Volume 77, pages: 266–277.
- Hartwig P., 2017. *Combined Treatment of Sewage Sludge and Solid Waste Organic Fraction – the Duplex-Technology*. Iranica Journal of Energy and Environment Volume 8, pages: 44–47.
- Hartwig P., Passiou K., 2007. *Efficient biogas production with small WWTP using cofermentation das PANDA-Verfahren zur schlammwasserbehandlung - verfahrenstechnik, anwendung, betriebsergebnisse, Kosten (PANDA Process for sludge water treatment – Technology, Application, Operational Experience)*. Wasserwirtschaftliches Kolloquium der Leibniz Universität Hannover, [uest.ntua.gr/swws/proceedings/pdf/SWWS2016_Hartwig](http://www.uest.ntua.gr/swws/proceedings/pdf/SWWS2016_Hartwig).

- Henze M., Harremoes P., Jansen J., Arvin E., 2002. *Oczyszczalnie Ścieków – Procesy Biologiczne i Chemiczne*. Wydawnictwo Politechniki Świętokrzyskiej w Kielcach, ISBN: 83-911200-4-X, Wydanie 1.
- Henze M., Harremoes P., Jansen J., Arvin E., la Cour J.J. 1997. *Wastewater Treatment*. Springer-Verlag, Berlin, Germany, ISSN: 1863-5520.
- Hippen. A., Rosenwinke I.K.-H., Baumgarten G., Seyfried C. F., 1997. *Aerobic deammonification: a new experience in the treatment of wastewaters*. Water Science and Technology, Volume 35, Issue 10, pages: 111–120.
- Hryniewicz K., 2021. *Wdrożenie Technologii Anita Mox w reaktorze ze złożem zawieszonym (MBBR) do usuwania azotu z odcieków z zamkniętych komór fermentacyjnych w Oczyszczalni Ścieków Dębogórze w Gdyni*. Forum eksploatatora, Wydawnictwo Seidel Przywecki, Numer 6, strony: 24-27.
- <https://www.aquael.pl>. 2021. *Grzałka z Termostatem*.
- <https://www.aquael.pl>. 2021. *Napowietrzacze OXYBOOST PLUS i Cyrkulatory*.
- <https://www.jumo.pl>. 2010. *Elektrody pH/Temperatury/Redox (Elektrody Kombinowane)*. JUMO: Temperatura, ciśnienie, analiza cieczy, automatyzacja <https://www.jumo.pl>.
- <https://www.jumo.pl>. 2010. *Jumo AQUIS Tauch S - Modułarny Wielokanałowy Analizator Cieczy Ze Zintegrowanym Regulatorem i Rejestratorem*. Instrukcja Obsługi.
- <https://www.jumo.pl>. 2010, 2021. *JUMO DigiLine Inteligentny Czujnik Optyczny Tlenu Rozpuszczonego z Interfejsem Cyfrowym i Wyjściem Analogowym*. Instrukcja.
- https://www.researchgate.net/figure/Sharon-Anammox-process-ASM-News-2001_fig3_280419594. Strona Internetowa Producenta.
- <https://www.veoliawatertechnologies.pl/technologie/anita-mox>. *ANITA™ Mox Efektywny Proces Deamonifikacji w Oczyszczalni Ścieków Dębogórze*.
- <https://www.veoliawatertechnologies.pl/technologie/anita-mox>. *ANITA™ Mox Zrównoważone Oczyszczanie Ścieków Wysoko Obciążonych Amoniakami*.
- <https://www.veoliawatertechnologies.pl/technologie/anita-mox>. *Proces Anammox Rozwiązanie Dla Ścieków Wysokoobciążonych Amoniakami*. Veolia.
- <https://www.veoliawatertechnologies.pl/technologie/anita-mox>. *Proces ANITA™ Mox Opracowany do Obróbki Strumieni o Dużym Obciążeniu Amoniakami*.
- <https://www.wodociagi.slupsk.pl/2020/01/20/bakterie-z-austrii-pomagaja-usuwac-azot-w-slupsku/>. Strona Internetowa Słupskich Wodociągów.
- <http://wawa-tech.com/technologies/demon>. Strona Internetowa Producenta.
- <http://www.grontmij.com/highlights/water-and-energy/>. 2016. Documents/DEMON-Sustainable-Nitrogen-Removaldeammonification.Pdf.”

