



**Politechnika Wroclawska**

**Wydział Inżynierii Środowiska**

Katedra Technologii Oczyszczania Wody i Ścieków

**ROZPRAWA DOKTORSKA**

MODELOWANIE I SYMULACJA PROCESU OSADU CZYNNEGO  
W KONTEKŚCIE GOSPODARKI ENERGETYCZNEJ OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW

**mgr inż. Piotr Balbierz**

Promotor:

dr hab. inż.. Ryszard Szetela, prof. P.Wr.

Wrocław, 2016

*I would rather have questions that can't be answered  
than answers that can't be questioned.*

Richard Feynman

## PODZIĘKOWANIA

Panu profesorowi Ryszardowi Szeteli, za wieloletnią inspirację, wyrozumiałość i wsparcie przy tworzeniu niniejszej rozprawy oraz niedościgniony wzór wiedzy i rzetelności naukowej.

Panom Jerzemu Goduli i Ireneuszowi Kawalkiewiczowi, technologom oczyszczalni ścieków we Wrocławiu i Lesznie, za życzliwe wprowadzenie w zawłość układów technologicznych oczyszczalni oraz bezcenne doświadczenie praktyczne, którym zechcieli się ze mną podzielić.

Paniom Iwonie Kamosz i Bożenie Mierzwie, z laboratorium analitycznego WOŚ, za życzliwe podejście do wprowadzanych zmian oraz owocną wymianę doświadczeń w zakresie analityki ścieków i osadów.

Kamilowi, Mateuszowi, Marcinowi, Stanisławowi, kolegom z zespołu badawczego, za interesujące dyskusje i pomoc w realizacji prac badawczych.

Rodzinie, a w szczególności Rodzicom, za wychowanie, wieloletnie wsparcie i zaufanie.

*Last but not least*, Marcie, za miłość, zrozumienie i cierpliwość (szczególnie w ostatnich tygodniach pisania pracy) oraz nieocenioną pomoc w realizacji prac badawczych i tworzeniu niniejszej rozprawy.

Praca doktorska była realizowana w ramach projektów badawczo-wdrożeniowych dotyczących optymalizacji oczyszczalni ścieków we Wrocławiu i Lesznie realizowanych we współpracy i dzięki finansowaniu MPWiK S.A. we Wrocławiu oraz MPWiK Sp. z o.o. w Lesznie.

## STRESZCZENIE

Dysertacja dotyczy problematyki optymalizacji technologicznej i ekonomicznej eksploatacji oczyszczalni ścieków, w oparciu o skalibrowany model układu osadu czynnego, w kontekście praktycznej weryfikacji protokołu symulacyjnego IWA, na przykładzie niedawno zmodernizowanej, w ramach KPOŚK, Wrocławskiej Oczyszczalni Ścieków. Przedstawiona, w odniesieniu do krajowych uwarunkowań, tematyka pracy wpisuje się w szerszy kontekst nowoczesnej gospodarki wodno-energetycznej w komunalnych OŚ.

We wprowadzeniu (rozdział 1.) zaprezentowano cel i zakres oraz tezy pracy, a także uzasadnienie celowości podjętego tematu.

W części teoretyczno-literaturowej (rozdział 2.) przedstawiono proces oczyszczania ścieków na tle globalnej gospodarki wodą i energią oraz potencjał wykorzystania ścieków jako źródła surowców i energii, a także możliwości poprawy bilansu energetycznego i osiągnięcia samowystarczalności energetycznej OŚ. Omówiono problematykę optymalizacji OŚ, ze szczególnym uwzględnieniem wykorzystania skalibrowanych modeli matematycznych procesów. Zaprezentowano protokół symulacyjny IWA, będący propozycją wytycznych stosowania modeli osadu czynnego i prowadzenia projektów symulacyjnych. Przeanalizowano wybrane zagadnienia kalibracji modeli osadu czynnego, którym poświęcono szczególną uwagę w trakcie realizacji pracy, a które dotyczyły wyznaczania: wieku osadu, charakterystyki frakcji zanieczyszczeń w ściekach oraz stałej szybkości przyrostu nityfikantów. Omówiono problematykę sterowania i regulacji w OŚ, w tym zagadnienie wypracowania strategii sterowania pracą układu osadu czynnego, a zwłaszcza systemem napowietrzania.

Metodyka badań (rozdział 3.) obejmuje charakterystykę obiektów badawczych: oczyszczalni ścieków we Wrocławiu i Lesznie oraz opis wykorzystanych metod badawczych, wraz z zakresem i metodyką oznaczeń analitycznych.

Część badawcza pracy (rozdziały 4. do 8.) została ustrukturyzowana, zgodnie z wytycznymi protokołu IWA, w postaci projektu symulacyjnego, obejmującego 5 etapów: definicję projektu, zbieranie i weryfikację danych, budowę modelu, kalibrację i walidację modelu oraz badania symulacyjne.

Wyjściowy cel projektu symulacyjnego skupiał się na optymalizacji ekonomicznej pracy systemu napowietrzania reaktorów biologicznych WOŚ. Zdiagnozowano niezadawalającą jakość zbioru rutynowych danych eksploatacyjnych, a także problemy z utrzymaniem wymaganego stężenia azotu ogólnego w odpływie z oczyszczalni – mimo jej modernizacji. W związku z tym, wypracowano i wdrożono zestaw działań korygujących (w tym metodykę oznaczeń laboratoryjnych) oraz rozszerzono cel projektu w kierunku optymalizacji technologicznej, czego skutkiem było wydłużenie okresu realizacji projektu o około 18 miesięcy. Podjęte działania przełożyły się na znaczącą poprawę jakości nowo zebranych danych eksploatacyjnych, a w konsekwencji umożliwiły bardzo dobrą kalibrację modelu, adekwatnie odzwierciedlającego dynamiczne przebiegi czasowe istotnych charakterystyk procesowych WOŚ.

Na podstawie wyników, specjalnie zaplanowanej i przeprowadzonej, szarzy pomiarowej stwierdzono, że metoda frakcjonowania, bazująca na wykorzystaniu filtrów 0,1 i 1,2  $\mu\text{m}$ , pozwala w spójny sposób wyznaczyć frakcje rozpuszczone, koloidalne i zawieszone związków organicznych, azotu i fosforu w ściekach, przy czym udziały frakcji  $S_5$  wyznaczone metodami

fizyczno-chemicznymi i respirometrycznymi różniły się istotnie, co potwierdza rozbieżności sygnalizowane w literaturze.

Przeprowadzone badania właściwości i kinetyki osadu czynnego pozwoliły na wyznaczenie szeregu parametrów modelu ASM 2d. Wyznaczone wartości mieściły się generalnie w zakresach wartości typowych. W szczególności wartości maksymalnej stałej szybkości przyrostu nitryfikantów dla LOŚ i WOŚ były bliskie wartości domyślnej modelu ASM 2d. Potwierdza to aktualne doniesienia literaturowe o stosunkowo małej zmienności tego parametru pomiędzy OŚ, w polemice z poglądem przeciwnym, bardzo mocno utrwaloną wieloletnią tradycją.

Wykazano, że jakość kontroli wieku osadu prostą metodą hydrauliczną, bazującą na pomiarach przepływu strumieni ścieków i osadu, jest porównywalna z metodą klasyczną, zatem metoda ta może być wykorzystywana do sterowania wiekiem osadu w praktyce eksploatacyjnej OŚ.

Skonstruowano dynamiczny model układu osadu czynnego WOŚ, na bazie modelu biokinetycznego ASM 2d i jednowymiarowego modelu osadnika wtórnego. Układ komór reaktora biologicznego został zamodelowany w postaci zastępczej kaskady reaktorów o pełnym wymieszaniu, odzwierciedlającej wyniki badań znacznikowych oraz rzeczywistą konstrukcję reaktora i układ systemu napowietrzania.

Brak długiego okresu stabilnych warunków pracy WOŚ spowodował konieczność zastosowania oryginalnej (nie opisanej dotąd w literaturze) procedury kalibracji modelu. Pozwoliło to jednak na walidację przewidywań modelu w szerokim zakresie warunków zasilania i eksploatacji WOŚ. Skalibrowany model umożliwił trafną prognozę odpowiedzi rzeczywistego układu na wdrożenie modyfikacji technologicznych wypracowanych na etapie badań symulacyjnych.

W trakcie kalibracji modelu WOŚ zidentyfikowano istotne niedostatki modelu ASM 2d, w zakresie sposobu modelowania procesu lizy oraz powstającej w jej wyniku nierozpuszczonej, nierozkładalnej frakcji organicznej, a także frakcji zawiesin mineralnych pochodzących z dopływu. Zaproponowano odpowiednie modyfikacje modelu ASM 2d, pozwalające na wyeliminowanie tych niedostatków.

Skalibrowany model został skutecznie wykorzystany w badaniach symulacyjnych strategii sterowania pracą układu osadu czynnego WOŚ, ze szczególnym uwzględnieniem algorytmów regulacji systemu napowietrzania.

Analiza parametrów obiektu oraz wstępne badania symulacyjne pokazały, że czynnikami limitującymi efektywność usuwania azotu są: pojemność komór denitryfikacji, wydajność recyrkulacji wewnętrznej i wysokie stężenia tlenu w komorach nitryfikacji.

Analiza symulacyjna algorytmów regulacji stężenia tlenu wykazała, że działania bezinwestycyjne umożliwiają jednoczesne obniżenie średniego stężenia azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych o 3,0–3,5 g N/m<sup>3</sup> (wobec wartości dopuszczalnej 10 g N/m<sup>3</sup>) oraz kosztów napowietrzania o 20–30% w stosunku do wariantu projektowego. Wypracowano zalecenia dotyczące zmiany układu komór reaktora biologicznego, obniżenia zadanych stężeń tlenu i zwiększenia wydajności recyrkulacji wewnętrznej, które zostały wdrożone do praktyki eksploatacyjnej i przyczyniły się do znaczącej poprawy usuwania azotu.

Wnioski końcowe wraz z krytyczną oceną protokołu symulacyjnego IWA, a także postulowane kierunki dalszych badań zawarto w rozdziale 9.

**Słowa kluczowe:** optymalizacja oczyszczalni ścieków, protokół symulacyjny IWA, kalibracja i walidacja modelu osadu czynnego ASM, badania symulacyjne

# SPIS TREŚCI

PODZIĘKOWANIA .....	ii
STRESZCZENIE .....	iii
SPIS TREŚCI .....	v
SPIS NAJWAŻNIEJSZYCH OZNACZEŃ .....	viii
<b>1 WPROWADZENIE .....</b>	<b>1</b>
1.1. WSTĘP I UZASADNIENIE CELOWOŚCI PODJĘTEGO TEMATU .....	1
1.2. CEL I ZAKRES PRACY .....	7
1.2.1. <i>Cel pracy</i> .....	7
1.2.2. <i>Zakres pracy</i> .....	8
1.3. TEZY PRACY .....	9
<b>2 PRZEGLĄD LITERATURY .....</b>	<b>10</b>
2.1. OCZYSZCZANIE ŚCIEKÓW W KONTEKŚCIE GOSPODARKI WODĄ I ENERGIĄ .....	10
2.1.1. <i>Powiązania pomiędzy wodą i energią</i> .....	10
2.1.2. <i>Ścieki jako źródło surowców i energii</i> .....	11
2.1.3. <i>Koncepcja samowystarczalności energetycznej oczyszczalni ścieków</i> .....	16
2.2. OPTIMALIZACJA OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW – KAPRYS CZY KONIECZNOŚĆ? .....	19
2.3. MODEL MATEMATYCZNY OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW .....	26
2.3.1. <i>Kalibracja modelu</i> .....	31
2.3.2. <i>Model ASM 2d</i> .....	34
2.4. PROTOKÓŁ SYMULACYJNY IWA .....	38
2.4.1. <i>Definicja projektu</i> .....	39
2.4.2. <i>Zbieranie i weryfikacja danych</i> .....	41
2.4.3. <i>Budowa modelu</i> .....	42
2.4.4. <i>Kalibracja i walidacja modelu</i> .....	43
2.4.5. <i>Symulacje i interpretacja wyników</i> .....	46
2.5. WYBRANE ZAGADNIENIA KALIBRACJI MODELI OSADU CZYNNEGO .....	47
2.5.1. <i>Wiek osadu jako najważniejszy parametr procesowy układów osadu czynnego</i> .....	48
2.5.2. <i>Charakterystyka frakcji zanieczyszczeń w ściekach</i> .....	55
2.5.3. <i>Maksymalna stała szybkości przyrostu nitryfikantów</i> .....	67
2.6. STEROWANIE PRACĄ OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW .....	70
2.6.1. <i>Sterowanie pracą systemu napowietrzania</i> .....	74
<b>3 METODYKA BADAŃ .....</b>	<b>79</b>
3.1. OBIEKTY BADAWCZE .....	79
3.1.1. <i>Wrocławska Oczyszczalnia Ścieków</i> .....	79
3.1.2. <i>Leszczyńska Oczyszczalnia Ścieków</i> .....	83
3.2. METODY BADAWCZE .....	86
3.2.1. <i>Badania właściwości ścieków</i> .....	86
3.2.2. <i>Badania profili stężenia tlenu i zanieczyszczeń w komorach</i> .....	92
3.2.3. <i>Badania właściwości osadu czynnego</i> .....	93
3.2.4. <i>Badania kinetyczne osadu czynnego</i> .....	94
3.2.5. <i>Zakres i metodyka oznaczeń analitycznych</i> .....	101

<b>4</b>	<b>DEFINICJA PROJEKTU.....</b>	<b>105</b>
<b>5</b>	<b>ZBIERANIE I WERYFIKACJA DANYCH.....</b>	<b>107</b>
5.1.	WSTĘPNA ANALIZA DANYCH EKSPLOATACYJNYCH .....	107
5.2.	ANALIZA DANYCH EKSPLOATACYJNYCH NA POTRZEBY KALIBRACJI .....	111
5.3.	BADANIA WŁAŚCIWOŚCI ŚCIEKÓW.....	115
5.3.1.	<i>Badania zmienności składu ścieków.....</i>	<i>117</i>
5.3.2.	<i>Badania podziału frakcyjnego zanieczyszczeń w ściekach.....</i>	<i>120</i>
5.4.	BADANIA PROFILI STĘŻENIA ZANIECZYSZCZEŃ W KOMORACH.....	133
5.5.	BADANIA WŁAŚCIWOŚCI OSADU CZYNNEGO .....	134
5.5.1.	<i>Badania parametrów chemicznych osadu czynnego.....</i>	<i>134</i>
5.5.2.	<i>Badania właściwości sedymentacyjnych osadu czynnego.....</i>	<i>135</i>
5.6.	BADANIA KINETYCZNE OSADU CZYNNEGO .....	136
5.6.1.	<i>Badania szybkości poboru tlenu.....</i>	<i>136</i>
5.6.2.	<i>Badania szybkości nityfikacji.....</i>	<i>138</i>
5.6.3.	<i>Badania szybkości denityfikacji.....</i>	<i>141</i>
5.6.4.	<i>Badania szybkości uwalniania i poboru fosforanów.....</i>	<i>143</i>
5.7.	WYZNACZENIE WIEKU OSADU .....	146
5.8.	WNIOSKI.....	148
<b>6</b>	<b>BUDOWA MODELU.....</b>	<b>150</b>
6.1.	ZAŁOŻENIA OGÓLNE .....	150
6.2.	WYBÓR MODELI SKŁADOWYCH .....	151
6.2.1.	<i>Model hydrauliczny i hydrodynamiczny.....</i>	<i>151</i>
6.2.2.	<i>Model napowietrzania i transferu tlenu.....</i>	<i>152</i>
6.2.3.	<i>Model biokinetyczny osadu czynnego.....</i>	<i>154</i>
6.2.4.	<i>Model osadnika wtórnego.....</i>	<i>154</i>
6.3.	MODEL UKŁADU OSADU CZYNNEGO WOŚ.....	154
<b>7</b>	<b>KALIBRACJA I WALIDACJA MODELU.....</b>	<b>158</b>
7.1.	KALIBRACJA MODELU WOŚ .....	158
7.1.1.	<i>Uwarunkowania kalibracji modelu WOŚ.....</i>	<i>158</i>
7.1.2.	<i>Podział zanieczyszczeń w ściekach na frakcje modelu ASM 2d.....</i>	<i>159</i>
7.1.3.	<i>Kalibracja rozszerzonego modelu ASM 2d.....</i>	<i>162</i>
7.1.4.	<i>Kalibracja modelu osadnika wtórnego.....</i>	<i>173</i>
7.1.5.	<i>Zidentyfikowane niedostatki modelu ASM 2d.....</i>	<i>174</i>
7.2.	WALIDACJA MODELU WOŚ .....	179
7.2.1.	<i>Zmiana układu komór.....</i>	<i>180</i>
7.2.2.	<i>Zmiana wydajności recyrkulacji wewnętrznej.....</i>	<i>181</i>
7.3.	WNIOSKI.....	182
<b>8</b>	<b>BADANIA SYMULACYJNE.....</b>	<b>183</b>
8.1.	KONTEKST BADAŃ SYMULACYJNYCH.....	183
8.2.	PORÓWNANIE STARYCH I NOWYCH REAKTORÓW BIOLOGICZNYCH WOŚ .....	184
8.2.1.	<i>Porównanie układu i pojemności komór.....</i>	<i>185</i>
8.2.2.	<i>Porównanie wydajności recyrkulacji wewnętrznej.....</i>	<i>187</i>
8.2.3.	<i>Porównanie uzyskiwanych efektów oczyszczania.....</i>	<i>188</i>
8.2.4.	<i>Teoretyczna efektywność usuwania azotu.....</i>	<i>189</i>
8.3.	ZAŁOŻENIA I DANE DO BADAŃ SYMULACYJNYCH .....	190
8.3.1.	<i>Założenia do badań symulacyjnych.....</i>	<i>190</i>
8.3.2.	<i>Dane do badań symulacyjnych.....</i>	<i>191</i>