- Hu H. W., He J.Z., 2017. *Comammox – a newly discovered nitrification process in the terrestrial nitrogen cycle*. *Frontiers in Soils and Sediments – Review Article*, Volume 17, pages: 2709–2017.
- Huang H. K., Tseng S. K., 2001. *Nitrate reduction by Citrobacter diversus under aerobic environment*. *Applied Microbiology and Biotechnology*, Volume 55, pages: 90–94.
- van Hulle S. W. H., 2005. *Modelling, simulation and optimization of autotrophic nitrogen removal processes*. PhD Thesis, Faculteit Bio-Ingenieurswetenschappen, University of Gent, ISBN: 90-5989-050-7.
- Isaka K., Sumino T., Tsuneda S., 2007. *High nitrogen removal performance at moderately low temperature utilizing anaerobic ammonium oxidation reactions*. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, Volume 103, Issue 5, pages: 486–490.
- Jetten M. S. M., Cirpus I., 2005. *1994-2004, 10 years of research on the anaerobic oxidation of ammonium*. *Biochemical Society Transactions*, Volume 33, pages: 119-123.
- Jetten M.S.M., Strous M., van de Pas-Schoonen K.T., Schalk J., van Dongen U.G, van de Graaf A.A., Logemann S., Muyzer G., van Loosdrecht M.C.M., Kuenen J.G., 1998. *Thean aerobic oxidation of ammonium*. *FEMS Microbiology Reviews*, Volume 22, Issue 5, pages: 421–37.
- Jetten M.S.M., Wagner M., Fuerst J., van Loosdrecht M., Kuenen G., Strous M., 2001. *Microbiology and application of the anaerobic ammonium oxidation ('Anammox') Process*. *Current Opinion in Biotechnology*, Volume 12, Issue 3, pages: 283–288.
- Jing C., Xiang J. J., Zheng P., 2010. *Isolation and identification of bacteria responsible for simultaneous anaerobic ammonium and sulphate removal*. *Science China Chemistry*, Volume 53, pages: 645–50.
- Majtacz J., 2015. *Ocena badań kinetycznych procesu usuwania azotu z odcieków w procesie nityfikacji–denityfikacji w reaktorze typu SBR*. Rozprawa Doktorska, Wydział Inżynierii Lądowej i Środowiska, Politechniki Gdańska.
- Jodango M., Wszolek W., Berger M., Górski S., Skonieczny T., 2016. *Raport końcowy z wykonanych badań pilotowych ANITA™MOX w PEWiK Gdynia*. PEWiK Gdynia, strona Internetowa wodociągów w Gdyni, www.pewik.gdynia.pl.
- Kartal B., 2008. *Ecophysiology of the anammox bacteria*. Radbound University Nijmegen, Department of Microbiology, PhD Thesis, ISBN 978 90 90227 14 6.
- Kaszubowska M., 2015. *Ocena badań kinetycznych procesu denityfikacji w komorach osadu czynnego z dozowaniem zewnętrznego źródła węgla*. Praca doktorska, Wydział Inżynierii Lądowej i Środowiska, Politechnika Gdańska.
- Katedra Technologii Oczyszczania Wody i Ścieków. 2019. *Oczyszczanie Ścieków*. Instrukcje do ćwiczeń laboratoryjnych, wszystkie stopnie i kursy, Politechnika Wroclawska .
- Kita M., 2010. *Modernizacja oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze*. Materiały ZPWik Sp. z o.o. w Zabrze.

- Klaczyński E., 2012. *Oczyszczalnia Ścieków – Biologiczne Usuwanie Azotu*. <http://e-czytelnia.abrys.pl/public/img/logo.png> Wodociągi – Kanalizacja.
- Klaczyński E., 2019. *Biologiczne usuwanie azotu ze ścieków komunalnych*. Forum eksploatatora, Wydawnictwo Seidel Przywecki, Numer 1, strony: 14-18.
- Klimiuk E., Łebkowska M., 2004. *Biotechnologia w Ochronie Środowiska*. Wydawnictwo Naukowe PWN, Warszawa, ISBN 8301140674.
- Kopeć Ł. M., 2014. *Ilościowe i jakościowe aspekty procesu denitryfikacji w reaktorze ze złożem ruchomym*. Rozprawa doktorska, Wydział Inżynierii Lądowej i Środowiska, Politechnika Gdańska.
- Kopiec D., 2015. *Wpływ modernizacji oczyszczalni ścieków na efektywność usuwania niejonowych związków powierzchniowo czynnych na przykładzie Miejskiej Oczyszczalni Ścieków w Błoniu*. Rozprawa doktorska, Wydział Technologii Chemicznej Instytut Chemii i Elektrochemii Technicznej, Politechnika Poznańska.
- Kozubowska M., 2015. *Ocena badań kinetycznych procesu denitryfikacji w komorach osadu czynnego z dozowaniem zewnętrznego źródła węgla*. Rozprawa doktorska, Wydział Inżynierii Lądowej i Środowiska, Politechnika Gdańska.
- Lackner S., Gilbert E. M., Vlaeminck S. E., Joss A., Horn H., van Loosdrecht M. C. M., 2014. "Full-scale partial nitrification/anammox experiences--an application survey." *Water Research*, Volume 55, pages: 292-303.
- LEMTECH Konsulting Sp. z o.o. 2011. *Analiza działalności zmodernizowanej Oczyszczalni Ścieków*. Materiały własne ZPWIK Sp. z o.o.
- Leoniak M., Janiak K., Kokurewicz Ł., Muszyński-Huhajło M., Miodoński S., Iliaszewicz P., Szetela R., Balbierz P., Knap M., Skonieczny T., Chrobot P., Rucka K., 2018. *Optymalizacja usuwania azotu – poprawa efektów oczyszczania i krok na drodze do samowystarczalności energetycznej wrocławskiej Oczyszczalni Ścieków – podsumowanie projektu*. Forum eksploatatora, Wydawnictwo Seidel Przywecki, Numer 1, strony: 24-31.
- Lindsay M.R., Webb R.I., Strous M., Jetten M.S.M., Butler M.K., Forde R.J., Fuerst J.A., 2001. *Cell compartmentalization in planctomycetes: novel types of structural organisation for the bacterial cell*. *Archives of Microbiology*, Volume 175, pages: 413–429.
- van Loosdrecht M.C.M, Jetten M.S.M., 1998. *Microbiological conversions in nitrogen removal*. *Water Science & Technology*, Volume 38, pages: 1–7.
- Lu H., Chandran K., 2010. *Factors promoting emissions of nitrous oxide and nitric oxide from denitrifying sequencing batch reactors operated with methanol and ethanol as electron donors*. *Biotechnology and Bioengineering*, Volume 106, No. 3, pages: 390–398.
- Christensson M., Gaid K., Seberac P., "ANITA™ Mox Proces Note.", Materiały własne Veolia.

- Christensson M., Ekström S., Lemaire R., Vaillant E., Bundgaard E., Chauzy J., Stålhandske L., Hong Z., Ekenberg M., 2011. *ANITA™ Mox – A BioFarm solution for fast start-up of deammonifying MBBRs*. Water Environment Federation, Issue 18, ISSN 1938-6478.
- Mąkinia J., 2018. *Identyfikacja, charakterystyka i modelowanie procesu COMAMMOX - nowego ogniwa w obiegu azotu w układach oczyszczani ścieków*. Projekt Badawczy, Narodowe Centrum Nauki (NCN) (National Science Centre), Wydział Inżynierii Lądowej i Środowiska, Politechnika Gdańska.
- Makuch A., 2009. *Biologiczne usuwanie związków azotu ze ścieków zawierających sulfonaminy*. Rozprawa doktorska, Wydział Chemiczny, Politechnika Gdańska, Królewska Politechnika w Sztokholmie.
- Marcinkowski M., Sobotka D., 2015. *Konkurencyjność bakterii nitryfikacyjnych (AOB i NOB) jako podstawa strategii prowadzenia procesu częściowej nitryfikacji*. Nauki Techniczne i Inżynieryjne Katedra Inżynierii Sanitarnej, Wydział Inżynierii Lądowej i Środowiska, Politechnika Gdańska, Edycja 1, strony: 75-81.
- Mazurkiewicz M., 2010. *Nowe systemy usuwania związków azotu ze ścieków*. Zeszyty Naukowe, Inżynieria Środowiska, Uniwersytet Zielonogórski, Tom 140, strony: 142-151.
- Morales, N., Vázquez-Padín, J. R., Rogalla, F., Crutchik, D. and Garrido, J. M., 2017. *Struvite crystallization in a full scale plant after autotrophic nitrogen removal (ELAN® Process)*. Project: The Potential of Innovative Technologies to Sustainability of Sewage, The BIG phosphorus conference and exhibition – Removal & Recovery, Manchester.
- Nguyen N. H., van Tuan D., Nhat P., T. T. Thanh., Nguyen T. Nguyen X., Nguyen P. D., 2017. *Application of Oxygen limited autotrophic nitritation/denitrification (OLAND) for anaerobic latex processing wastewater treatment*. International Biodeterioration & Biodegradation, Volume 124, pages: 45–55.
- van Niftrik Fuerst L. A., Jaap J. A, Kuenen S. S. D., Jetten J. G., Strous M. S. M. 2004. *Thean ammonoxome an in tracytoplasmic compartment in Anammox bacteria*. FEMS Microbiology Letters , Volume 233, pages: 7–13.
- Niżyńska A., 2005. *Denitryfikacja azotanów w wodach podziemnych*. Rozprawa doktorska, Instytut Inżynierii Ochrony Środowiska, Politechniki Wrocławskiej.
- Obwieszczenie Ministra Infrastruktury i Budownictwa. 2016. *W Sprawie Ogłoszenia Jednolitego Tekstu Rozporządzenia Ministra Budownictwa w Sprawie Sposobu Realizacji Obowiązków Dostawców Ścieków Przemysłowych Oraz Warunków Wprowadzania Ścieków Do Urzędzeń Kanalizacyjnych*.
- Oshiki M., Shimokawa M., Fujii N., Satoh H., Okabe S., 2011. *Physiological characteristics of the anaerobic ammonium-oxidizing bacterium 'Candidatus Brocadia Sinica*. Microbiology Society, Volume 157, Issue 6, pages: 1706–13.
- PB – 39; Wydanie 4 z dn. 19.06.2020 r. 2020. *Oznaczanie Zawiesiny w Osadzie*. Norma.

- PB – 49; Wydanie 4 z dn. 19.06.2020 r. 2020. *Oznaczanie Indeksu Mohlmana*. Norma.
- PB – 50; Wydanie 4 z dn. 19.06.2020 r. 2020. *Oznaczanie Opadalności Osadu*. Norma.
- PB-12 wydanie 7. 2020. *Oznaczanie Azotu Ogólnego w Ściekach*. Norma.
- PB-42 wydanie 4 z dnia 19.06.2020r wg Hermanowicza. 2020. *Zasadowość*. Norma.
- Pęciak-Foryś G., Barbusiński K., Żołnierczyk M., 2021. *Eksploatacja oczyszczalni ścieków w warunkach przeciążenia ładunkiem azotu z odcieków pofermentacyjnych*. INSTAL, Tom 9, strony: 45–49.
- Pęciak-Foryś G., Barbusiński K., Filipek K., 2019. *Analysis of the possible application of deammonification technology in the municipal wastewater treatment plant in Zabrze*. Architecture Civil Engineering Environment ACEE The Silesian University of Technology, Volume 12, No.4, pages: 115-123.
- Płaza E., Trela J., Gut L., Löwén M., Szatkowska B., 2003. *Deammonification process for treatment of ammonium rich wastewater*. Joint Polish-Swedish Reports, Department of Land and Water Resources Engineering, Royal Institute of Technology, Stockholm, Sweden, No. 10.
- Płonka I., Pieczykolan B., 2017. *Ocena wpływu systemu technologicznego oczyszczania ścieków na charakterystykę osadu czynnego*. Przegląd Naukowy Inżynieria i Kształtowanie Środowiska, Volume 26, No. 3, strony: 383-393.
- PN- ISO 15705:2005. 2005. *Oznaczanie ChZT w Ściekach*. Norma.
- PN-82/C-04576/08. 1982. *Oznaczanie Azotu Azotanowego w Ściekach*. Norma.
- PN-EN ISO 5815-1:2019-12, PN-EN 1899-2:2002. 2019. *Oznaczanie BZT5 w Ściekach*. Norma 2002.
- PN-EN 872:2007 +Apl:2007. 2007. *Oznaczanie Zawiesiny*. Norma.
- PN-EN 25663:2001. 2001. *Oznaczanie Azotu Kiejdahla w Ściekach*. Norma.
- PN-EN 26777:1999. 1999. *Oznaczanie Azotu Azotynowego w Ściekach*. Norma.
- PN-EN ISO 5814:2013-04. 2013. *Oznaczanie Tlenu Rozpuszczonego*. Norma.
- PN-EN ISO 6878:2006 +Ap1:2010+Ap2:2010. 2006. *Oznaczanie Fosforu Ogólnego w Ściekach*. Norma 2010.
- PN-ISO 5664:2002, PN-ISO 7150-1:2002. 2002. *Oznaczanie Azotu Amonowego w Ściekach*. Norma.
- Przywara L., Adamiec A., 2017. *Changes in organic matter composition during municipal sewage treatment*. Proceedings of ECOpole, Towarzystwo Chemii i Inżynierii Ekologicznej, Volume 11, No. 2, strony: 571-580.
- Remiszewska-Skwarek A., Fudala-Książek S., 2016. *Ocena skuteczności usuwania azotu amonowego w technologii Anita Mox z wód poosadowych na podstawie badań w skali półtechnicznej w GOŚ 'Dębogórze' PEWIK Gdynia Sp. z o.o. Gaz, Woda i Technika Sanitarna, Tom 12, strony: 466-471.*