8.4.	SYMULACJE WSTĘPNE.....	193
8.4.1.	<i>Zadane stężenie N-NO<sub>3</sub> na odpływie z komory denitryfikacji .....</i>	<i>193</i>
8.4.2.	<i>Wiek osadu oraz temperatura.....</i>	<i>196</i>
8.4.3.	<i>Stopień recyrkulacji zewnętrznej i wewnętrznej.....</i>	<i>199</i>
8.4.4.	<i>Rozdział ścieków pomiędzy komory KDR i KB .....</i>	<i>202</i>
8.4.5.	<i>Podsumowanie .....</i>	<i>203</i>
8.5.	BADANIA ALGORYTMÓW STEROWANIA NAPOWIETRZANIEM .....	204
8.5.1.	<i>Regulacja stałowartościowa .....</i>	<i>205</i>
8.5.2.	<i>Regulacja okresowa .....</i>	<i>217</i>
8.5.3.	<i>Regulacja zmiennowartościowa.....</i>	<i>222</i>
8.5.4.	<i>Regulacja stałowartościowa przy zwiększonej wydajności recyrkulacji wewnętrznej .....</i>	<i>228</i>
8.5.5.	<i>Porównanie strategii sterowania .....</i>	<i>232</i>
8.5.6.	<i>Zalecenia wdrożeniowe.....</i>	<i>236</i>
8.6.	WNIOSKI.....	237
<b>9</b>	<b>PODSUMOWANIE.....</b>	<b>239</b>
9.1.	WNIOSKI KOŃCOWE.....	239
9.2.	KIERUNKI DALSZYCH BADAŃ.....	240
	<b>LITERATURA .....</b>	<b>242</b>
	<b>SPIS TABEL.....</b>	<b>248</b>
	<b>SPIS RYSUNKÓW .....</b>	<b>251</b>
	<b>ZAŁĄCZNIKI.....</b>	<b>255</b>

## SPIS NAJWAŻNIEJSZYCH OZNACZEŃ

- ASM – model osadu czynnego (z *ang.* Activated Sludge Model)
- BZT<sub>5</sub> – 5-dobowe biochemiczne zapotrzebowanie na tlen, g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>
- ChZT – chemiczne zapotrzebowanie na tlen, g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>
- dBZT – długoterminowy test BZT
- DO – tlen rozpuszczony (z *ang.* dissolved oxygen)
- ffChZT – metoda oznaczania ChZT po wstępnej flokulacji ścieków i filtracji przez filtr 0,45 μm
- GAO – bakterie akumulujące glikogen (z *ang.* glycogen accumulating organisms)
- GMP-TG - Grupa Robocza ds. Dobrych Praktyk Modelowania (z *ang.* Good Modelling Practice Task Group)
- IWA – Międzynarodowe Stowarzyszenie ds. Wody (z *ang.* International Water Association)
- KB – komora beztlenowa (anaerobowa)
- KD – komora denitryfikacji (anoksydacyjna)
- KDR – komora denitryfikacji recyrkulatu
- KN – komora nityfikacji (napowietrzania, tlenowa, oksydacyjna)
- KOCz – komory osadu czynnego
- KPOŚK – Krajowy Program Oczyszczania Ścieków Komunalnych
- LKT – lotne kwasy tłuszczowe
- LOŚ – Oczyszczalnia ścieków miasta Leszna w Henrykowie
- mk – mieszkaniec
- MR – mieszkaniec równoważny
- NUR – szybkość poboru azotanów
- N<sub>og</sub> – stężenie azotu ogólnego, g N/m<sup>3</sup>
- OŚ – oczyszczalnia ścieków
- OUR – szybkość poboru tlenu
- PAO – bakterie akumulujące fosforany (z *ang.* phosphate accumulating organisms)
- P<sub>og</sub> – stężenie fosforu ogólnego, g P/m<sup>3</sup>
- PUB – podwyższone usuwanie związków biogenych
- RLM – równoważna liczba mieszkańców
- T – temperatura, °C
- WO – wiek osadu, d
- WOŚ – Wrocławska Oczyszczalnia Ścieków
- $\mu_{A, max}$  – maksymalna stała szybkości przyrostu nityfikantów, d<sup>-1</sup>

---

# WPROWADZENIE

## 1.1. Wstęp i uzasadnienie celowości podjętego tematu

W ostatniej dekadzie obserwuje się diametralną zmianę podejścia do zagadnień dotyczących procesów oczyszczania ścieków. Dotychczas, ścieki traktowane były jako odpad związany z działalnością człowieka, który należy unieszkodliwić w celu ochrony zdrowia publicznego oraz środowiska, głównie wód odbiornika. Obecnie, coraz częściej zagadnienia dotyczące oczyszczania ścieków rozważa się w znacznie szerszym kontekście globalnego przepływu energii oraz obiegu wody i pierwiastków w przyrodzie – ścieki zaczynają być postrzegane jako źródło energii i surowców wtórnych (wody i pierwiastków biogennych) (Olsson, 2012c). Sam proces oczyszczania ścieków natomiast coraz częściej uważa się za proces przemysłowy, co wraz z rosnącym udziałem kosztów energii w kosztach eksploatacji, sprawia, że coraz większego znaczenia nabiera kwestia efektywności technologicznej i ekonomicznej procesu. Wykazano również, że w przypadku wielu oczyszczalni ścieków możliwe jest osiągnięcie samowystarczalności energetycznej (Svardal i Kroiss, 2011) poprzez pokrycie średniego zapotrzebowania na energię ze źródeł znajdujących się na terenie oczyszczalni, a narzędziem do osiągnięcia tego celu jest wielotorowa i zazwyczaj długotrwała optymalizacja oczyszczalni ścieków głównie w zakresie minimalizacji zużycia i maksymalizacji produkcji energii elektrycznej na terenie oczyszczalni (Nowak i in., 2011).

W pierwszej połowie XX wieku, gdy oczyszczanie ścieków dotyczyło głównie usuwania związków organicznych i zawiesin, nie przywiązywano istotnej wagi do przemian związków biogennych, choć wysoki stopień nitryfikacji uważano za wskaźnik wysokiej skuteczności oczyszczania ścieków w procesach biologicznych. Wraz ze wzrostem świadomości dotyczącej wpływu związków biogennych na wody odbiornika, tj. toksyczności azotu amonowego dla organizmów wodnych oraz roli azotu, a szczególnie fosforu w procesach eutrofizacji, stopniowo wprowadzano wymagania dotyczące utleniania azotu amonowego, a w dalszej kolejności usuwania azotu i fosforu ze ścieków komunalnych. W komunalnych oczyszczalniach ścieków usuwanie związków azotu i fosforu ze ścieków realizuje się głównie metodami biologicznymi w procesie osadu czynnego, czasami wspomaganymi chemicznym strącaniem fosforu. Z uwagi na skomplikowanie oraz wzajemne zależności zaawansowanych procesów oczyszczania, a także

konieczność zapewnienia wymaganych stężeń zanieczyszczeń na odpływie z oczyszczalni przy dużej zmienności warunków pracy oraz jednoczesnej minimalizacji kosztów inwestycyjnych i eksploatacyjnych (związanych z zużyciem energii, środków chemicznych oraz produkcją osadu) w ostatniej dekadzie zdecydowanie zwiększa się wykorzystanie modeli matematycznych procesu osadu czynnego do projektowania, modernizacji, optymalizacji i eksploatacji oczyszczalni ścieków komunalnych (Melcer i in., 2003).

Obecnie stosowane modele matematyczne procesu osadu czynnego, aby właściwie przewidywać zachowanie rzeczywistych układów oczyszczania ścieków, wymagają przeprowadzenia kalibracji dla danego obiektu, która powinna obejmować określenie składu ścieków, współczynników kinetycznych i stechiometrycznych oraz parametrów procesowych. Dostępne procedury kalibracyjne charakteryzują się znaczną czaso-, praco- i kosztownością, ponadto wymagają często dostępu do zaawansowanej aparatury badawczej, co ogranicza praktyczne wykorzystanie modeli przez jednostki badawcze i projektowe, jak wykazała międzynarodowa ankieta dotycząca zastosowań modeli osadu czynnego w praktyce projektowania i eksploatacji oczyszczalni ścieków (Hauduc i in., 2009). Wśród innych przeszkód ograniczających bardziej powszechne zastosowanie modeli osadu czynnego wymieniono m.in.:

- dużą liczbę dostępnych modeli o złożonej strukturze, przy jednoczesnym braku ich porównania oraz braku informacji dotyczących ograniczeń poszczególnych modeli,
- brak standardowych i ujednoczonych procedur zbierania, analizy, weryfikacji i korekty spójności danych eksploatacyjnych (w tym charakterystyki podziału frakcyjnego zanieczyszczeń w ściekach),
- brak standardowych i ujednoczonych procedur właściwej kalibracji i walidacji modelu,
- a także wątpliwości dotyczące jakości i niepewności przewidywań modeli.

Wychodząc na przeciw oczekiwaniom branży ściekowej, Grupa Robocza ds. Dobrych Praktyk Modelowania (GMP-TG) Międzynarodowego Stowarzyszenia ds. Wody (IWA) opracowała i zaproponowała wytyczne dotyczące wykorzystania modeli osadu czynnego (Rieger i in., 2013). Celem przedstawionego protokołu symulacyjnego jest zebranie i usystematyzowanie dostępnej wiedzy, a także wdrożenie standardowej metodyki prowadzenia badań symulacyjnych, która powinna przyczynić się do zmniejszenia wymaganego nakładu pracy oraz poprawy jakości, porównywalności i powtarzalności uzyskiwanych wyników, co pozwoli na bardziej wiarygodne porównywanie różnych badań symulacyjnych, w celu wypracowania najlepszych praktyk postępowania. Należy jednak zauważyć, że zaproponowane wytyczne określają ogólny schemat prowadzenia i dokumentowania badań symulacyjnych, nie narzucając jednocześnie wyboru konkretnego modelu, ani metod wyznaczania podziału frakcyjnego zanieczyszczeń w ściekach czy wartości parametrów modelu (np. maksymalnej stałej szybkości przyrostu nitryfikantów), gdyż zagadnienia te wciąż są niewystarczająco rozpoznane i wymagają dalszych prac badawczych.

### **Uwarunkowania gospodarki ściekowej w Polsce**

Po transformacji ustrojowej w 1989 r., w Polsce podjęto olbrzymi wysiłek w celu nadgonienia zapóźnień cywilizacyjnych, również w bardzo zaniedbanym sektorze ochrony środowiska, a w szczególności oczyszczania ścieków komunalnych. Działania te wynikały w dużej mierze

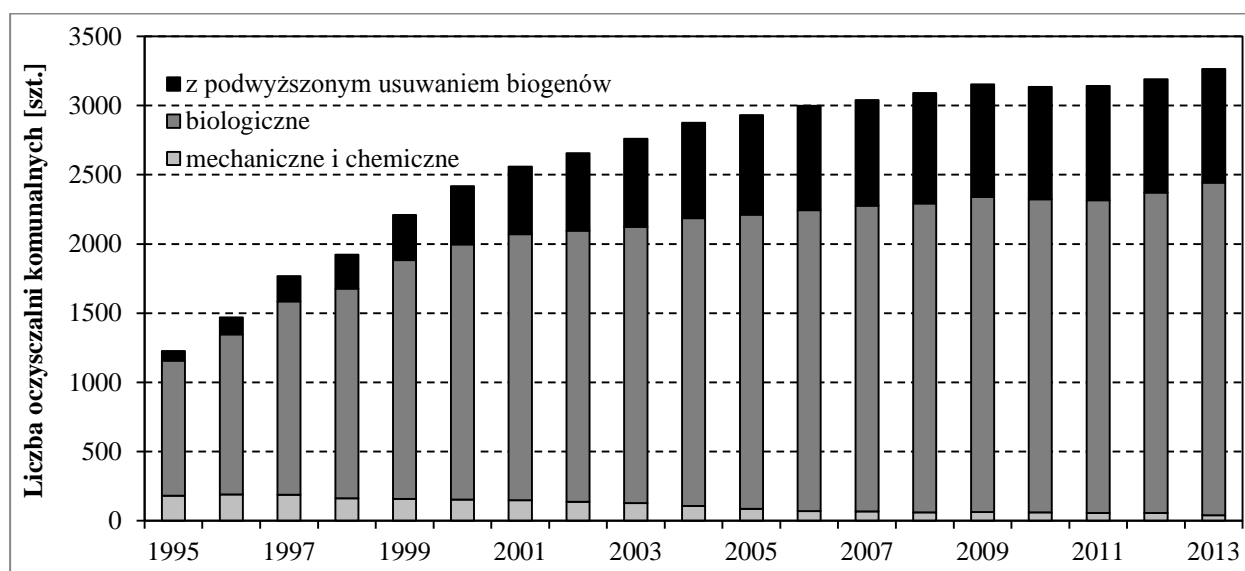
z konieczności poprawy stanu środowiska wodnego oraz dostosowania polskiego prawodawstwa do prawodawstwa europejskiego, w trakcie kolejnych etapów integracji z Unią Europejską, i były realizowane zarówno przed, jak i po przystąpieniu Polski do Unii Europejskiej w 2004 r.

Głównym europejskim aktem prawnym w zakresie oczyszczania ścieków jest dyrektywa Rady z dnia 21 maja 1991 r. dotycząca oczyszczania ścieków komunalnych (91/271/EWG), której celem jest ochrona środowiska poprzez ograniczenie odprowadzania niedostatecznie oczyszczonych ścieków do odbiorników, co w konsekwencji będzie miało decydujący wpływ na osiągnięcie co najmniej dobrego stanu wód wymaganego tzw. Ramową Dyrektywą Wodną (dyrektywa 2000/60/WE Parlamentu Europejskiego i Rady z dnia 23 października 2000 r. ustanawiającą ramy wspólnotowego działania w dziedzinie polityki wodnej). Dyrektywa 91/271/EWG została zaimplementowana w prawie polskim ustawą z dnia 18 lipca 2001 r. Prawo wodne (Dz.U. 2001 nr 115 poz. 1229, z późn. zm.) wraz z odpowiednimi rozporządzeniami wykonawczymi, w tym Rozporządzeniem Ministra Środowiska z dnia 18 listopada 2014 r. w sprawie warunków, jakie należy spełnić przy wprowadzaniu ścieków do wód lub do ziemi, oraz w sprawie substancji szczególnie szkodliwych dla środowiska wodnego (Dz.U. 2014 poz. 1800), zgodnie z którym oczyszczalnie ścieków o RLM > 10 000 zobowiązane są do usuwania związków biogenych ze ścieków. Wymóg ten obowiązuje również w przypadku mniejszych oczyszczalni, jeżeli odbiornik jest podatny na eutrofizację.