- Ren-Cun J., Guang-Feng Y., Jin-JinY., Ping Z., 2012. *The Inhibition of the Anammox Process. A review*, Chemical Engineering Journal , Volume 197, pages: 67–79.
- del Rio A. V., Fuentes A.P., Giustinianovich E.A., Gomez J. L. C., Mosquera-Corral A., 2017. *Anammox process: technologies and application to industrial effluents*. Technologies for the Treatment and Recovery of Nutrients from Industrial Wastewater, pages: 264–289.
- Ritchie G.A.F., Nicholas D.J.G., 1972. *Identification of the sources of nitrogen oxide produced by oxidative and reductive processes in Nitrosomonas europaea*. Biochemical Journal, Volume 126, pages: 111-19.
- Rozporządzenie Ministra Gospodarki Morskiej i Żeglugi Śródlądowej. 2019. *W Sprawie substancji szczególnie szkodliwych dla środowiska wodnego oraz warunków, jakie należy spełnić przy wprowadzaniu do wód lub do ziemi ścieków, a także przy odprowadzaniu wód opadowych lub roztopowych do wód lub do urządzeń wodnych*.
- Sadecka Z. 2010. *Podstawy biologicznego oczyszczania ścieków*. Wydawnictwo Seidel-Przywecki Sp. z o.o., Wydanie 1, ISBN: 978-83-6956-16-8.
- Salem S., Berends D.H.J.G., Hiejnen J.J., Van Loordercht M.C.M., 2003. *Bio-Augmentation by nitrification with return sludge*. Water Research, Volume 37, pages: 1794–1804.
- Schmid M., 2003. *Candidatus Scalindua Brodae, sp. nov., Candidatus ‘Scalindua Wagneri’, sp. nov., Two new species of Anaerobic Ammonium Oxidizing Bacteria*. Systematic and Applied Microbiology, Volume 26, Issue 4, pages: 529–538.
- Schmidt I., Bock E., 1997. *Anaerobic ammonia oxidation with nitrogen oxide by Nitrosomonas eutropha*. Archives of Microbiology , Volume 167, pages: 106–111.
- Schmidt I., Sliemers O., Schmid M., Cirpus I., Strous M., Bock E., Kuenen J.G., Jetten M.S.M., 2002. *Aerobic and anaerobic ammonia oxidizing bacteria – Competitors or Natural Partners*. FEMS Microbiology Ecology, Volume 39, Issue 3, pages: 175–181.
- Siegrist H., Reithaar S., Lais P. , 1998. *Nitrogen removal from digester supernatant – comparison of chemical and biological methods*. Water Science and Technology, Volume 37, Issues (1-2), pages: 399–406.
- Sobotka D., 2018. *Badanie efektywności usuwania azotu ze ścieków w reaktorze sekwencyjnym z granulowanym osadem anammox*. Rozprawa doktorska, Wydział Inżynierii Lądowej i Środowiska, Politechnika Gdańska.
- Sobotka D., Hryniewicz K., Marcinkowski M., Majtacz J., Grubba D., Mąkinia J., 2021. *Nowe kierunki usuwania azotu w oczyszczalniach ścieków*. Forum eksploatatora , Wydawnictwo Seidel Przywecki, Numer 2, strony: 32-38.
- Strona internetowa programu Smart-PLANT. “<https://cordis.europa.eu/article/id/413417-closing-the-loop-wastewater-treatment-becomes-more-sustainable-and-nearly-carbon-neutral/pl>.”
- Strous M., Kuenen J.G., Jetten M.S.M., 1999. *Key physiology of anaerobic ammonium oxidation*. Applied and Environmental Microbiology, Volume 65, No. 7, pages: 3248–50.