Przeważająca część powierzchni Polski (99,7%) położona jest w zlewisku śródlądowego Morza Bałtyckiego i z tego względu została uznana za obszar wrażliwy tj. wymagający ograniczenia zrzutów związków biogenych oraz zanieczyszczeń biodegradowalnych do wód, w celu wypełnienia postanowień dyrektywy 91/271/EWG. Na mocy ustawy Prawo wodne został przygotowany przez Ministra Środowiska, a następnie zatwierdzony przez Radę Ministrów w dniu 16. grudnia 2003 r., Krajowy program oczyszczania ścieków komunalnych (KPOŚK, 2003), który, wraz z późniejszymi aktualizacjami, określa plan inwestycyjny w dziedzinie gospodarki wodno-ściekowej, obejmujący wykaz niezbędnych przedsięwzięć w zakresie budowy, rozbudowy lub modernizacji zbiorczych systemów kanalizacyjnych oraz oczyszczalni ścieków komunalnych, jakie należy zrealizować w aglomeracjach o RLM > 2 000 (terenach, na których zaludnienie bądź działalność gospodarcza są wystarczająco skoncentrowane, aby ścieki komunalne były zbierane i przekazywane do oczyszczalni ścieków komunalnych) w terminie do końca 2015 r., w celu dotrzymania okresu przejściowego dotyczącego wdrażania zapisów dyrektywy 91/271/EWG.

Realizacja KPOŚK (2003–2015) stanowi jeden z elementów Polityki Ekologicznej Państwa, jakim jest poprawa jakości wód, i jest jednym z najtrudniejszych i najkosztowniejszych zadań w zakresie ochrony środowiska w Polsce, ale jest również kontynuacją wysiłku inwestycyjnego w zakresie gospodarki wodno-ściekowej podjętego w latach 90. XX wieku. W ramach realizacji zadań ujętych w KPOŚK w latach 2003–2013 wydano około 50,6 mld zł, w tym około 15 mld zł na oczyszczalnie ścieków, w wyniku czego wybudowano ponad 75 tys. km sieci kanalizacyjnych, 363 nowe oczyszczalnie ścieków komunalnych oraz przeprowadzono ponad 1000 inwestycji dotyczących rozbudowy lub modernizacji istniejących oczyszczalni ścieków (KZGW, 2014).

Wg danych Głównego Urzędu Statystycznego (GUS, 2015) w latach 1995–2013 długość czynnej sieci kanalizacyjnej wzrosła z 33,5 tys. km do 133 tys. km (4–krotnie), natomiast liczba komunalnych oczyszczalni ścieków zwiększyła się z 1226 do 3264 szt. (ponad 2,5–krotnie). Co ważniejsze zmieniła się struktura komunalnych oczyszczalni ścieków (Rys. 1.1), gdyż liczba oczyszczalni biologicznych, w tym z podwyższonym usuwaniem związków biogenych (PUB), wzrosła z 1046 do 3225 szt. (ponad 3–krotnie), natomiast liczba oczyszczalni z PUB wzrosła z 69 do 820 szt. (prawie 12–krotnie). W wyniku powyższych inwestycji, w latach 1998–2013 równoważna liczba mieszkańców obsługiwanych przez oczyszczalnie ścieków zwiększyła się z 39 do 47,5 mln (wzrost o prawie 18%), udział ścieków oczyszczanych biologicznie (w tym z PUB) w ogólnej objętości odprowadzanych ścieków komunalnych zwiększył się z 66,1 do 99,7%, natomiast udział ścieków oczyszczanych z PUB w ogólnej objętości odprowadzanych ścieków komunalnych zwiększył się z 19,1 do 83,5%. Przełożyło się to na mierzalny i znaczący efekt środowiskowy w postaci zmniejszenia ładunków zanieczyszczeń w ściekach komunalnych odprowadzanych do odbiorników w latach 1998–2013, w przypadku BZT<sub>5</sub> o 85%, ChZT o 57%, zawiesin ogólnych o 72%, azotu ogólnego o 53%, a fosforu ogólnego o 78%.



Rys. 1.1. Liczba komunalnych oczyszczalni ścieków w Polsce w latach 1995-2013 (GUS, 2015)

Zgodnie z ustawą z dnia 8 marca 1990 r. o samorządzie gminnym (Dz.U. 2013 poz. 594, z późn. zm.), oraz ustawą z dnia 7 czerwca 2001 r. o zbiorowym zaopatrzeniu w wodę i zbiorowym odprowadzaniu ścieków (Dz.U. 2015 poz. 139) odprowadzanie i oczyszczanie ścieków komunalnych jest zadaniem własnym gminy, co oznacza, że to gminy są odpowiedzialne za budowę oraz utrzymanie systemów kanalizacyjnych i oczyszczalni ścieków, przy czym gmina może powierzyć swoje zadania wyspecjalizowanej jednostce, np. przedsiębiorstwu wodociągowo-kanalizacyjnemu. Jednak inwestycje w zakresie gospodarki ściekowej były i są zazwyczaj tylko częściowo finansowane ze środków własnych gmin, dzięki znaczącemu dofinansowaniu z innych źródeł, głównie środków pomocowych UE (programów przedakcesyjnych PHARE, SAPARD czy ISPA, a także Funduszu Spójności, Zintegrowanego Programu Operacyjnego Rozwoju Regionalnego czy Europejskiego Funduszu Rozwoju Regionalnego) oraz funduszy ochrony środowiska, co z jednej strony umożliwiło znaczący rozwój infrastruktury ściekowej w ostatnich latach, a z drugiej mogło sprzyjać przyjmowaniu

nadmiernego zakresu inwestycji. Natomiast koszty wieloletniego funkcjonowania systemów gospodarki ściekowej muszą być w całości pokrywane ze środków własnych gmin poprzez opłaty taryfowe ponoszone przez ludność korzystającą z tych systemów, których wysokość uzależniona jest od kosztów wprowadzania ścieków do urządzeń kanalizacyjnych, kosztów oczyszczania ścieków, kosztów amortyzacji i opłat za korzystanie ze środowiska, a także kosztów obsługi zaciągniętych kredytów i pożyczek (AKPOŚK, 2009). W związku ze skalą prowadzonych ostatnio inwestycji, koszty utrzymania systemów gospodarki ściekowej, mogą w kolejnych latach stanowić bardzo poważne obciążenie budżetów gmin, do czego przyczynić się mogą również uwarunkowania przedstawione poniżej.

W ramach realizacji KPOŚK (2003–2015) w ostatniej dekadzie wybudowano, rozbudowano lub zmodernizowano w Polsce około 1500 oczyszczalni ścieków, przy czym ich projektowanie i budowa, w związku z finansowaniem ze środków publicznych, podlegały procedurze przetargowej zgodnie z prawem zamówień publicznych, która przy zawężonym podejściu powoduje, iż głównym kryterium wyboru ofert jest kryterium najniższej ceny, gdyż jest to kryterium łatwe do oceny przez komisję przetargową, a zarazem trudne do podważenia przez oferentów. Ponadto wymagane krótkie okresy realizacji inwestycji, przy dużym ryzyku opóźnień spowodowanych przewlekłymi procedurami administracyjnymi przygotowania inwestycji oraz pozyskiwania dofinansowania z funduszy unijnych, trudnościami w uzyskaniu praw własności gruntów pod inwestycje, a także długotrwałymi postępowaniami przetargowymi, powodowały często maksymalne skrócenie czasu przeznaczonego na kluczowy etap inwestycji jakim jest opracowanie projektu, co niejednokrotnie mogło skutkować przyjęciem nieoptymalnych rozwiązań już na etapie projektowania. Należy jednocześnie zwrócić uwagę, że dotychczas praktyka projektowania i modernizacji oczyszczalni ścieków w Polsce oparta była głównie na wykorzystaniu metod i doświadczeń inżynierskich np. wytycznych ATV–DVWK, czasami z wykorzystaniem nieskalibrowanych modeli oczyszczalni ścieków, głównie z uwagi na brak dostępnej metodyki i doświadczeń w wykorzystaniu modeli do projektowania, a także inne wspomniane wcześniej czynniki ograniczające praktyczne zastosowanie modeli matematycznych. Jedynie w wypadku nielicznych największych oczyszczalni ścieków, np. w Poznaniu czy Warszawie na etapie projektowania zostały wykorzystane wyniki badań symulacyjnych na skalibrowanych modelach. Ponadto w przypadku wielu inwestycji brak niezależnych, eksperckich audytów przyjętych rozwiązań projektowych, a także brak doświadczenie inwestora, skutkujący niewystarczającym nadzorem inwestorskim na etapie budowy, mógł uniemożliwić korektę rozwiązań nieoptymalnych pod względem technologicznym lub ekonomicznym. Powyższe czynniki sprawiają, że, w przypadku wielu oczyszczalni ścieków, wybór końcowego wariantu oraz dobór urządzeń podyktowany mógł być głównie czasem realizacji i kosztami inwestycyjnymi z pominięciem kosztów wieloletniej eksploatacji. Konsekwencją takiego stanu rzeczy mogą być nieuzasadnione koszty inwestycyjne, zawyżone koszty eksploatacji oraz różne od zakładanych przepustowość i sprawność obiektów gospodarki komunalnej.

Przygotowana na zlecenie Ministerstwa Gospodarki prognoza cen hurtowych energii elektrycznej w Polsce w okresie do 2030 roku (ARE, 2011) przewiduje dwukrotny wzrost cen

energii w porównaniu do roku 2010. Zmiany cen surowców energetycznych będą miały niewielki wpływ na zakładany wzrost cen energii, który będzie wynikał głównie ze specyfiki opartego na węglu sektora energetycznego. Głównymi czynnikami warunkującymi wzrost cen energii będą rosnące koszty zakupu pozwoleń emisyjnych oraz koszty inwestycyjne związane z modernizacją przestarzałych bloków energetycznych i linii przesyłowych, a także dostosowaniem systemu dystrybucji do produkcji energii elektrycznej z rozproszonych i niestabilnych odnawianych źródeł energii. Ponadto należy zauważyć, że w przeciwieństwie do cen energii dla gospodarstw domowych, ceny dla odbiorców przemysłowych nie są regulowane przez Urząd Regulacji Energetyki.

W związku z prognozowanym wzrostem cen energii elektrycznej oraz przedstawionymi wcześniej uwarunkowaniami procesu inwestycyjnego, można się spodziewać, że coraz więcej przedsiębiorstw wodociągowo-kanalizacyjnych w Polsce będzie musiało zmierzyć się ze zwiększającymi się i nadmiernymi kosztami eksploatacji coraz bardziej zaawansowanych oczyszczalni ścieków. Najprostszym rozwiązaniem jest oczywiście systematyczny wzrost taryf za dostarczanie wody i odprowadzanie ścieków w większości gmin w kraju, ale w ten sposób znów wybierane jest rozwiązanie nieoptymalne, gdyż będzie się to spotykać z rosnącym niezadowoleniem społecznym. Coraz bardziej prawdopodobne staje się również zaostrzenie w najbliższej przyszłości wymagań dotyczących jakości ścieków oczyszczonych odprowadzanych do odbiorników, niekoniecznie w postaci niższych wartości dopuszczalnych, ale na przykład zmiany sposobu ich interpretacji (wartości chwilowe zamiast średnich rocznych).

W opinii autora, w wielu istniejących w Polsce oczyszczalniach ścieków istnieje znaczący potencjał opłacalnego zmniejszenia zużycia energii elektrycznej, a tym samym kosztów eksploatacyjnych przy minimalnych nakładach inwestycyjnych, a w dalszej kolejności również zwiększenia produkcji energii, choć w tym wypadku wydatki inwestycyjne mogą być wyższe. Należy jednak zaznaczyć, że w przypadku produkcji energii elektrycznej ze źródeł odnawialnych (a za takie uznaje się ścieki) oczyszczalnie mogą czerpać dodatkowe zyski ze sprzedaży tzw. „zielonych certyfikatów”.

Z powyższych względów przedsiębiorstwa wodociągowo-kanalizacyjne powinny być w większym stopniu zainteresowane pracami optymalizacyjnymi mającymi na celu poprawę efektywności technologicznej i ekonomicznej oczyszczalni ścieków, w ramach których niezbędne jest wykorzystanie skalibrowanych modeli obiektów rzeczywistych do testowania i weryfikacji strategii sterowania pracą oczyszczalni ścieków.

Zdaniem autora, przedstawione powyżej uwarunkowania dotyczące zmiany podejścia do oczyszczania ścieków oraz sygnalizowane przeszkody w praktycznym wykorzystaniu modeli osadu czynnego, a także uwarunkowania gospodarki ściekowej w Polsce motywują zasadność praktycznej weryfikacji zaproponowanego protokołu symulacyjnego GMP-TG IWA, a także uzasadniają zainteresowanie praktycznymi aspektami kalibracji modeli matematycznych oczyszczalni ścieków oraz wykorzystania skalibrowanych modeli do testowania strategii sterowania pracą oczyszczalni ścieków, w celu poprawy efektywności technologicznej i ekonomicznej, w szerszym w kontekście gospodarki energetycznej oczyszczalni ścieków.

Niniejsza rozprawa doktorska koncentruje się na jednym z wymienionych obszarów gospodarki energetycznej oczyszczalni ścieków, tj. optymalizacji zużycia energii elektrycznej na oczyszczalni ścieków, jednakże z uwzględnieniem potrzeb kolejnego zagadnienia, jakim jest zwiększenie produkcji energii elektrycznej na terenie oczyszczalni. Opracowana strategia sterowania pracą ciągu ściekowego Wrocławskiej Oczyszczalni Ścieków (WOŚ) zakłada, że warunkiem koniecznym jest uzyskanie wymaganego prawem składu ścieków oczyszczonych, celem głównym zminimalizowanie zużycia energii elektrycznej na napowietrzanie i pompowanie ścieków (w tym recyrkulację wewnętrzną i zewnętrzną), natomiast celem pobocznym skierowanie jak największej części ładunku związków organicznych zawartego w ściekach surowych do ciągu osadowego, co w przyszłości pozwoli na optymalizację procesu fermentacji metanowej osadów i zwiększenie produkcji gazu fermentacyjnego, a tym samym zwiększenie produkcji energii przez WOŚ. Takie podejście sprawia, że rozprawa będzie mogła stanowić punkt wyjścia dla dalszych prac optymalizacyjnych w kierunku oczyszczalni ścieków samowystarczalnej energetycznie, co jest zgodne z długoterminową strategią rozwoju WOŚ.

## **1.2. Cel i zakres pracy**

Cel i zakres pracy określono na podstawie przeprowadzonej krytycznej analizy doniesień literaturowych (rozdział 2) oraz zgodnie z przedstawionym powyżej uzasadnieniem.

### **1.2.1. Cel pracy**

W ramach niniejszej pracy wyodrębniono dwa zasadnicze cele.

1. Praktyczna weryfikacja protokołu symulacyjnego modeli osadu czynnego zaproponowanego przez Grupę Roboczą ds. Dobrych Praktyk Modelowania Międzynarodowego Stowarzyszenia ds. Wody (IWA).
2. Rozpoznanie możliwości i zakresu optymalizacji technologicznej i ekonomicznej pracy reaktorów biologicznych oczyszczalni ścieków zmodernizowanej w ramach realizacji KPOŚK, przy wykorzystaniu skalibrowanego modelu oczyszczalni ścieków do opracowania strategii sterowania pracą reaktorów biologicznych, dążącej do minimalizacji zużycia energii elektrycznej oraz maksymalizacji ładunku związków organicznych kierowanego do ciągu osadowego, przy zachowaniu wymaganego składu ścieków oczyszczonych, na przykładzie Wrocławskiej Oczyszczalni Ścieków.

Celami szczegółowymi pracy są:

- wyznaczenie udziału frakcji rozpuszczonej, koloidalnej i zawieszony związków organicznych, azotu i fosforu w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ,
- wyznaczenie podziału frakcyjnego związków organicznych, azotu i fosforu w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ zgodnie z wymogami modelu ASM 2d,
- wyznaczenie parametrów chemicznych osadu czynnego z WOŚ i LOŚ,
- wyznaczenie wybranych parametrów procesów nityfikacji, denityfikacji i defosfatacji,
- porównanie alternatywnych metod określania i kontroli wieku osadu,

- kalibracja i walidacja modelu biokinetycznego osadu czynnego w ramach kalibracji modelu matematycznego WOŚ,
- weryfikacja walorów predykcyjnych oraz ograniczeń aktualnej postaci modelu ASM 2d, na bazie rutynowych danych eksploatacyjnych oraz danych zebranych w trakcie specjalnie zaplanowanej tygodniowej szarży pomiarowej,
- określenie wpływu wybranych strategii sterowania na efekty działania układu osadu czynnego WOŚ oraz zużycie energii i koszty jej zakupu,
- wybór optymalnej strategii sterowania pracą systemu napowietrzania bloków biologicznych WOŚ na podstawie wyników badań symulacyjnych oraz analizy możliwości wdrożenia testowanych strategii do praktyki eksploatacyjnej.