- Strous M., 2000. *Microbiology of anaerobic ammonium oxidation*. PhD Thesis, Technical University of Delft, Holland.
- Szatkowska B., 2007. *Performance and control of biofilm systems with partial nitrification and anammox for supernatant treatment*. Doctoral Thesis, KTH, School of Architecture and the Built Environment (ABE), Land and Water Resources Engineering, Stockholm.
- Szatkowska B., Cema G., Plaza E., Trela J., Hultman B., 2007. *A One-Stage system with partial nitrification and anammox processes in the moving-bed biofilm reactor*. Water Science and Technology, Volume 55, Issues 8-9, pages: 19-26.
- Szatkowska B., Plaza E., Trela J., 2003. *Preliminary studies on deammonification process kinetics. Integration and optimisation of urban sanitation systems*. Joint Polish-Swedish Reports, No 10. Royal Institute of Technology, TRITA-LWR.REPORT 3004-SE, pages: 89-97.
- Szatkowska B., Plaza E., Trela J., Bosander J., Hultman B., 2005. *Application of conductivity measurements for monitoring of nitrogen removal in the partial nitrification/anammox process*. IWA International Conference on Nutrient Management in Wastewater Treatment Processes and Recycle Streams, Krakow, pages: 717-24.
- Szewczyk K.W., 2005. *Biologiczne metody usuwania związków azotu ze ścieków*. Oficyna Wydawnicza Politechniki Warszawskiej, ISBN: 83-7207-513-1.
- Tchobanoglous G., Stensel H. D., Tsuchihashi R., Burton F., 2014. *Wastewater Engineering, Treatment and Resource Recovery*. New York: McGraw-Hill Education, Issue 5, ISBN: 978-0073401188.
- Third K. A., Sliemers O., Kuenen J. G., Jetten M. S. M., 2001. *The CANON System (Completely Autotrophic Nitrogen-Removal Over Nitrite) under ammonium limitation: Interaction and competition between three groups of bacteria*. Systematic and Applied Microbiology, Volume 24, Issue 4, pages: 588-96.
- Tomaszewski M., Cema G., Ziemińska-Buczyńska A., 2017. *Influence of temperature and pH on the anammox process. A review and meta-analysis*. Chemosphere, Volume 182, pages: 203-214.
- Tomska A., 2015. *Wykorzystanie bakterii alcaligenes faecalis w oczyszczaniu ścieków metodą osadu czynnego*. Inżynieria i Ochrona Środowiska, Politechnika Częstochowska, Tom 18, No. 4, pages: 563-571.
- Trela J., 2000. *Intensyfikacja biologicznego usuwania azotu w dwufazowym procesie osadu czynnego ze wstępną denitryfikacją*. Rozprawa doktorska, Wydział Inżynierii Środowiska i Energetyki, Politechnika Krakowska.
- Tuong H. P., Nguyenab D., Phana N., Luonga D., Van Truonga T.T., An K., Huynha., Furukawac K., 2019. *Application of CANON Process for nitrogen removal from anaerobically pretreated husbandry wastewater*. International Biodeterioration & Biodegradation, Volume 136, pages: 15-23.

- Vázquez-Padín, J.R., Pozo, M.J., Jarpa, M., Figueroa, M., Franco, A., Mosquera-Corral, A., Campos, J.L. i Mendez, R. 2009. *Treatment of anaerobic sludge digester effluents by the CANON Process in an air pulsing SBR*. Journal of Hazardous Material, Volume 166, Issue 1, pages: 336–341.
- WaWa Tech. 2021. *Proces deamonifikacji DEMON®* - Materiały własne - WaWaTech
- Sikora W., 2020. *Operat wodnoprawny dla oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze*. Materiały własne ZPWik Sp. z o.o.
- Wrage N., Velthof G. L., van Beusichem M. L., Oenema O., 2001. *Role of nitrifier denitrification in the production of nitrous oxide*. Soil Biology & Biochemistry, Volume 33, Issues 12-13, pages: 1723–1732.
- Yu L., Yuan Y., Chen S., Zhuang L., Zhou S., 2015. *Direct uptake of electrons for autotrophic denitrification by thiobacillus denitrificans*. Electrochemistry Communications, Volume 60, pages: 126–130.
- Zacherl-John K., Przywecki W., 2018. *Dwustopniowa deamonifikacja TERRAMOX realizowana w celu utrzymania właściwego stężenia azotu w odpływie na przykładzie wybranych oczyszczalni*. Forum eksploatatora , Wydawnictwo Seidel Przywecki, Numer 3, strony: 30-36.
- Zang D., Cui L., Madani R.M.A., Wang H., Zhu H., Liang J., 2019. *Effect of nitrite on sulphate reducing ammonium oxidation*. Water Science & Technology, Volume 80, pages: 534–643.
- Zart D., Bock E., 1998. *High rate of aerobic nitrification and denitrification by Nitrosomonas eutropha grown in a fermentor with complete biomass retention in the Presence of Gaseous NO₂ or NO*. Archives of Microbiology, Volume 169, pages: 282–286.
- Ziemińska A., 2011. *Nitryfikacja w osadzie czynnym – Mikrobiologiczne spojrzenie na procesy utleniania amoniaku*. Stowarzyszenie Inżynierów i Techników Przemysłu Chemicznego, Chemik, Volume 65, No. 3, strony: 192-199.
- Żubrowska-Sudoł M., 2017 *Nowoczesne polskie rozwiązania w gospodarce wodno-ściekowej*. Zakład Zaopatrzenia w Wodę i Odprowadzenia Ścieków, Wydział Instalacji Budowlanych Hydrotechniki i Inżynierii Środowiska, Politechnika Warszawska.

Spis tabel

Tabela 1. Formy azotu w ściekach surowych dopływających do komunalnych oczyszczalni ścieków w różnych krajach (Majtac, 2015).....	14
Tabela 2. Zalety i wady procesu deamonifikacji w bocznym ciągu technologicznym w stosunku do konwencjonalnej nityfikacji-denitryfikacji (Tomaszewski, 2017)	39
Tabela 3. Parametry jakości ścieków oczyszczonych wg Załącznika nr 2	50
Tabela 4. Stężenia i ładunki azotu ogólnego w ściekach surowych dopływających głównym ciągiem w latach 2018 i 2019	53
Tabela 5. Stężenia azotu amonowego i azotu ogólnego w ściekach technologicznych będących odciekami po procesie zagęszczania w latach 2018 i 2019.....	55
Tabela 6. Stężenia azotu amonowego i azotu ogólnego w odciekach po procesie odwadniania prefermentowanych osadów ściekowych na wirówkach dekantacyjnych w latach 2018 i 2019	56
Tabela 7. Porównanie podstawowych rzeczywistych parametrów pracy biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu w odniesieniu do modelu odwzorowującego ten węzeł.	65
Tabela 8. Harmonogram analiz ścieków surowych, oczyszczonych oraz osadów pięciu serii pomiarów w modelu odzwierciedlającym węzeł usuwania azotu Oczyszczalni Śródmieście	66
Tabela 9. Charakterystyka pracy osadu czynnego w komorze nityfikacji w modelu odwzorowującym węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu.....	69
Tabela 10. Charakterystyka pracy osadu czynnego w komorze denitryfikacji w modelu odwzorowującym węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu.....	70
Tabela 11. Charakterystyka pięciu strumieni ścieków surowych ze zmiennym obciążeniem azotem poddawanych procesowi oczyszczania w modelu odwzorowującym węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu surowych	71
Tabela 12. Charakterystyka ścieków oczyszczonych po procesie nityfikacji i denitryfikacji ścieków surowych ze zmiennym obciążeniem azotem w modelu odwzorowującym węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrzu	71
Tabela 13. Charakterystyka odcieków powstających w czasie odwadniania prefermentowanych osadów ściekowych	72
Tabela 14. Parametry eksploatacyjne technologii ANITA™Mox®, jako przykład oszczędności energii	86

Tabela 15. Rzeczywiste parametry fizykochemiczne odcieków po odwadnianiu osadu przefermentowanego z oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze (16.02.2022r) ..	100
Tabela 16. Parametry fizykochemiczne dopływu i odpływu z bioreaktora po okresie dwutygodniowej eksploatacji układu (3.03.2022r)	101
Tabela 17. Parametry fizykochemiczne odcieku po odwadnianiu osadów oraz dopływu ścieków surowych do bioreaktora na początku Serii II (13.04.2022r)	111
Tabela 18. Parametry fizykochemiczne dopływu i odpływu z bioreaktora ANITA™Mox® – Seria II Faza I.....	139
Tabela 19. Parametry fizykochemiczne dopływu i odpływu z bioreaktora ANITA™Mox® – Seria II Faza II.....	140
Tabela 20. Parametry fizykochemiczne dopływu i odpływu z bioreaktora ANITA™Mox® – Seria II Faza III.....	141

Spis rysunków

Rys. 1. Schemat przemian, jakie zachodzą w przyrodzie z udziałem azotu (Niżyńska, 2005)	12
Rys. 2. Klasyczny obieg azotu amonowego w systemie oczyszczania ścieków (Klaczyński, 2012) ...	13
Rys. 3. Ścieżki przemian różnych form azotu (Płaza, 2003).....	18
Rys. 4. Schemat budowy komórki bakterii Anammox (Fuerst, 2011).....	25
Rys. 5. Klasyczna nityfikacja i denityfikacja a proces Anammox (Sadecka, 2010).....	26
Rys. 6. Wpływ temperatury na max. szybkość reakcji (SAA) dla osadu granulowanego (Dosta, 2008).....	27
Rys. 7. Schemat instalacji i działanie układu z zastosowaniem systemu SHARON Anammox® ...	31
Rys. 8. Schemat cyklicznego reaktora deamonifikacyjnego DEMON® (WaWa Tech 2021)	32
Rys. 9. Zasada procesu ANITA™Mox® MBBR	33
Rys. 10. Schemat instalacji i działanie układu z zastosowaniem systemu BABE® (Barbusiński, 2016)	34
Rys. 11. Schemat instalacji i działanie układu z zastosowaniem systemu ELAN® (Morales 2017)	34
Rys. 12. Schemat procesu dwustopniowej instalacji PANDA® (Hartwig, 2007).....	35
Rys. 13. Schemat instalacji i działanie układu z zastosowaniem systemu CANON® (Tuong, Huynha, 2019)	36
Rys. 14. Schemat instalacji i działanie układu z zastosowaniem systemu OLAND® (Nguyen, 2017)	36
Rys. 15. Schemat blokowy oczyszczalni Śródmieście (Kita, 2010)	51
Rys. 16. Zastosowanie procesu ANITA™Mox® w ciągu technologicznym z uwzględnieniem schematu oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze	80
Rys. 17. Przykład nośników kształtek. Po lewej typ K3 po prawej typ K5 (Jodango, 2016).....	81
Rys. 18. Bakterie Anammox na nośniku - kształtce.....	82
Rys. 19. Badania wewnętrzne: ANITA™Mox® (Christensson i in. 2007).....	83
Rys. 20. Schemat usuwania azotu amonowego wewnątrz błony biologicznej na powierzchni nośnika w reaktorze MBBR (Christensson 2007)	84
Rys. 21. Usuwanie azotu: konwencjonalne i w procesie ANITA™Mox® (Christensson i in. 2007)	85
Rys. 22. Schemat ideowy laboratoryjnego modelu technologii ANITA™Mox®	90