### 1.2.2. Zakres pracy

Zakres pracy doktorskiej był uwarunkowany założonymi celami i obejmował:

1. studia literaturowe,
2. zbieranie i weryfikację danych:
  - a. analizę, weryfikację i korektę spójności danych eksploatacyjnych,
  - b. analizę, weryfikację i wdrożenie alternatywnej metody określania i kontroli wieku osadu we WOŚ
3. badania laboratoryjne:
  - a. badania zmienności godzinowej i dobowej parametrów ścieków oczyszczonych mechanicznie i biologicznie,
  - b. badania podziału frakcyjnego związków organicznych, azotu i fosforu w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie,
  - c. badania parametrów chemicznych osadu czynnego,
  - d. badania właściwości sedymentacyjnych osadu czynnego,
  - e. wyznaczenie profili stężeń nieorganicznych form azotu i fosforu w KOCz,
  - f. eksperymenty kinetyczne w laboratoryjnych reaktorach wsadowych:
    - pomiary szybkości zużycia tlenu,
    - pomiary szybkości nitryfikacji,
    - pomiary szybkości denitryfikacji,
    - pomiary szybkości uwalniania i poboru fosforanów przez osad czynny,
4. przygotowanie modelu układu osadu czynnego WOŚ:
  - a. budowę modelu układu osadu czynnego,
  - b. kalibrację i walidację modelu biokinetycznego ASM 2d,
  - c. kalibrację modelu osadnika wtórnego,
5. badania symulacyjne:
  - a. badania symulacyjne pracy układu osadu czynnego WOŚ na skalibrowanym modelu komputerowym, przy wybranych strategiach sterowania systemem napowietrzania oraz wpływu wybranych strategii na zużycie energii i koszty jej zakupu,
  - b. analizę możliwości wdrożenia strategii sterowania do praktyki eksploatacyjnej i wybór strategii optymalnej.

### 1.3. Tezy pracy

1. Podział frakcyjny zanieczyszczeń w ściekach wyznaczony metodami fizyczno-chemicznymi umożliwia poprawną kalibrację modelu osadu czynnego, choć różni się istotnie od podziału frakcyjnego wyznaczonego metodami respirometrycznymi.
2. W okresach gwałtownych zmian ilości odprowadzanego osadu nadmiernego, metoda określania wieku osadu, bazująca na bilansie fosforu (w oparciu o ładunek fosforu ogólnego dopływający do układu) jest lepszym, niż pozostałe metody, sposobem estymacji rzeczywistej wartości wieku osadu.
3. W typowych warunkach eksploatacyjnych, jakość kontroli wieku osadu prostą metodą hydrauliczną, bazującą na pomiarach przepływu strumieni ścieków i osadu, nie różni się istotnie od jakości kontroli metodą klasyczną.
4. Wartość maksymalnej stałej szybkości przyrostu nitryfikantów wyznaczana dla różnych oczyszczalni ścieków nie zmienia się istotnie i jest zbliżona do wartości domyślnej modeli ASM.
5. Rutynowe dane eksploatacyjne są niewystarczające dla potrzeb optymalizacji oczyszczalni ścieków z podwyższonym usuwaniem związków biogennych. W związku z tym, w przypadku dużych oczyszczalni celowe jest zwiększenie zakresu rutynowych analiz poza minimum wynikające z wymogów formalnoprawnych
6. Możliwa jest skuteczna kalibracja modelu matematycznego procesu osadu czynnego pomimo braku długiego okresu stabilnych warunków zasilania i eksploatacji oczyszczalni, przed relatywnie krótką szarżą pomiarową.
7. W modelu ASM 2d występują istotne niedostatki w zakresie sposobu modelowania procesu lizy oraz powstającej w jej wyniku nierozpuszczonej, nierozkładalnej frakcji organicznej, a także frakcji zawiesin mineralnych pochodzących z dopływu
8. Wykorzystanie skalibrowanego modelu układu osadu czynnego pozwala na identyfikację czynników limitujących sprawność oczyszczania, a w konsekwencji na istotną poprawę efektywności technologicznej i ekonomicznej nawet w przypadku niedawno zmodernizowanej oczyszczalni ścieków.
9. W przypadku WOŚ istnieje możliwość istotnego wzrostu sprawności usuwania azotu oraz poprawy bilansu energetycznego na drodze relatywnie prostych działań optymalizacyjnych.

---

## PRZEGLĄD LITERATURY

### 2.1. Oczyszczanie ścieków w kontekście gospodarki wodą i energią

Celem niniejszego podrozdziału jest pokazanie miejsca oczyszczania ścieków w globalnym przepływie energii oraz obiegu wody i pierwiastków, a także przedstawienie działań, zarówno po stronie minimalizacji zużycia, jak i produkcji energii, mających na celu zamknięcie bilansu energetycznego oczyszczalni.

#### *2.1.1. Powiązania pomiędzy wodą i energią*

Na naszej planecie występują silne wzajemne zależności pomiędzy wodą i energią, zarówno naturalne, jak i antropogeniczne. Energia słoneczna jest siłą napędową cyklu hydrologicznego oraz globalnej cyrkulacji oceanicznej. Ogromne ilości wody morskiej są odsalane w wyniku procesu parowania, transportowane w postaci chmur, a następnie powracają na powierzchnię mórz i lądów w postaci opadów wody słodkiej. Z drugiej strony, z uwagi na duże ciepło właściwe oraz ciepło parowania wody, globalna cyrkulacja atmosferyczna i oceaniczna przyczyniają się do transportu energii w skali globalnej (Olsson, 2012c; Lazarova i in., 2012b).

Działalność człowieka przyczyniła się do powstania nowych powiązań pomiędzy wodą i energią: woda jest niezbędna przy produkcji energii, z kolei energia zużywana jest w trakcie oczyszczania i transportu wody i ścieków. Wraz z kurczącymi się dostępnymi zasobami wody oraz wzrastającymi cenami energii, zależności te stają się coraz bardziej widoczne i istotne (Lazarova i in., 2012b; 2012a).

Woda jest niezbędna przy wydobyciu, wzbogacaniu i przetwarzaniu wszystkich surowców energetycznych (zarówno konwencjonalnych, jak i odnawialnych, np. biopaliw), a także przy produkcji energii elektrycznej, jako ciecz lub para do napędu turbin oraz woda chłodnicza. Ponadto procesy pozyskiwania i produkcji energii skutkują zazwyczaj istotnymi zmianami właściwości fizyczno-chemicznych wykorzystywanej wody, przyczyniając się do zanieczyszczenia środowiska wodnego. W skali globalnej sektor energetyczny zużywa więcej wody niż jakikolwiek inny sektor gospodarki, poza rolnictwem (Olsson, 2012c; 2012b). W Polsce w 2013 r. wody chłodnicze stanowiły około 75% objętości ścieków komunalnych i przemysłowych odprowadzanych do wód lub do ziemi (GUS, 2014).

Z drugiej strony, energia (głównie elektryczna) jest niezbędna do ujmowania, oczyszczania i dystrybucji wody, jak również zbierania, przesyłania i oczyszczania ścieków, przy czym wraz z wprowadzaniem coraz bardziej zaawansowanych technologii oczyszczania, obserwuje się generalną tendencję wzrostową energochłonności procesów oczyszczania (Olsson, 2012c).

Szacowane zużycie energii elektrycznej związane z ujmowaniem, oczyszczaniem i dystrybucją wody oraz z przesyłaniem i oczyszczaniem ścieków jest zbliżone i kształtuje się w dość szerokich granicach 0,25–2,5 kWh/m<sup>3</sup> wody (ścieków oczyszczonych) w zależności od warunków lokalnych (Olsson, 2012c; Lazarova i in., 2012b). Zużycie energii elektrycznej związane z transportem i oczyszczaniem wody i ścieków wg różnych źródeł kształtuje się w granicach 50–200 kWh/mk·rok (Lazarova i in., 2012b; Svardal i Kroiss, 2011). Dla porównania średnie globalne zużycie energii elektrycznej wynosi około 3000 kWh/mk·rok, przy czym w krajach wysoko rozwiniętych jest znacznie wyższe i sięga 7 000–10 000 kWh/mk·rok (Olsson, 2012c; Lazarova i in., 2012a). Stąd szacuje się, że tylko około 2–3% światowego zużycia energii związane jest z transportem i oczyszczaniem wody i ścieków, podczas gdy zużycie energii związane z użytkowaniem (głównie podgrzewaniem) wody w gospodarstwach domowych i przemyśle jest około 10-krotnie wyższe (Olsson, 2012c; 2012b). Oznacza to, że nawet znaczące zmniejszenie zużycia energii związanego z oczyszczaniem wody i ścieków nie wpłynie w istotny sposób na poprawę globalnego bilansu energetycznego, mimo że może w znaczącym stopniu obniżyć koszty oczyszczania wody i ścieków. Pokazuje również jak ważna jest edukacja użytkowników wody, gdyż powszechnie większa jest świadomość kosztów związanych z wykorzystaniem energii niż wody. Należy pamiętać, że ograniczając zużycie wody oszczędzamy energię, a ograniczając zużycie energii oszczędzamy wodę (Lazarova i in., 2012a; Svardal i Kroiss, 2011).

### ***2.1.2. Ścieki jako źródło surowców i energii***

W ciągu ostatniej dekady obserwuje się istotną zmianę podejścia do zagadnień dotyczących procesów oczyszczania ścieków. Dotychczas ścieki traktowane były jako odpad związany z działalnością człowieka, który należy unieszkodliwić w celu ochrony zdrowia publicznego oraz środowiska, głównie wód odbiornika. Obecnie, coraz częściej zagadnienia dotyczące oczyszczania ścieków rozważa się w znacznie szerszym kontekście globalnego przepływu energii oraz obiegu wody i pierwiastków w przyrodzie – ścieki zaczynają być postrzegane jako odnawialne źródło energii i surowców wtórnych (wody i pierwiastków biogennych), a procesy ich oczyszczania, jako procesy odzysku energii i surowców wtórnych, mające na celu nie tylko ochronę, ale również rewitalizację środowisk zdegradowanych (Olsson, 2012c).

#### *2.1.2.1. Ścieki jako źródło wody*

Ścieki komunalne to w ponad 99,5% woda i odpowiednio oczyszczone mogą stanowić źródło wody, zmniejszając zapotrzebowanie na wodę na terenach miejskich o 30–50%, szczególnie na obszarach ubogich w zasoby wodne. Warunki lokalne są głównym czynnikiem determinującym docelowy sposób wykorzystania ścieków oczyszczonych (np. nawadnianie, przemysł), który z kolei decyduje o wymogach dotyczących jakości ścieków oczyszczonych. Obecnie dostępne

technologie umożliwiają wykorzystanie oczyszczonych ścieków jako pośrednie lub bezpośrednie źródło wody przeznaczonej do spożycia, tym bardziej, że odzysk wody ze ścieków jest bardziej opłacalny ekonomicznie i energetycznie (1–5 kWh/m<sup>3</sup>) niż odsalanie wody morskiej (4–8 kWh/m<sup>3</sup>) (Olsson, 2012c; Lazarova i in., 2012b).

#### 2.1.2.2. Ścieki jako źródło związków organicznych

Kolejnym ważnym surowcem wtórnym są związki organiczne, których obecność, łącznie z zawiesinami i patogenami, w ściekach surowych stanowiła przyczynę leżącą u podstaw rozwoju technologii oczyszczania ścieków na przełomie XIX i XX wieku, i które do niedawna traktowano jako jedno z głównych zanieczyszczeń w ściekach. Obecnie związki organiczne postrzegane są jako cenny zasób (surowiec i źródło energii chemicznej), którego dostępność w ściekach jest ograniczona (40 kg ChZT/MR·rok), i którego wykorzystanie powinno być optymalizowane (Svardal i Kroiss, 2011). Łatworozkładalne związki organiczne są niezbędne w procesach biologicznego usuwania azotu (denitryfikacja) i fosforu (wzmożona biologiczna defosfatacja) ze ścieków, stanowiących podstawową metodę usuwania związków biogenych ze ścieków komunalnych. W przypadku oczyszczalni z beztlenową stabilizacją osadów, ładunek związków organicznych kierowany do komór fermentacyjnych determinuje potencjalną produkcję gazu fermentacyjnego, a tym samym potencjalną produkcję energii elektrycznej i cieplnej na potrzeby oczyszczalni. Zawartość związków organicznych w (ustabilizowanych) osadach ściekowych przekłada się na ich wartość opałową, kluczową dla możliwości termicznego zagospodarowania osadów (spalania i współspalania). W przypadku rolniczego lub przyrodniczego zagospodarowania, zawartość związków organicznych (oraz związków biogenych) decyduje o wartości nawozowej i glebotwórczej osadów ściekowych (Lazarova i in., 2012b). Prowadzone są również badania nad możliwością odzysku związków organicznych ze ścieków w postaci wewnątrzkomórkowych biopolimerów (polihydroksyalkanianów) wykorzystywanych przy produkcji biodegradowalnych tworzyw sztucznych (Anterrieu i in., 2013).

#### 2.1.2.3. Ścieki jako źródło pierwiastków biogenych

Ścieki charakteryzują się również znaczącą zawartością pierwiastków biogenych, głównie azotu i fosforu – szacuje się, że średnia zawartość azotu i fosforu w ściekach komunalnych wynosi odpowiednio 3,3 kg N/MR·rok oraz 0,5 kg P/MR·rok (Svardal i Kroiss, 2011). Przyczyna decydująca o konieczności usuwania pierwiastków biogenych ze ścieków – ich wpływ na eutrofizację rzek i jezior będących odbiornikami ścieków, jest również czynnikiem, który decyduje o zasadności i opłacalności odzysku azotu i fosforu ze ścieków, gdyż są one głównymi składnikami nawozów sztucznych stosowanych w rolnictwie. Tradycyjną metodą odzysku pierwiastków biogenych ze ścieków było bezpośrednie stosowanie ścieków lub osadów powstałych w wyniku oczyszczania ścieków jako organicznego nawozu, rzadziej paszy dla zwierząt. Jednakże, stosowanie osadów ściekowych jako nawozów lub pasz spotyka się z jednej strony z niechęcią opinii publicznej, a z drugiej strony jest coraz trudniejsze z uwagi na zaostrzone wymagania dotyczące zawartości metali ciężkich, jaj pasożytów oraz toksycznych substancji organicznych w osadach do rolniczego lub przyrodniczego wykorzystania.

Wzrost wymagań dotyczących jakości ścieków oczyszczonych, powoduje, że coraz więcej oczyszczalni zobowiązanych jest do efektywnego usuwania azotu i fosforu, coraz powszechniejsze jest również wykorzystanie mezofilnej fermentacji metanowej w celu stabilizacji osadów i odzysku energii ze ścieków. Dwa powyższe czynniki skutkują zwiększonym zainteresowaniem usuwaniem azotu i fosforu ze stężonych odcieków z gospodarki osadowej, co wynika z kilku przyczyn. Ładunek azotu i fosforu w odciekach odprowadzanych na początek ciągu ściekowego jest wtórnym zanieczyszczeniem i może stanowić do 20% ładunku w ściekach dopływających do oczyszczalni. Ponadto odcieki charakteryzują się stosunkowo wysoką i stałą temperaturą, a stężenia azotu i fosforu ogólnego (głównie w formie jonów amonowych i fosforanowych) są o rząd wielkości wyższe niż w ściekach surowych, co przy bardzo niekorzystnym stosunku związków organicznych do azotu i fosforu, skłania do stosowania niekonwencjonalnych metod oczyszczania. Usuwanie związków biogenych ze skoncentrowanego strumienia o małej objętości oznacza również mniejsze koszty inwestycyjne i eksploatacyjne instalacji do oczyszczania odcieków.

Przedstawione powyżej argumenty przemawiające za usuwaniem azotu i fosforu z odcieków niekoniecznie jednak uzasadniają ich odzysk, należy bowiem zwrócić uwagę na różnice w uwarunkowaniach decydujących o zasadności i opłacalności odzysku powyższych pierwiastków biogenych ze ścieków komunalnych.

W przypadku azotu mamy do czynienia z naturalnym obiegiem tego pierwiastka w środowisku oraz z odnawialnym źródłem jakim jest powietrze atmosferyczne zawierające blisko 80% azotu. Od lat 30. XX wieku dysponujemy również technologią umożliwiającą bezpośrednią syntezę amoniaku z azotu atmosferycznego i wodoru w energochłonnym (~11 kWh/kg N), lecz ekonomicznie opłacalnym procesie Habera-Boscha (Svardal i Kroiss, 2011). Ponadto w ostatnich latach koszt usuwania azotu ze skoncentrowanych strumieni odcieków został znacząco ograniczony poprzez zastosowanie procesu deamonifikacji, który w stosunku do tradycyjnego procesu nitryfikacji/denitryfikacji charakteryzuje się mniejszym o 60% zużyciem tlenu oraz mniejszym o 90% zużyciem zewnętrznego źródła węgla oraz przyrostem osadu. Powyższe czynniki powodują, że obecnie bardziej opłacalne jest usuwanie azotu z odcieków w postaci azotu gazowego niż odzysk w postaci produktu, np. siarczanu amonu, w wyniku procesu odpędzania i kwaśnej adsorpcji (Metcalf&Eddy, 2014).