Spis wykresów

Wykres 1. Stężenia azotu amonowego, azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® – Seria I	103
Wykres 2. Stężenie azotu amonowego procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® oraz stopień jego usunięcia – Seria I	103
Wykres 3. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do procentowego poziomu redukcji azotu amonowego – Seria I	104
Wykres 4. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do temperatury prowadzonego procesu – Seria I	105
Wykres 5. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do stężenia tlenu rozpuszczone podczas prowadzonego procesu – Seria I	105
Wykres 6. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do odczynu pH podczas prowadzonego procesu – Seria I	106
Wykres 7. Zmiany wartości stężenia tlenu rozpuszczonego i pH w procesie ANITA™Mox® – Seria I (20% usunięcia azotu amonowego)	107
Wykres 8. Zmiany wartości pH i temperatury w procesie ANITA™Mox® – Seria I (20% usunięcia azotu amonowego)	107
Wykres 9. Zmiany wartości stężenia tlenu rozpuszczonego i temperatury w procesie ANITA™Mox® – Seria I (20% usunięcia azotu amonowego)	108
Wykres 10. Wartości stężenia azotu amonowego na dopływie i odpływie z bioreaktora oraz azotu azotynowego i azotanowego w ściekach oczyszczonych podczas pięciogodzinnego testu aktywności bakterii Anammox	109
Wykres 11. Stężenia azotu amonowego, azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® – Seria II Faza I	117
Wykres 12. Stężenia azotu amonowego, azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® – Seria II Faza II	118
Wykres 13. Stężenia azotu amonowego, azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® – Seria II Faza III	119
Wykres 14. Efekty pracy modelowego bioreaktora ANITA™Mox® – Seria II	120
Wykres 15. Stężenie azotu amonowego procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do jego obciążenia – Seria II	120

Wykres 16. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do pH prowadzonego procesu – Seria II Faza I.....	121
Wykres 17. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do temperatury prowadzonego procesu – Seria II Faza I.....	122
Wykres 18. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do stężenia tlenu rozpuszczonego prowadzonego procesu – Seria II Faza I	122
Wykres 19. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do pH prowadzonego procesu – Seria II Faza II.....	123
Wykres 20. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do temperatury prowadzonego procesu – Seria II Faza II.....	124
Wykres 21. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do stężenia tlenu rozpuszczonego prowadzonego procesu – Seria II Faza II	124
Wykres 22. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do pH prowadzonego procesu – Seria II Faza III.....	125
Wykres 23. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do temperatury prowadzonego procesu – Seria II Faza III.....	126
Wykres 24. Stężenie azotu amonowego w procesie deamonifikacji na dopływie i odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do stężenia tlenu rozpuszczonego prowadzonego procesu – Seria II Faza III	126
Wykres 25. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do pH prowadzonego procesu – Seria II Faza I.....	127
Wykres 26. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do temperatury prowadzonego procesu – Seria II Faza I.....	128
Wykres 27. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do stężenia tlenu rozpuszczonego prowadzonego procesu – Seria II Faza I	128
Wykres 28. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do pH prowadzonego procesu – Seria II Faza II.....	129

Wykres 29. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do temperatury prowadzonego procesu – Seria II Faza II.....	130
Wykres 30. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do stężenia tlenu rozpuszczonego prowadzonego procesu – Seria II Faza II	130
Wykres 31. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do pH prowadzonego procesu – Seria II Faza III.....	131
Wykres 32. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do temperatury prowadzonego procesu – Seria II Faza III.....	132
Wykres 33. Stężenie azotu azotynowego i azotanowego w procesie deamonifikacji na odpływie z bioreaktora ANITA™Mox® w odniesieniu do stężenia tlenu rozpuszczonego prowadzonego procesu – Seria II Faza III	132
Wykres 34. Zmiany wartości pH i tlenu rozpuszczonego w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza I (74% usunięcia azotu amonowego)	133
Wykres 35. Zmiany wartości pH i tlenu rozpuszczonego w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza II (82% usunięcia azotu amonowego)	134
Wykres 36. Zmiany wartości pH i tlenu rozpuszczonego w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza III (86% usunięcia azotu amonowego)	134
Wykres 37. Zmiany wartości pH i temperatury w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza I (74% usunięcia azotu amonowego).....	135
Wykres 38. Zmiany wartości pH i temperatury w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza II (82% usunięcia azotu amonowego).....	136
Wykres 39. Zmiany wartości pH i temperatury w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza III (86% usunięcia azotu amonowego).....	136
Wykres 40. Zmiany wartości pH i tlenu rozpuszczonego w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza I (74% usunięcia azotu amonowego)	137
Wykres 41. Zmiany wartości pH i tlenu rozpuszczonego w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza II (82% usunięcia azotu amonowego)	137
Wykres 42. Zmiany wartości pH i tlenu rozpuszczonego w procesie ANITA™Mox® – Seria II Faza III (86% usunięcia azotu amonowego)	138

Spis zdjęć

Zdjęcie 1	Osadnik wtórny i wielofunkcyjny reaktor biologiczny (JHB) w Oczyszczalni Śródmieście	47
Zdjęcie 2	Urządzenia węzła przeróbki osadu w Oczyszczalni Śródmieście	48
Zdjęcie 3	Zbiornik biogazu w Oczyszczalni Śródmieście.....	49
Zdjęcie 4	Biofiltr w oczyszczalni Śródmieście	50
Zdjęcie 5	Punkt zlewczy ścieków dowożonych w Oczyszczalni Śródmieście	54
Zdjęcie 6	Model odwzorowujący węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze.....	63
Zdjęcie 7	Model odwzorowujący węzeł biologicznego usuwania azotu Oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze – System sterujący i kontrolujący przepływy	64
Zdjęcie 8	Biofarma kształtek dla reaktora MBBR ANITA™Mox®	87
Zdjęcie 9	Laboratoryjny model reaktora MBBR ANITA™Mox®	88
Zdjęcie 10	Laboratoryjne stanowisko usuwania azotu z odcieków w technologii ANITA™Mox®	89

Załącznik 1

PROJEKT PROCESOWY W SKALI TECHNICZNEJ

Na podstawie uzyskanych wyników badań z wykorzystaniem modelu bioreaktora ANITA™Mox® oraz doświadczeń procesowych, technicznych i technologicznych, a także po zebraniu wszystkich dostępnych danych, przygotowano zestawienie parametrów pracy potencjalnej instalacji deamonifikacji w skali technicznej. Proponowane rozwiązanie projektu procesowego bazuje na wytycznych technologicznych procesu ANITA™Mox® oraz uwzględnia rzeczywistą charakterystykę dopływających ścieków i generowanych odcieków w oczyszczalni ścieków Śródmieście w Zabrze.