Natomiast w przypadku fosforu mamy do czynienia ze skończonym i nieodnawialnym zasobem niezbędnego do życia pierwiastka pozyskiwanego z ograniczonych i coraz bardziej zanieczyszczonych metalami ciężkimi złóż fosforytów (głównie fluoro- i hydroksyapatytów) występujących tylko w kilku regionach świata (Maroko, Chiny, USA, RPA) (Gilbert, 2009). Poważnym problemem jeśli chodzi o zagadnienie odzysku fosforu jest kwestia wydzielenia go ze strumienia cieczy tak, aby proces odzysku był efektywny technicznie i ekonomicznie (Booker i in., 1999). Tradycyjnie wykorzystane metody usuwania fosforu poprzez strącanie solami metali (żelaza i glinu) są kosztowne, prowadzą do znaczącego zwiększenia suchej masy osadów, a ponadto trwale wiążą fosfor, co utrudnia jego odzysk w procesach przemysłowych (Driver i in., 1999) oraz sprawia, że jest on niedostępny dla roślin w przypadku zastosowania jako nawóz (Booker i in., 1999). Z tego względu najlepszą metodą odzysku fosforu wydaje się odzysk

z odcieków z odwadniania osadów przefermentowanych, na drodze kontrolowanego wytrącania struwitu, czyli sześciowodnego fosforanu magnezowo-amonowego ( $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$ ), którego samoczynne wytrącanie w komorach fermentacji oraz rurociągach, jest zjawiskiem bardzo niekorzystnym, gdyż prowadzi do zmniejszenia pojemności komór, awarii pomp i zaworów, oraz zwiększa koszty pompowania w wyniku zmniejszania przekrojów rurociągów (Booker i in., 1999; Fattah i in., 2008; Woods i in., 1999). Stwierdzono ponadto, że struwit jest bardzo efektywnym źródłem azotu, fosforu i magnezu dla roślin, gdyż pomimo jego niskiej rozpuszczalności w wodzie, procesy biochemiczne zachodzące w obrębie korzeni roślin przyczyniają się do zwiększenia jego biodostępności, a uwalnianie pierwiastków biogenych następuje powoli w długim okresie czasu. Zmniejsza to ryzyko niekorzystnego wpływu przedawkowania nawozu zarówno na same rośliny, jak i na wody gruntowe oraz powierzchniowe (Booker i in., 1999).

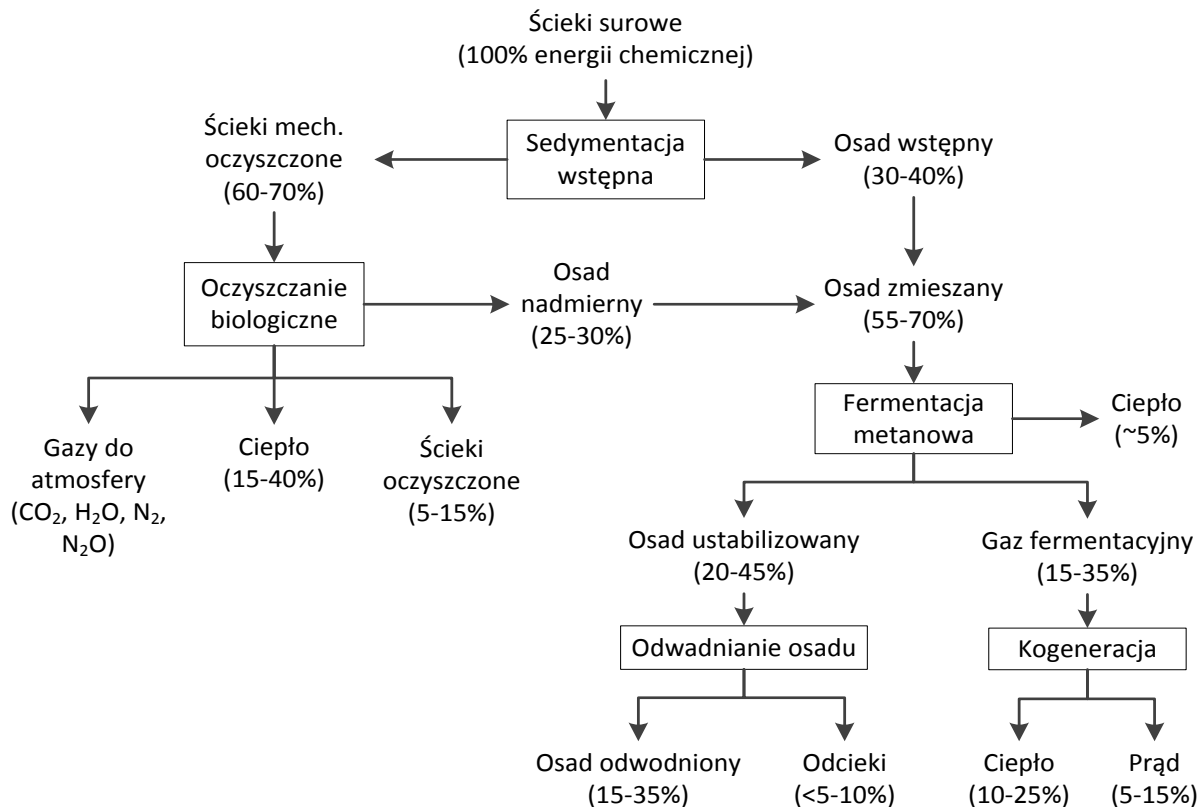
Biorąc pod uwagę powyższe uwarunkowania, warte rozważenia jest wykorzystanie dwustopniowego układu oczyszczania odcieków, w którym pierwszy stopień stanowi instalacja do wytrącania struwitu w celu odzysku fosforu (oraz części azotu), natomiast drugi stopień instalacja deamonifikacji w celu usunięcia pozostałego ładunku azotu.

#### 2.1.2.4. Ścieki jako źródło energii

Długoterminowa tendencja wzrostu cen energii, kurczące się zasoby paliw kopalnych oraz rosnąca świadomość efektów emisji gazów cieplarnianych do atmosfery sprawiły, że ścieki komunalne są coraz częściej postrzegane jako odnawialne źródło energii, która w strumieniu ścieków występuje w postaci energii chemicznej, energii cieplnej oraz energii mechanicznej (hydraulicznej) (Lazarova i in., 2012b).

Energia chemiczna strumienia ścieków wynika głównie z zawartości związków organicznych, oznaczanych jako ChZT i wynosi 13–15 kJ/g ChZT, choć można również rozpatrywać energię zawartą w niektórych związkach nieorganicznych, np. amoniaku (Metcalf&Eddy, 2014). Przepływ energii chemicznej w przykładowej oczyszczalni ścieków z osadem czynnym i beztlenową stabilizacją osadów pokazano na rysunku Rys. 2.1. Transformacja energii chemicznej zawartej w ściekach surowych zachodzi w wyniku dwóch głównych procesów: biologicznego oczyszczania ścieków oraz fermentacji metanowej. Warto zauważyć, że przeważająca część energii chemicznej zawartej w ściekach surowych kierowana jest do procesu biologicznego oczyszczania ścieków, w którym wykorzystuje się dodatkową energię (napowietrzanie i mieszanie) w celu przekształcenia energii chemicznej związków organicznych w ciepło (wydzielane w wyniku metabolizmu mikroorganizmów) i produkty uboczne, które nie mogą być wykorzystane jako źródło energii, a także biomasę zawierającą mniej niż połowę wyjściowej energii chemicznej. Biomasa osadu czynnego wraz z osadem wstępnym kierowana jest do procesu fermentacji metanowej, którego głównymi produktami są osady ustabilizowane oraz gaz fermentacyjny zawierający 50–70% metanu. Dotychczas odzysk energii chemicznej ze ścieków koncentrował się na wykorzystaniu energii chemicznej zawartej w gazie fermentacyjnym (zaledwie 15–35% energii w ściekach surowych) poprzez spalanie gazu w celu produkcji energii elektrycznej oraz cieplnej w silnikach lub turbinach gazowych, ewentualnie

kotłach i turbinach parowych. Prowadzone są badania nad możliwością wykorzystania gazu w ogniach paliwowych, których zaletą jest wyższa sprawność produkcji energii elektrycznej. Możliwy jest również odzysk energii chemicznej z (ustabilizowanych) osadów ściekowych w wyniku ich spalania, gazyfikacji lub pirolizy (Metcalf&Eddy, 2014). Należy jednak zwrócić uwagę, że do tej pory układy oczyszczania ścieków nie były projektowane tak, aby maksymalizować przepływ energii chemicznej do procesów, w których możliwy jest odzysk energii.



**Rys. 2.1. Przepływ energii chemicznej w oczyszczalni ścieków z osadem czynnym i beztlenową stabilizacją osadów (Metcalf&Eddy, 2014)**

Energia cieplna strumienia ścieków jest funkcją temperatury strumienia ścieków, a jej wartość wynika z dużego ciepła właściwego wody. Odzysk energii cieplnej ze ścieków jest możliwy poprzez przekazywanie ciepła do odbiornika o niższej temperaturze z wykorzystaniem wymienników ciepła lub odbiornika o wyższej temperaturze z wykorzystaniem pomp ciepła (Metcalf&Eddy, 2014). Zasadność odzysku energii cieplnej ze ścieków jest jednak mocno dyskusyjna, gdyż już ścieki surowe są niskotemperaturowym źródłem ciepła, a temperatura ścieków zazwyczaj obniża się wraz z przepływem przez kolejne urządzenia i obiekty. Ponadto odzysk ciepła ze ścieków surowych, z uwagi na obniżenie temperatury ścieków trafiających do części biologicznej oczyszczalni, może spowodować pogorszenie efektywności oczyszczania ścieków (Wanner i in., 2005). Znacznie bardziej zasadna jest możliwość odzysku energii cieplnej z innych źródeł na terenie oczyszczalni, np. odzysk ciepła odpadowego, powstającego w wyniku przekształcania energii chemicznej w energię elektryczną, w celu ogrzewania budynków, komór fermentacyjnych czy suszenia osadu. Możliwy i stosowany jest również odzysk ciepła z przefermentowanych osadów w celu wstępnego podgrzania osadu kierowanego do komór fermentacyjnych.

Energia mechaniczna (hydrauliczna) strumienia ścieków jest sumą energii związanej z ciśnieniem cieczy, energii kinetycznej związanej z prędkością przepływu oraz energii potencjalnej związanej z położeniem strumienia ścieków względem poziomu odniesienia (zazwyczaj poziomu zwierciadła w odbiorniku) powiązanych równaniem Bernoulliego (przy zaniedbaniu strat energii) (Metcalf&Eddy, 2014). Odzysk energii mechanicznej ze ścieków jest możliwy przy zastosowaniu turbin wodnych w celu produkcji energii elektrycznej, ale jego zasadność w przypadku konkretnej oczyszczalni będzie wypadkową warunków lokalnych, głównie układu wysokościowego zlewni ścieków, oczyszczalni i odbiornika. W przypadku większości oczyszczalni występuje sytuacja odwrotna – konieczne jest zwiększenie energii mechanicznej strumienia ścieków poprzez wykonanie pracy (pompowanie), dlatego powinniśmy dążyć do optymalnego układu wysokościowego urządzeń i obiektów (np. poprzez właściwe projektowanie przelewów) w celu ograniczenia strat energii hydraulicznej i minimalizacji wymaganej wysokości podnoszenia pomp.

Podsumowując należy stwierdzić, że zasadność odzysku energii ze ścieków, jest zależna od formy jej występowania oraz możliwości przekształcenia w najbardziej pożądaną formę energii, czyli energię elektryczną, co sprawia, że największy potencjał odzysku ma energia chemiczna zawarta w związkach organicznych.

### ***2.1.3. Koncepcja samowystarczalności energetycznej oczyszczalni ścieków***

Przejsie od postrzegania ścieków jako odpadu, do myślenia w kategoriach źródła energii i surowców, spowodowało również zmianę podejścia do procesu oczyszczania ścieków – obecnie uważa się, iż jest to proces przemysłowy (biotechnologiczny), w którym mamy zdefiniowane surowce i produkty, a także określony budżet. Takie podejście do eksploatacji procesów jest powszechnie stosowane w przemyśle chemicznym, petrochemicznym czy farmaceutycznym, ale nowatorskie w sektorze komunalnym związanym z oczyszczaniem wody i ścieków. Wraz z rosnącym udziałem kosztów zakupu energii elektrycznej w ogólnych kosztach eksploatacji, wynikającym ze zwiększającej się energochłonności coraz bardziej zaawansowanych procesów oczyszczania oraz wzrastających cen energii elektrycznej, sprawia to, że coraz większego znaczenia nabiera kwestia efektywności technologicznej i ekonomicznej prowadzenia procesu oczyszczania ścieków. Skłania to wiele oczyszczalni ścieków do podejmowania działań optymalizacyjnych mających na celu poprawę bilansu energetycznego poprzez minimalizację zużycia energii i maksymalizację produkcji energii z dostępnych źródeł (Schwarzenbeck i in., 2008).

Zapotrzebowanie energetyczne oczyszczalni ścieków uzależnione jest od szeregu czynników, m.in. wielkości oczyszczalni, rodzaju prowadzonych procesów oczyszczania, wielkości i charakterystyki dopływającego ładunku zanieczyszczeń, systemu sterowania oraz wymagań dotyczących jakości ścieków oczyszczonych. Podawane w literaturze zużycie energii elektrycznej w procesach oczyszczania ścieków komunalnych w przeliczeniu na mieszkańca równoważnego zmienia się w szerokich granicach 20–130 kWh/MR·rok (Lazarova i in., 2012b; Olsson, 2012c). Przy czym szacuje się, że w ciągu kolejnych 15 lat zużycie energii związane z oczyszczaniem ścieków może wzrosnąć o 60–100% z powodu zaostrzenia wymogów

dotyczących jakości ścieków oczyszczonych i konieczności stosowania zaawansowanych procesów oczyszczania (Olsson, 2012c). Z drugiej strony analiza działań optymalizacyjnych prowadzonych na wielu oczyszczalniach ścieków wykazała, że w wyniku optymalizacji procesów możliwe jest zmniejszenie zapotrzebowanie na energię elektryczną o 20–50% (Lazarova i in., 2012b).

Pobór prądu z sieci energetycznej można również ograniczyć poprzez produkcję energii elektrycznej z energii zawartej w ściekach dopływających do oczyszczalni, głównie energii chemicznej związków organicznych. Zawartość energii chemicznej w ściekach komunalnych w przeliczeniu na mieszkańca równoważnego kształtuje się na poziomie około 160 kWh/MR·rok (Svardal i Kroiss, 2011), przy czym obecnie tylko ~10% tej energii (~15 kWh/MR·rok) jest odzyskiwane jako energia elektryczna (Lazarova i in., 2012b), zazwyczaj tylko w dużych oczyszczalniach ścieków z beztlenową stabilizacją osadów, wykorzystujących gaz fermentacyjny do kogeneracji energii elektrycznej i ciepłej.

Zestawione powyżej dane pokazują, że energia chemiczna zawarta w ściekach (~160 kWh/MR·rok) jest większa niż zapotrzebowanie na energię elektryczną konieczną do ich oczyszczenia (20–130 kWh/MR·rok), co teoretycznie pozwala dążyć do uzyskania samowystarczalności energetycznej oczyszczalni ścieków.

Oczyszczalnia ścieków samowystarczalna energetycznie to oczyszczalnia, która ma zrównoważony bilans energetyczny, co oznacza, że średnie zapotrzebowanie na energię (zarówno elektryczną, jak i ciepłą) jest pokrywane przez energię produkowaną na terenie oczyszczalni ścieków, przy czym szczytowe zapotrzebowanie na energię może być pokrywane z sieci, natomiast nadwyżki energii powinny być przekazywane do sieci (Nowak i in., 2015). Olsson (2012c) zasugerował nawet, że biorąc pod uwagę wszystkie formy energii większość oczyszczalni może być samowystarczalna energetycznie, a duże oczyszczalnie (RLM>100 000) mogą być producentami energii netto.