Zaproponowany system został zaprojektowany i zoptymalizowany tak, aby pasował do obszaru i środowiska, w którym zostałyby zainstalowane oraz aby zminimalizować niezbędne kubatury i osiągnąć maksymalny stopień usunięcia azotu. Proces zaprojektowano na **gwarantowaną redukcję azotu na poziomie 85%**.

Poniżej przedstawiono główne założenia projektowe:

- ANITA™Mox® – wyjściowe parametry projektowe

Parametr	Jednostka	Wartość projektowana
Dopływ do instalacji	m ³ /h	200
Ładunek NH ₄ -N	kg/d	218
Projektowe stężenia dopływające		
ChZT	mg O ₂ /dm ³	737
BZT5	mg O ₂ /dm ³	604
Zawiesina	mg/dm ³	190
NH ₄ -N	mg/dm ³	1092
Temperatura	°C	30
Zasadowość	mval/dm ³	4740

• ANITA™Mox® – charakterystyka procesu

Parametr	Jednostka	Wartość projektowana
Ilość reaktorów	szt.	1
Objętość biologiczna reaktora	m ³	213
Wymiary reaktora	m	7,36 × 5,00 × 5,79
Wysokość wolnej burty	m	0,8
Typ [kształtek/mediów]	-	AnoxK™5
System napowietrzania	-	średnio pęcherzykowe
Biologiczne zapotrzebowanie na powietrze (T=25°C)	Nm ³ /h	468
Całkowite zapotrzebowanie na powietrze ze współczynnikiem bezpieczeństwa 20%	Nm ³ /h	583

• ANITA™Mox® – wyposażenie instalacji

Kształtki AnoxK™5	
✓ Powierzchnia	800 m ² /m ³ ± 1 %
✓ Funkcja	Kształtki do biofilmu w biologicznych procesach denitryfikacji, nityfikacji i usuwania materii organicznej.
Sita cylindryczne	
✓ Lokalizacja	W reaktorach MBBR
✓ Funkcja	Zatrzymanie kształtek w reaktorze
✓ Ilość	1 sito cylindryczne
✓ Osprzęt	W komplecie aeratory sitowe utrzymujące czystość ekranów wylotowych
System napowietrzania	
✓ Lokalizacja	Reaktory ANITA™ Mox®
✓ Funkcja	Dostarczanie powietrza niezbędnego do aktywności biologicznej i mieszania.
✓ Nośnik	Powietrze z dmuchaw
✓ Charakterystyka	System napowietrzania składa się z kilku rusztów na reaktor, które pokrywają dolną powierzchnię. Granicą dostawy są kołnierze w odległości 28 cm od dna reaktora (lub wyżej), rury pionowe/kolektorowe nie są objęte w ofercie. Usługi instalacyjne/montaże nie są zawarte w ofercie.

Mieszadło	
✓ Lokalizacja	Reaktory ANITA™ Mox®
✓ Funkcja	Mieszanie cieczy i mediów. Uwaga: uzupełniające mieszanie mechaniczne w reaktorze ANITA™Mox jest korzystne w celu zwiększenia zewnętrznego transferu masy zanieczyszczeń z cieczy w masie do biofilmu, gdy przepływ powietrza napowietrzającego jest bardzo niski lub tymczasowo wyłączony (np. podczas rozruchu, w sytuacjach niskiego obciążenia itp.) oraz zapewnienie jednorodnych warunków w cieczy luzem i umożliwienie czujnikom/analizatorowi uzyskania wiarygodnych pomiarów (np. podczas rozruchu). Ponieważ mieszanie mechaniczne jest komplementarne, nie należy oczekiwać jednorodnego mieszania, chyba że jest stosowane razem z napowietrzaniem.
✓ Ilość	1 sztuka, 4 kW każdy
✓ Charakterystyka	Mieszadło montowane od góry. Typ: Hiperboloid
System zraszaczy	
✓ Lokalizacja	Reaktory ANITA™ Mox®
✓ Funkcja	Zapobiega nadmiernemu tworzeniu piany
✓ Ilość	7 sztuk
✓ Charakterystyka	Zasilanie poprzez oczyszczone ścieki z oczyszczalni ścieków

- ANITA™Mox® – zakres dostawy dla zestawu startowego
 - Analizator NH₄-N (wlot)
 - Analizator NH₄-N
 - Analizator/ sensor NO₃-N
 - Analizator/ sensor NO₂ (tylko podczas uruchomienia)
 - Pomiar przewodności (opcjonalnie)
 - pH
 - Przetwornik poziomu
 - Przepływomierz na wlocie
 - Przepływomierz powietrza (na każdym rurociągu kolektora każdego reaktora)
 - Przetwornice częstotliwości do dmuchaw, pomp zasilających i mieszaczy.
- ANITA™Mox® – konfiguracja PLC

Serwer OPC UA i most OPC: Sterownik PLC podłączony do serwera / komputera podłączonego do Internetu (technologia szerokopasmowa lub komórkowa). Komputer / serwer musi mieć zainstalowany serwer OPC UA i mostek OPC.