Należy jednak pamiętać, że w rzeczywistości nigdy nie będzie możliwe uzyskanie całkowitej konwersji energii chemicznej w elektryczną, a przypadku większości oczyszczalni z beztlenową stabilizacją osadów, wykorzystujących gaz fermentacyjny do kogeneracji energii elektrycznej i ciepłej problemem jest niewystarczająca podaż energii elektrycznej przy nadprodukcji energii ciepłej.

Svardal i Kroiss (2011) na podstawie studiów przypadków zużycia i produkcji energii elektrycznej dla różnych schematów technologicznych oczyszczalni ścieków (usuwanie zw. organicznych/zw. biogennych, stabilizacja tlenowa/beztlenowa) wykazali, że osiągnięcie samowystarczalności energetycznej jest możliwe nawet w przypadku oczyszczalni ścieków z wysokoefektywnym usuwaniem związków biogennych, ale wymaga starannej optymalizacji procesu osadu czynnego oraz fermentacji metanowej, a także stosowania urządzeń o wysokiej sprawności energetycznej. Stwierdzili również, że w przypadku małych oczyszczalni ścieków (RLM<20 000) koszty inwestycyjne związane z beztlenową stabilizacją są zazwyczaj wyższe niż zyski z odzysku energii, dlatego priorytetem powinno być ograniczanie zużycia energii.

Nowak i in. (2011) opisali dwie, zlokalizowane w Austrii, samowystarczalne energetycznie oczyszczalnie ścieków komunalnych Strass (RLM~150 tys.) oraz Wolfgangsee-Ischl (RLM~40 tys.). W obu przypadkach są to oczyszczalnie mechaniczno-biologiczne z sedymentacją wstępną oraz wysokosprawnym usuwaniem związków biogenych ze ścieków realizowanym w procesie osadu czynnego z predenitryfikacją oraz naprzemienną nityfikacją–denitryfikacją, a także beztlenową stabilizacją osadów. Oczyszczalnię Strass wyróżnia dwustopniowy proces osadu czynnego (w tzw. układzie A–B) oraz usuwanie azotu z odcieków w procesie deamonifikacji. Średnie zużycie energii w omawianych oczyszczalniach podczas kilkuletniej eksploatacji wynosiło 19–20 kWh/MR·rok (9–12 kWh/MR·rok na napowietrzanie i mieszanie w komorach tlenowych), natomiast średnia produkcja energii elektrycznej z gazu fermentacyjnego była o 6–7% większa. Kluczem do osiągnięcia samowystarczalności energetycznej obu oczyszczalni był długotrwały, ponad 20–letni proces optymalizacji obejmujący szereg działań m.in.: optymalizację procesu sedymentacji wstępnej, wdrożenie zaawansowanego systemu sterowania napowietrzaniem w oparciu o stężenie azotu amonowego, optymalizację procesu mezofilnej fermentacji metanowej, wdrożenie procesu deamonifikacji odcieków, a także stosowanie pomp, mieszadeł, dmuchaw i układów kogeneracji o wysokiej sprawności elektrycznej.

Lazarova i in. (2012b) wyróżnili cztery główne obszary działań pozwalających na poprawę bilansu energetycznego i osiągnięcie samowystarczalności energetycznej oczyszczalni ścieków (w nawiasach podano szacowane możliwości poprawy bilansu energetycznego):

1. optymalizacja zużycia energii (zazwyczaj 10–30%, do 50%), głównie w zakresie napowietrzania i pompowania ścieków, poprzez stosowanie pomp i dmuchaw o wysokiej sprawności (wyposażonych w przemienniki częstotliwości) oraz optymalizację systemu napowietrzania i sterowania, a także wdrożenie innowacyjnych technologii usuwania azotu,
2. odzysk energii chemicznej zawartej w ściekach (obecnie 40%, docelowo 60–80%) w procesach przeróbki osadów ściekowych, w celu kogeneracji energii elektrycznej i cieplnej, poprzez zwiększenie efektywności sedymentacji wstępnej, optymalizację projektowania i eksploatacji komór fermentacyjnych, wykorzystanie procesów wstępnej obróbki osadu, fermentacji termofilnej oraz kofermentacji, a także stosowanie wysokosprawnych układów kogeneracji, a w dalszej perspektywie ogniw paliwowych,
3. odzysk energii mechanicznej (kinetycznej/potencjalnej) oraz ewentualnie cieplnej strumienia ścieków (2–10%) przy wykorzystaniu turbin wodnych i wymienników/pomp ciepła w przypadku sprzyjających warunków lokalnych (np. korzystnego układu wysokościowego),
4. generacja energii z innych źródeł odnawialnych (5–10%) poprzez instalację na terenie oczyszczalni np. turbin wiatrowych czy ogniw fotowoltaicznych w przypadku sprzyjających warunków lokalnych.

Na podstawie przedstawionych powyżej informacji można stwierdzić, że uzyskanie samowystarczalności energetycznej oczyszczalni ścieków jest możliwe, a drogą do osiągnięcia tego celu jest optymalizacja zużycia i produkcji energii elektrycznej na terenie oczyszczalni, należy jednak podkreślić, że może to być proces długotrwały i wymagać poniesienia określonych kosztów inwestycyjnych. Samowystarczalność energetyczna oczyszczalni nie powinna być

zatem celem samym w sobie, ale wynikać z długookresowej strategii poprawy efektywności technologicznej i ekonomicznej biorącej pod uwagę uwarunkowania lokalne oraz czynniki środowiskowe oraz ekonomiczne.

Niniejsza rozprawa doktorska skupia się na zagadnieniach minimalizacji zużycia energii elektrycznej, ponieważ dotyczą one wszystkich oczyszczalni ścieków niezależnie od wielkości i stosowanej technologii, i powinny być uwzględniane zarówno na etapie projektowania, jak i eksploatacji, gdyż nic nie usprawiedliwia marnotrawstwa energii. Należy jednak zaznaczyć, że minimalizacja zużycia energii nie może negatywnie odbijać się na efektywności oczyszczania ścieków, gdyż możliwe do uzyskania korzyści są niewspółmierne w stosunku do priorytetu, jakim jest ochrona wód odbiornika.

Natomiast optymalizacja produkcji energii elektrycznej powinna koncentrować się na odzysku energii chemicznej ze ścieków w średnich i dużych oczyszczalniach, w przypadku których proces beztlenowej stabilizacji osadów jest ekonomicznie uzasadniony. W rozprawie zagadnienia te zostały uwzględnione w bardzo ograniczonym zakresie, bazującym na założeniu, że zwiększenie ładunku związków organicznych kierowanych z ciągu ściekowego do ciągu gospodarki osadowej, przekłada się na zwiększenie potencjału produkcji gazu fermentacyjnego, a w konsekwencji wzrost produkcji energii elektrycznej.

## 2.2. Optymalizacja oczyszczalni ścieków – kaprys czy konieczność?

W poprzednim rozdziale pokazano, że poprawa efektywności energetycznej jest możliwa poprzez minimalizację zużycia lub maksymalizację produkcji energii elektrycznej na terenie oczyszczalni ścieków, przy czym narzędziem do osiągnięcia tego celu jest optymalizacja oczyszczalni. Warto więc zastanowić się, co rozumiemy pod pojęciem optymalizacji, szczególnie w kontekście oczyszczania ścieków, oraz jakie są praktyczne uwarunkowania stosowania metod optymalizacji.

Uważa się, że optymalizacja to proces poszukiwania i wyznaczania, ze zbioru dopuszczalnych (przy uwzględnieniu określonych ograniczeń) rozwiązań danego problemu, rozwiązania najlepszego (optymalnego) ze względu na przyjęte kryterium (wskaźnik) oceny lub zbiór takich kryteriów, w związku z czym wyróżniamy optymalizację jedno i wielokryterialną (Kusiak i in., 2009). Optymalizację możemy zatem rozumieć jako usystematyzowane, naukowe podejście do zagadnienia podejmowania decyzji dotyczącej. wyboru najlepszego, w konkretnych warunkach, wariantu spośród dostępnych możliwości.

Z matematycznego punktu widzenia optymalizacja to problem polegający na znalezieniu ekstremum (minimum/maksimum) zadanej funkcji celu, będącej matematycznym zapisem wybranego kryterium oceny w postaci funkcji zmiennych decyzyjnych wraz z charakteryzującymi je współczynnikami oraz ewentualnymi ograniczeniami definiującymi dopuszczalne wartości tych zmiennych (Kulej, 2011). W zagadnieniach praktycznych funkcja celu może być bardzo skomplikowana i charakteryzować się występowaniem wielu lokalnych ekstremów, co powoduje, że wyszukiwanie optimum globalnego lub lokalnego (w zadanym zakresie) nie jest zagadnieniem trywialnym, a jego efektywność oraz wynik mogą być

uzależnione od wyboru odpowiedniego algorytmu optymalizacyjnego oraz punktu startowego. Teoretyczne oraz praktyczne aspekty modelowania i algorytmizacji procesów decyzyjnych, jak również same algorytmy wyszukiwania rozwiązania optymalnego są przedmiotem badań dyscypliny naukowej zwanej badaniami operacyjnymi (Kopańska-Bródka, 2010). Opis formalnych metod oraz algorytmów optymalizacji wykracza poza zakres niniejszej pracy.

Problematyka optymalizacji procesów podejmowana jest w wielu różnych dziedzinach i gałęziach przemysłu, co spowodowane jest z jednej strony coraz bardziej skomplikowanymi procesami produkcyjnymi, a z drugiej oczekiwaniami klientów dotyczącymi coraz wyższej jakości produktów przy możliwie niskiej cenie. W zastosowaniach praktycznych zazwyczaj mamy do czynienia z optymalizacją wielokryterialną z ograniczeniami, gdyż podejmowane decyzje muszą być kompromisem pomiędzy co najmniej dwoma, często sprzecznymi, celami przy uwzględnieniu określonych ograniczeń (np. prawnych), przykładem może być chęć zwiększenia wydajności produkcji, przy jednoczesnym obniżeniu kosztów i zachowaniu normowanej jakości produktu (Kopańska-Bródka, 2010). Ponadto przyjęte kryteria mogą być trudne do porównania np. ilościowe i jakościowe, a opisujące je funkcje celu liniowe lub nieliniowe, co dodatkowo utrudnia poszukiwanie, ocenę i wybór rozwiązania jednoznacznie optymalnego. W wyniku optymalizacji wielokryterialnej nie otrzymuje się zazwyczaj jednego rozwiązania optymalnego pod względem wszystkich kryteriów, lecz tzw. rozwiązanie Pareto, czyli zbiór różnych, równie dobrych rozwiązań niezdominowanych – optymalnych z uwagi na różne kryteria (Kulej, 2011). Dla rozwiązania niezdominowanego nie jest możliwe znalezienie rozwiązania lepszego pod względem co najmniej jednego kryterium bez pogorszenia z uwagi na pozostałe. Aby uniknąć problemu subiektywnego wyboru rozwiązania najlepszego spośród zbioru rozwiązań niezdominowanych stosuje się metody redukcji problemów wielokryterialnych (Kusiak i in., 2009). Jedną z najczęściej stosowanych jest metoda ważonych kryteriów polegająca na sprowadzeniu zagadnienia wielokryterialnego do jednokryterialnego poprzez wprowadzenie nadrzędnej (zagregowanej) funkcji celu będącej sumą ważoną funkcji celu odpowiadających poszczególnym kryteriom. Przy takim podejściu konieczne są jednak normalizacja oraz subiektywny dobór wag poszczególnych kryteriów, w zależności od ich istotności dla całego zagadnienia, który decyduje o uzyskiwanym rozwiązaniu optymalnym.

Stopniowe zaostrzanie wymogów dotyczących jakości ścieków oczyszczonych oraz stale rosnące koszty eksploatacji obiektów powodują zwiększone zainteresowanie zagadnieniami optymalizacji procesów również w sektorze wodno-ściekowym. Jest to tym bardziej uzasadnione, że w przypadku praktycznie każdej oczyszczalni ścieków możliwa do uzyskania, rzeczywista przepustowość i sprawność różnią się od wartości projektowych, istnieje zatem pole do optymalizacji wynikające z m.in. (Hartley, 2013):

- przyjmowanych na etapie projektowania współczynników bezpieczeństwa, wynikających z niepewności dostępnych danych oraz metod projektowania,
- różnic pomiędzy projektowym oraz rzeczywistym bilansem ilości ścieków i ładunków zanieczyszczeń, a także nieuniknionej zmienności ilości i składu ścieków,
- różnic pomiędzy projektowaną oraz rzeczywistą przepustowością i sprawnością poszczególnych urządzeń i obiektów,

- informacji i doświadczeń zbieranych w trakcie eksploatacji, które pozwalają na poprawę efektywności technologicznej oraz identyfikację i eliminowanie tzw. wąskich gardeł.

Należy jednak podkreślić, że nie jest możliwe stworzenie jednej strategii optymalizacji dla wszystkich oczyszczalni ścieków, gdyż każdy obiekt jest do pewnego stopnia wyjątkowy, a o możliwym zakresie oraz efektach optymalizacji decydują uwarunkowania lokalne, m.in.:

- metodyka i jakość projektowania – można się spodziewać, że możliwości optymalizacji będą większe w przypadku OŚ projektowanych z wykorzystaniem tradycyjnych metod inżynierskich niż OŚ projektowanych z wykorzystaniem skalibrowanego modelu,
- zakres i jakość rutynowo zbieranych danych eksploatacyjnych, które stanowią podstawę do oceny aktualnego stanu OŚ, identyfikacji problemów eksploatacyjnych oraz poszukiwania możliwych ulepszeń,
- aktualny stan OŚ, zidentyfikowane problemy eksploatacyjne i wąskie gardła, dostępna aparatura pomiarowo-kontrolna oraz system sterowania,
- wiedza, doświadczenie i zaangażowanie załogi OŚ, która zazwyczaj najlepiej zna dany obiekt, a także jest odpowiedzialna za wdrażanie działań optymalizacyjnych,
- wymagania dotyczące kontroli jakości ścieków oczyszczonych w zakresie limitowanych parametrów, dopuszczalnych stężeń zanieczyszczeń oraz sposobu wyznaczania wartości miarodajnych (średnie roczne, dobowe czy wartości chwilowe), a także sposób obliczania opłat za korzystanie ze środowiska oraz kar za przekroczenia wartości dopuszczalnych,
- oczekiwań i możliwości finansowych właściciela OŚ oraz ograniczeń czasowych.

Optymalizacja może i powinna być stosowana na każdym etapie cyklu życia OŚ, przy czym w zależności od warunków i wymagań lokalnych możliwe jest przyjęcie różnych celów optymalizacji, np.:

- na etapie projektowania:
  - wybór optymalnego wariantu rozwiązań projektowych w celu minimalizacji kosztów całkowitych (inwestycyjnych i eksploatacyjnych) przy zachowaniu wymaganego składu ścieków oczyszczonych oraz wymaganej niezawodności pracy OŚ, a także uwzględnieniu powierzchni terenu dostępnego pod budowę,
  - optymalny dobór urządzeń w celu zapewnienia wymaganych parametrów pracy oraz minimalizacji tzw. kosztów cyklu życia (koszty zakupu, montażu i uruchomienia, zużywanej energii elektrycznej, a także obsługi i nadzoru oraz bieżących remontów),
- na etapie eksploatacji:
  - wybór optymalnej strategii sterowania pracą OŚ w celu minimalizacji kosztów eksploatacji poprzez ograniczenie zużycia energii elektrycznej i odczynników chemicznych, przy zachowaniu wymaganego składu ścieków oczyszczonych,
- na etapie modernizacji/rozbudowy:
  - maksymalizacja przepustowości oczyszczalni przy zachowaniu wymaganego składu ścieków oczyszczonych,
  - poprawa skuteczności oczyszczania ścieków w związku z dostosowaniem do nowych wymagań dotyczących jakości ścieków oczyszczonych.

Działania realizowane w trakcie procesu optymalizacji OŚ w celu osiągnięcia zakładanego efektu mogą być również istotnie zróżnicowane pod względem zakresu oraz kosztów (Metcalf&Eddy, 2014; Hartley, 2013):

- począwszy od teoretycznie bezinwestycyjnej optymalizacji istniejących obiektów i urządzeń w wyniku modyfikacji strategii sterowania OŚ np. poprzez dobór nastaw parametrów procesowych (wieku osadu, stężenia tlenu, rozdziału ścieków) czy zmiany w sposobie eksploatacji instalacji (różne układy komór, praca ciągła lub okresowa),
- poprzez modernizację oczyszczalni, która może obejmować wymianę urządzeń na bardziej wydajne lub efektywne, modyfikację systemu sterowania (montaż dodatkowych urządzeń pomiarowych, implementacja zaawansowanych algorytmów sterowania) czy modernizację obiektów lub urządzeń, które limitują przepustowość lub sprawność OŚ (tzw. wąskich gardeł), co pozwala uniknąć rozbudowy o kolejne ciągi oczyszczania,
- kończąc na rozbudowie oczyszczalni, która zazwyczaj jest najbardziej kosztowna i długotrwała, ale długoterminowo może być bardziej korzystna: np. budowa instalacji do oczyszczania odcieków w procesie deamonifikacji może być bardziej korzystna niż poprawa usuwania azotu w ciągu ściekowym poprzez dawkowanie zewnętrznego źródła węgla do komór denitryfikacji.

Decyzja o podjęciu prac optymalizacyjnych na konkretnym obiekcie nie powinna więc bazować na przekonaniach czy intuicjach, ale być podparta rzetelną oceną stanu OŚ, obejmującą określenie procesów jednostkowych wymagających optymalizacji, jak również jej zakresu oraz spodziewanych efektów. Wykorzystuje się do tego różnorodne metody, wśród których wyróżnić można (Metcalf&Eddy, 2004; 2014):

- analizę historycznych danych eksploatacyjnych z wykorzystaniem metod statystycznych w celu identyfikacji problemów występujących na OŚ oraz określenia ich przyczyn,
- wykorzystanie opomiarowania, regulacji i sterowania oraz automatyzacji – pomiary on-line z jednej strony dają zdecydowanie pełniejszy obraz dynamicznego stanu pracy OŚ niż analizy próbek chwilowych czy zlewanych, a z drugiej wraz z układami sterowania i automatyzacji umożliwiają wdrożenie założeń optymalizacyjnych do praktyki eksploatacyjnej,
- zastosowanie modeli matematycznych OŚ, szczególnie do symulacji pracy OŚ w warunkach dynamicznych w celu lepszego zrozumienia zależności pomiędzy różnymi procesami oraz optymalizacji parametrów procesowych, a także testowania strategii sterowania, jak również weryfikacji i oceny różnych wariantów modernizacji lub rozbudowy OŚ,
- badania w skali laboratoryjnej, a szczególnie pilotowej, w celu końcowego sprawdzenia i zoptymalizowania proponowanych rozwiązań w typowych warunkach eksploatacyjnych przed wdrożeniem w pełnej skali technicznej, jak również w celu szkolenia załogi.

Podsumowując należy stwierdzić, że optymalizacja oczyszczalni ścieków w wielu przypadkach oznacza racjonalizację nadmiernych współczynników bezpieczeństwa przyjętych na etapie projektowania oraz eliminację tzw. wąskich gardeł. Jej przeprowadzenie wymaga kompleksowej znajomości procesu oraz precyzyjnej wiedzy o jego stanie i dynamice odpowiedzi na zaburzenia. Warunkiem koniecznym skutecznej realizacji prac optymalizacyjnych jest dostępność wiarygodnych danych eksploatacyjnych oraz system regulacji i sterowania, zdolny zapewnić

odpowiednią niezawodność pracy OŚ przy ograniczonych współczynnikach bezpieczeństwa, a kluczowo ważnym narzędziem w planowaniu i prowadzeniu prac optymalizacyjnych jest skalibrowany model oczyszczalni ścieków.

W przypadku oczyszczalni ścieków zazwyczaj mamy do czynienia z optymalizacją wielokryterialną z ograniczeniami, wynikającymi najczęściej z wymaganego składu ścieków oczyszczonych, ale także dostępnej powierzchni terenu. Wykorzystywane funkcje celu charakteryzują się zwykle płaskimi minimami, co przy dużej niepewności wartości wejściowych parametrów charakteryzujących zmienne decyzyjne (np. jednostkowych cen urządzeń, wartości taryfy energetycznej) utrudnia wykorzystanie formalnych metod optymalizacji do wyboru jednoznacznie najlepszego rozwiązania spośród zbliżonych wariantów.

W literaturze opisanych jest wiele przykładów udanych optymalizacji OŚ zarówno na etapie projektowania, eksploatacji, jak i modernizacji czy rozbudowy. Ich przegląd można znaleźć m.in. w pracy Mąkinii (2010). Autor niniejszej rozprawy chciałby jednak zwrócić uwagę na dwa przykłady, które dobitnie pokazują istotne zalety optymalizacji.

Ladiges i in. (2003; 2004) opisali optymalizację połączonych oczyszczalni ścieków Köhlbrandhöft-Dradenau w Hamburgu (RLM~1,85 mln) prowadzoną w związku z przewidywanym zwiększeniem ładunku dopływających zanieczyszczeń o 15%. Wstępne warianty bazujące na tradycyjnych obliczeniach wg wytycznych ATV-DVWK wskazywały na konieczność rozbudowy oczyszczalni przy szacowanych kosztach rzędu 25–100 mln EUR. Natomiast badania przy wykorzystaniu symulacji dynamicznych na skalibrowanym modelu (koszt badań~150 tys. EUR), pozwoliły ograniczyć koszty rozbudowy OŚ do zaledwie 1 mln EUR, przy jednoczesnej modyfikacji sposobu sterowania OŚ. Pokazuje to, że działania optymalizacyjne, szczególnie z wykorzystaniem skalibrowanego modelu OŚ, pozwalają na osiągnięcie olbrzymich oszczędności, nawet pomimo kosztów samych badań.

Skalibrowany model został również wykorzystany w trakcie prac optymalizacyjnych w OŚ Galindo-Bilbao (350 tys. m<sup>3</sup>/d) zarówno na etapie projektowania, opracowywania strategii sterowania w różnych warunkach eksploatacyjnych, jak i weryfikacji zaprojektowanych regulatorów. Rozwiązania wypracowywane w badaniach symulacyjnych były cyklicznie weryfikowane w skali pilotowej i technicznej – w efekcie udało się poprawić stabilność pracy OŚ oraz zmniejszyć zarówno stężenie azotu w odpływie, jaki i koszty napowietrzania o 15–20%. (Rivas i in., 2001; Galarza i in., 2001; Ayesa i in., 2006). Pokazuje to, że najlepsze efekty daje połączenie różnych metod optymalizacji z praktyczną weryfikacją proponowanych rozwiązań.

Niniejsza rozprawa skupia się na problemie optymalizacji istniejącej oczyszczalni ścieków w zakresie minimalizacji kosztów eksploatacji, a w szczególności kosztów napowietrzania bloków biologicznych. Jest to bardzo istotne zagadnienie, gdyż analiza kosztów eksploatacji oczyszczalni ścieków w krajach rozwiniętych pokazała, że największy udział, po kosztach osobowych, mają koszty zakupu energii elektrycznej (zużywanej głównie na napowietrzanie i pompowanie ścieków), które mogą stanowić do 40–50% kosztów eksploatacji (Lazarova i in., 2012b), natomiast biorąc pod uwagę całkowite koszty oczyszczania ścieków (inwestycyjne i eksploatacyjne) koszty zakupu energii stanowią 5–10% (Olsson, 2012c).

Podewils (2012) zwrócił uwagę, że ograniczenie kosztów zakupu energii elektrycznej można osiągnąć na dwa sposoby:

- ograniczając ceny energii poprzez zmianę taryfy w wyniku negocjacji umowy na dostawę energii lub zmianę dostawcy,
- ograniczając zużycie energii elektrycznej, co dokładniej zostanie omówione poniżej.

O wzrastającym znaczeniu ograniczania zużycia energii w gospodarce świadczy między innymi wprowadzona w 2011 roku norma ISO 50001 dotycząca zarządzania energią, której celem jest poprawa efektywności energetycznej, a także programy dążące do ograniczenia zużycia energii w sektorze wodno-ściekowym o 20–30% wdrażane w Kalifornii, Szwecji a nawet Chinach (Olsson, 2012c). W Niemczech z kolei wydatki poniesione na inwestycje w związku z działaniami optymalizacyjnymi, po osiągnięciu zakładanego celu, można odpisać od opłat za odprowadzanie ścieków (Podewils, 2012).

Metcalf&Eddy (2014) zalecają, aby działania optymalizacyjne w zakresie minimalizacji zużycia energii elektrycznej poprzedzone były audytem energetycznym oczyszczalni ścieków, który ma na celu identyfikację głównych odbiorników energii oraz określenie możliwości poprawy efektywności energetycznej. Audyt taki może mieć różną formę: od ustalenia głównych procesów energochłonnych, po bardzo szczegółowy audyt poszczególnych procesów jednostkowych i urządzeń.

Szacuje się, że do 95% zużycia energii elektrycznej w OŚ przypada na silniki elektryczne (napędy), natomiast oświetlenie oraz zasilanie systemów sterowania składa się na pozostałe kilka procent (Podewils, 2012). Główne procesy energochłonne na oczyszczalni ścieków, a zarazem główne obszary możliwej poprawy efektywności energetycznej obejmują (Lazarova i in., 2012b):

- napowietrzanie ścieków w komorach tlenowych,
- pompowanie ścieków (pompownia główna oraz recyrkulacji wewnętrznej i zewnętrznej),
- mieszanie ścieków w komorach nienapowietrzanych,
- pompowanie i odwadnianie osadów.

Napowietrzanie komór osadu czynnego, w celu dostarczenia tlenu niezbędnego do podtrzymania obecnie stosowanych procesów biologicznego oczyszczania ścieków, może stanowić do 60%, a wraz z mieszaniem komór nienapowietrzanych nawet do 80% całkowitego zużycia energii w OŚ (Wanner i Jenkins, 2014).

Szacuje się, że działania optymalizacyjne z wykorzystaniem sprawdzonych technologii pozwalają ograniczyć zużycie energii elektrycznej OŚ o 20–30%, przy czym można wyróżnić kilka obszarów tych działań (Lazarova i in., 2012b; Olsson, 2012c; Metcalf&Eddy, 2014):

1. zarządzanie ładunkiem zanieczyszczeń (z *ang.* load management) – sterowanie pracą OŚ tak, aby zmniejszyć nierównomierność dopływu ścieków i ładunków zanieczyszczeń (np. poprzez wykorzystanie retencji kanałowej czy eksploatację stacji mechanicznego odwadniania osadu poza godzinami szczytu), a także ograniczyć ładunek trafiający do stopnia biologicznego (przez poprawę sprawności osadników wstępnych), co pozwala zmniejszyć maksymalny

- 
- pobór energii w ciągu doby (moc zamówioną) oraz ograniczać zużycie energii w okresach szczytowych cen energii,
2. stosowanie silników elektrycznych o wysokiej sprawności (klasyfikacja wg normy IEC 60034-30) wyposażonych w przemienniki częstotliwości do regulacji prędkości obrotowej – silniki takie są droższe od standardowych, więc ich stosowanie jest szczególnie uzasadnione w przypadku napędów o długim czasie pracy oraz zmiennym obciążeniu (np. pomp pompowni głównej czy recyrkulacji oraz dmuchaw)
  3. dobór układów pomp o odpowiedniej konstrukcji wirników i regulacji wydajności poprzez zmianę prędkości obrotowej, tak aby zapewnić pracę pomp w przedziale największej sprawności, a także właściwy dobór rurociągów (średnica, współczynnik chropowatości),
  4. optymalizacja systemu napowietrzania w zakresie:
    - a. produkcji sprężonego powietrza – stosowanie układów wysokosprawnych dmuchaw o regulowanej wydajności (dmuchawy Rootsa lub turbokompresory w zależności od wielkości obiektu) oraz ich odpowiednia eksploatacja (sterowanie załączaniem, algorytmy kontroli wydajności i ciśnienia) oraz konserwacja (filtry, oleje),
    - b. dystrybucji sprężonego powietrza – właściwe projektowanie liczby oraz rozmieszczenia dyfuzorów w reaktorze oraz układu rurociągów i zaworów pozwalającego na niezależne sterowanie poszczególnymi sekcjami, właściwa eksploatacja i okresowa regeneracja dyfuzorów drobnopęcherzykowych w celu minimalizacji strat ciśnienia oraz poprawy sprawności napowietrzania,
    - c. systemu sterowania – stosowanie automatycznych systemów monitoringu i sterowania napowietrzaniem przynajmniej w zakresie kontroli stężenia tlenu na zadanym poziomie, ale, szczególnie w układach biologicznego usuwania związków biogenych, wskazane jest stosowanie bardziej zaawansowanych systemów sterowania wykorzystujących przerywane napowietrzanie lub automatyczną regulację zadanego stężenia tlenu w oparciu o pomiar azotu amonowego i/lub azotanowego w odpływie z komory napowietrzania, istotna jest również właściwa konserwacja (czyszczenie i kalibracja) czujników pomiarowych,
    - d. ewentualnego montażu mieszadeł w komorach napowietrzania, aby konieczność utrzymania osadu w zawieszeniu nie skutkowałą niepotrzebnym przetlenianiem reaktora.

Kompleksowa optymalizacja pracy systemu napowietrzania powinna obejmować (Janiak, 2013):

- wykrycie i naprawę nieszczelności oraz innych usterek w systemie napowietrzania,
- identyfikację stanu dyfuzorów, w zakresie stopnia wykorzystania tlenu oraz strat ciśnienia, a także wyznaczenie szybkości zarastania dyfuzorów w celu określenia częstotliwości ich regeneracji,
- dobór metody okresowej regeneracji dyfuzorów,
- identyfikację średniego stopnia wykorzystania tlenu oraz jego zmienności przestrzennej i czasowej w komorach napowietrzanych w typowych warunkach eksploatacyjnych,
- identyfikację warunków przebiegu nityfikacji i potencjału nityfikacyjnego układu,
- wybór optymalnego algorytmu sterowania systemem napowietrzania.

Niniejsza praca skupia się na dwóch ostatnich z powyższych punktów. Pozostałe działania przeprowadzono dla WOŚ wcześniej i zostały one opisane w pracy Janiaka (2013).

### 2.3. Model matematyczny oczyszczalni ścieków

Próby opisu matematycznego procesu osadu czynnego w celu ilościowego ujęcia obserwowanych zjawisk podejmowane były od lat 50. XX wieku, najpierw w postaci prostych modeli empirycznych, a następnie modeli stanu ustalonego bazujących na zasadzie zachowania masy oraz podstawowych zależnościach inżynierii procesowej. Rozwój modeli dynamicznych nastąpił dopiero w drugiej połowie lat 70. w wyniku prac grup badawczych Andrews w USA oraz Marais w RPA, co możliwe było zarówno dzięki coraz lepszemu poznaniu mechanizmów procesów oczyszczania ścieków, jak i rosnącej dostępności mocy obliczeniowej komputerów, niezbędnych do wykorzystania skomplikowanych modeli bazujących na układach równań różniczkowych, których rozwiązanie wymaga zastosowania metod numerycznych (Makinia, 2010). Prawdziwy przełom w zastosowaniu modeli dynamicznych osadu czynnego nastąpił jednak dopiero w wyniku prac Grupy Roboczej IAWPRC (obecnie IWA) wraz z opublikowaniem w roku 1987 raportu (Henze i in., 1987), w którym przedstawiono model ASM1 (activated sludge model), bazujący w dużej mierze na wcześniejszych dokonaniach zespołu Marais. Model ASM1 obejmuje biochemiczne przemiany związków organicznych i azotu prowadzone przez bakterie heterotroficzne i nityfikacyjne w warunkach tlenowych i anoksydacyjnych. Wyróżnić można kilka czynników, które sprawiły, że model ASM1 został powszechnie zaakceptowany i do dziś jest jednym z najczęściej stosowanych modeli osadu czynnego (Henze i in., 2000):

- model był wynikiem wspólnych prac naukowców z wiodących ośrodków naukowych zajmujących się problematyką modelowania oczyszczania ścieków, dzięki czemu wprowadzono ujednolicony opis procesów oraz nomenklaturę, a sam model stanowił wspólną platformę do dalszych modyfikacji i rozwoju,
- celem było stworzenie możliwie najprostszego modelu, który będzie zapewniał poprawne przewidywanie jakości ścieków oczyszczonych, zapotrzebowania tlenu oraz produkcji osadu nadmiernego – udało się osiągnąć wyważony kompromis pomiędzy naukową dokładnością opisu skomplikowanych przemian biochemicznych a przystępnością zapisu matematycznego umożliwiającego zastosowanie praktyczne,
- podział związków organicznych (wyrażonych jako ChZT) oraz związków azotu na frakcje (biodegradowalne i niebiodegradowalne oraz rozpuszczone i zawieszony), przy czym najbardziej istotny był podział biodegradowalnych związków organicznych na frakcje łatwo- i wolnorozkładalną, gdyż pozwolił na prawidłową prognozę szybkości zużycia tlenu i szybkości denitryfikacji,
- opis nityfikacji jako jednostopniowego utleniania azotu amonowego do azotu azotanowego,
- wprowadzenie zapisu macierzowego (macierze Petersena), co zdecydowanie skróciło i uprościło sposób prezentacji modelu oraz umożliwiło łatwą modyfikację struktury modelu.

Szczegółowy opis założeń, struktury i ograniczeń modelu ASM1, zestaw domyślnych parametrów modelu oraz wytyczne do wyznaczania podziału frakcyjnego zanieczyszczeń w ściekach, jak również objaśnienie zasad zapisu macierzowego, można znaleźć w pracy Henze i in. (2000).

Rozwój technologii oczyszczania ścieków, a szczególnie coraz powszechniejsze wykorzystanie procesu wzmożonej biologicznej defosfatacji oraz lepsze zrozumienie mechanizmów tego procesu, a także konieczność wyeliminowania zidentyfikowanych niedoskonałości modelu ASM1, spowodowały, że w ciągu następnej dekady zostały przedstawione kolejne modele z rodziny ASM:

- model ASM2 (Gujer i in., 1995), w którym uwzględniono procesy biologicznego i chemicznego usuwania fosforu ze ścieków oraz szereg pomniejszych zmian względem modelu ASM1, przy czym założono, że pobór fosforanów odbywa się tylko w warunkach tlenowych,
- model ASM2d (Henze i in., 1999), w którym uwzględniono również pobór fosforanów w warunkach anoksydacyjnych przez denitryfikujące bakterie PAO,
- model ASM3 (Gujer i in., 1999), wprowadzony jako następca modelu ASM1, obejmuje identyczne procesy oczyszczania ścieków przy istotnych zmianach założeń teoretycznych dotyczących m.in.: przyrostu heterotrofów na wewnątrzkomórkowych materiałach zapasowych, odejścia od hipotezy śmierć–regeneracja na rzecz oddychania endogennego, czy zróżnicowania współczynników wydajności przyrostu i stałych szybkości obumierania w zależności od warunków oksydacyjno–redukcyjnych,
- model ASM3P (Rieger i in., 2001) będący rozszerzeniem modelu ASM3 o procesy biologicznego usuwania fosforu.

Warto również wspomnieć, że równoległe do modeli rodziny ASM rozwijane były inne modele, wśród których największe znaczenie zyskały: model New General (Barker i Dold, 1997), model UCTPHO+ (Hu i in., 2007) czy model ASM2d+TUDP (Meijer, 2004), w którym wprowadzono metaboliczny model procesu wzmożonej biologicznej defosfatacji.

Szczegółowy opis założeń, struktury i ograniczeń powyższych modeli oraz przypisane im zestawy domyślnych parametrów można znaleźć w przytoczonych publikacjach, natomiast próby porównania poszczególnych modeli można znaleźć w pracach Mąkinii (2010) czy Riegera i in. (2013).

Corominas i in. (2010) zwrócili uwagę na istotne różnice występujące pomiędzy modelami, zdarza się, że ten sam parametr nosi różne nazwy w modelach, ale również tak samo nazwany parametr może mieć różne znaczenie, ponadto różnice w założeniach teoretycznych powodują, że przenoszenie wartości parametrów czy doświadczeń związanych z wykorzystaniem jednego modelu na inny wymaga dużej ostrożności oraz dogłębnej znajomości struktury obu modeli. Powoduje to, że wybór modelu do konkretnego zadania, poza czynnikami merytorycznymi, podyktowany jest również dotychczasowym doświadczeniem osoby realizującej dane zadanie, gdyż poznanie i wykorzystanie nowego modelu wymaga włożenia sporego wysiłku.

W związku z powyższym, Corominas i in. (2010) zaproponowali wdrożenie nowego ujednoliconego systemu notacji dla modeli dotyczących oczyszczania ścieków, który wprowadza jednoznaczne i usystematyzowane nazewnictwo oraz symbole zmiennych stanu oraz parametrów zarówno istniejących, jak i przyszłych modeli, co pozwoli również na łatwiejszą weryfikację modeli pod względem błędów i nieścisłości. Jak pokazała systematyczna weryfikacja dotychczas

opublikowanych modeli pod kątem występowania błędów w druku, niezgodności i braków w założeniach przeprowadzona przez Hauduc i in. (2010), tego typu błędy występowały w większości z nich.

Należy w tym miejscu jednak wyraźnie podkreślić, że choć model biokinetyczny osadu czynnego jest rdzeniem modelu oczyszczalni ścieków, to model oczyszczalni ścieków jest pojęciem szerszym, w skład którego wchodzi również modele transferu masy (napowietrzania i hydrauliczny), modele sedymentacji (wstępnej i wtórnej), modele frakcji zanieczyszczeń, a zazwyczaj również model systemu sterowania i energetyczny.

Aby możliwe było praktyczne wykorzystanie złożonego modelu oczyszczalni ścieków konieczne jest jego zaimplementowanie w programie symulacyjnym, który zazwyczaj zapewnia interfejs graficzny umożliwiający budowę modelu OŚ, interfejsy wejściowe (wprowadzanie danych) i wyjściowe (odbiór i prezentacja wyników obliczeń), a także pakiet algorytmów do numerycznego rozwiązywania problemów. Obecnie dostępnych jest wiele komercyjnych programów symulacyjnych, do najbardziej znanych należą BioWin (EnviroSim, Kanada), GPS-X (Hydromantis, Kanada), Simba (ifak, Niemcy), West (DHI, Dania) oraz polski SymOS. Twórcy programów symulacyjnych często wprowadzali modyfikacje w implementowanych modelach w celu usunięcia błędów i niezgodności, rozszerzenia zakresu stosowalności lub wprowadzenia dodatkowych procesów (np. chemicznego strącania) (Makinia, 2010).

Specyfika procesów oczyszczania ścieków, w tym złożoność oraz wzajemne zależności pomiędzy procesami biologicznego oczyszczania, szczególnie w układach z usuwaniem związków biogennych, a także dynamiczny charakter pracy OŚ wynikający ze zmiennych warunków zasilania oraz zewnętrznych, sprawiły, że modele dynamiczne OŚ są coraz powszechniej wykorzystywane w różnych zastosowaniach m.in. (Gernaey i in., 2004):

- w projektowaniu nowych oraz optymalizacji, modernizacji i rozbudowie istniejących OŚ,
- w badaniach naukowych – do wstępnej weryfikacji hipotez i projektowania eksperymentów,
- w nauczaniu o procesach oczyszczania ścieków, modelowaniu matematycznym i modelach,
- w ocenie skutków wprowadzenia nowych wymagań dotyczących ścieków oczyszczonych.

Wynika to w dużej mierze z zalet stosowania modeli względem tradycyjnych metod – modele pozwalają prowadzić eksperymenty, które w rzeczywistości byłyby bardzo kosztowne lub niemożliwe do przeprowadzenia, dzięki czemu możliwe jest wykrycie nieprzewidzianych problemów i możliwości optymalizacji, tym bardziej, że wyniki symulacji (i zachowanie rzeczywistego obiektu) potrafią być sprzeczne z inżynierską intuicją. Symulacje komputerowe nie wprowadzają zaburzeń w rzeczywistym systemie, a wyniki uzyskujemy w bardzo krótkim czasie (rzędu minut czy godzin w porównaniu do tygodni czy miesięcy w przypadku badań laboratoryjnych), co pozwala na większą kreatywność bez fizycznych konsekwencji popełnianych błędów. Ponadto, wykorzystanie modeli pozwala na testowanie i wykrywanie błędów projektowych oraz modyfikacje proponowanych rozwiązań przed podjęciem inwestycji, co w konsekwencji zmniejsza koszty i skraca czas potrzebny na wdrożenie i uzyskanie zakładanego efektu, a jednocześnie pozwala zebrać informacje i doświadczenia, które ułatwiają eksploatację rzeczywistego układu (Makinia, 2010).

Rieger i in. (2013) wymienili szereg czynników, które ich zdaniem będą sprzyjać dalszej popularyzacji praktycznych zastosowań modeli matematycznych w sektorze ściekowym:

- czynniki finansowe – rosnące koszty eksploatacji OŚ, które muszą być pokrywane w ramach opłat za odprowadzanie ścieków, ograniczone fundusze i powierzchnia terenu pod rozbudowę
- zaostżane wymagania dot. ścieków oczyszczonych – konieczność usuwania związków biogennych oraz mikrozanieczyszczeń,
- zmiany klimatyczne – wzrastające przepływy pogody mokrej, wzrastające wtórne wykorzystanie ścieków, problem emisji gazów cieplarnianych,
- czynniki społeczne – zwiększone zainteresowanie jakością i niezawodnością działania OŚ.

Choć symulacje komputerowe wykorzystujące modele matematyczne są potężną metodą analizy systemów oczyszczania ścieków mają również swoje wady i ograniczenia (Makinia, 2010; Gujer, 2006):

- nawet najlepszy model jest tylko przybliżeniem rzeczywistości, dlatego wyniki symulacji nigdy nie będą bardziej poprawne niż wykorzystywany model oraz dane wejściowe do symulacji – przyjęcie błędnych lub obciążonych dużą niepewnością danych może prowadzić do zupełnie niepoprawnych wyników, które zawsze powinny być oceniane na podstawie wiedzy eksperckiej oraz weryfikowane w warunkach rzeczywistych,
- wykorzystanie symulacji komputerowych do znalezienia optymalnego rozwiązania problemu nie poparte wiedzą ekspercką może prowadzić do nieefektywnego poszukiwania rozwiązania metodą prób i błędów,
- poprawne oraz efektywne wykorzystanie modeli matematycznych zazwyczaj nie jest łatwe, ani tanie i nie gwarantuje uzyskania szybkich odpowiedzi – wiąże się z koniecznością zebrania i weryfikacji danych wejściowych, przeprowadzenia kalibracji oraz walidacji modelu, a także samych badań symulacyjnych oraz analizy i interpretacji wyników,
- stopień złożoności nowszych modeli biokinetycznych, szczególnie ASM2d oraz ASM3P (zawierających dużą liczbę parametrów), wraz z niepewnością dotyczącą poprawności opisu zjawisk oraz struktury modelu, a także trudnościami w wyznaczeniu jednoznacznych wartości często skorelowanych parametrów, sprawia, że kalibracja modeli jest skomplikowana, kosztowna i długotrwała,
- modele mają ograniczony zakres stosowalności – typowe ograniczenia dotyczą przedziału temperatur (zazwyczaj 10–25 °C), odczynu ścieków (zbliżony do neutralnego), braku substancji toksycznych w ściekach, braku istotnego udziału ścieków przemysłowych, czy braku istotnych stężeń azotynów (jednostopniowa nityfikacja)
- modele nie przewidują właściwości sedymentacyjnych osadu czynnego (brak opisu bakterii nitkowatych i pęcznienia osadu).

Międzynarodowa ankieta dotycząca zastosowań modeli osadu czynnego w praktyce projektowania i eksploatacji oczyszczalni ścieków wykazała, że osoby korzystające z modeli jako główne przeszkody ograniczające bardziej powszechne zastosowanie modeli osadu czynnego wskazują (Hauduc i in., 2009):

- czaso-, praco- i kosztochłonność praktycznych zastosowań modeli (głównie kalibracji),

- dużą liczbę dostępnych modeli o złożonej strukturze, przy jednoczesnym braku ich porównania oraz braku informacji dotyczących ograniczeń poszczególnych modeli,
- brak standardowych i ujednoczonych procedur zbierania, analizy, weryfikacji i korekty spójności danych eksploatacyjnych (w tym charakterystyki podziału frakcyjnego zanieczyszczeń w ściekach),
- brak standardowych i ujednoczonych procedur właściwej kalibracji i walidacji modelu,
- a także wątpliwości dotyczące jakości i niepewności przewidywań modeli.

Warto również zaznaczyć, że zarówno same modele, jak i sposoby ich wykorzystania są dalekie od uznania za kompletne, ostateczne i niezmiennie. Z pewnością będą one w dalszym ciągu ewoluowały, szczególnie biorąc pod uwagę wyzwania dotyczące modelowania oczyszczania ścieków, w kierunku (Nopens i in., 2014; Gujer, 2011):

- modeli zintegrowanych o wzrastającym stopniu skomplikowania w związku z:
  - coraz szerszymi granicami modeli (model ciągu ściekowego, model całej oczyszczalni, czy zintegrowany model sieci kanalizacyjnej, oczyszczalni ścieków i odbiornika)
  - wzrastającą rozdzielczością modeli: przestrzenną (pojedynczy reaktor, zastępcza kaskada reaktorów, obliczeniowa mechanika płynów), czasową (symulacje statyczne/dynamiczne) oraz procesową (procesy usuwania związków organicznych, azotu, fosforu, procesy beztlenowe, usuwanie mikrozanieczyszczeń, emisja tzw. gazów cieplarnianych, itd.),
  - rosnącej złożoności matematycznej modeli (równania algebraiczne, różniczkowe zwyczajne oraz cząstkowe),
- wykorzystania modeli na różnych etapach cyklu życia OŚ zdominowanego przez nieprzewidywalne zdarzenia i ciągły rozwój – OŚ właściwie nigdy nie działa w warunkach na jakie została zaprojektowana – konieczność dopasowania pracy OŚ do aktualnych warunków, zmiennych założeń i wymagań, oraz uwzględnienia niepewności, która w konwencjonalnym podejściu ujmowana była we współczynnikach nierównomierności oraz bezpieczeństwa,
- zrównoważenia złożoności submodeli wchodzących w skład modelu OŚ – do tej pory największą wagę przykładano do modeli biokinetycznych i są one najbardziej zaawansowane, podczas gdy modele sedymentacji, hydrauliczny i napowietrzania są uproszczone, co powoduje czasami konieczność niepotrzebnej kalibracji modelu biokinetycznego w celu kompensacji niedoskonałości innych modeli,
- traktowania ścieków jako źródła energii i surowców, co wymusza tworzenie modeli całej oczyszczalni ścieków, z większym naciskiem kładzionym na przewidywanie jakości i ilości uzyskiwanych produktów, szczególnie składu oraz ilości osadu wstępnego (w oparciu o dobry model sedymentacji wstępnej), kluczowo ważnego przy dążeniu do samowystarczalności energetycznej OŚ,
- tworzenia – z uwagi na praktyczne zastosowania modeli – narzędzi ułatwiających przygotowanie danych wejściowych do symulacji, prowadzenie symulacji oraz analizę, ocenę i interpretację oraz prezentację i dokumentację wyników,
- ograniczenia potrzeby i zakresu kalibracji modeli OŚ (np. poprzez automatyzację wyznaczania frakcji zanieczyszczeń w ściekach).

### 2.3.1. Kalibracja modelu

Komputerowe modele symulacyjne stosuje się z powodzeniem, zarówno na etapie projektowania jak i eksploatacji procesu osadu czynnego w oczyszczalniach ścieków komunalnych – jest to użyteczne, jeżeli stosowane modele właściwie przewidują działanie procesów istotnych w danym zastosowaniu. Obecnie stosowane modele matematyczne OŚ, pomimo skomplikowanej struktury, są tylko uproszczonym przybliżeniem rzeczywistych systemów i z tego względu, aby właściwie przewidywać zachowanie rzeczywistych układów oczyszczania ścieków, wymagają przeprowadzenia procedury kalibracji dla danego obiektu. Kalibracją nazywamy proces estymacji parametrów modelu, mający na celu zminimalizowanie rozbieżności pomiędzy przewidywaniami modelu, a rzeczywistymi obserwacjami. Zakres koniecznej i możliwej kalibracji zależy od jakości będących w dyspozycji danych empirycznych, charakteryzujących pracę analizowanego obiektu oraz celu stosowania symulacji. Poza koniecznością określenia cech funkcjonalnych i geometrycznych schematu procesowego, niezbędna jest wiedza o jakościowej i ilościowej charakterystyce wejść oczyszczalni (przepływ, stężenia charakterystycznych frakcji zanieczyszczeń) oraz znajomość parametrów procesowych, jak również parametrów kinetycznych i stechiometrycznych procesów przemian zanieczyszczeń (Makinia, 2010).

Wraz z wprowadzeniem modeli osadu czynnego z rodziny ASM, IWA sformułowała ogólne zalecenia dotyczące kalibracji tych modeli (Henze i in., 2000): do poprawnej kalibracji modelu wymagana jest dobra znajomość założeń, struktury i ograniczeń modelu, w przeciwnym wypadku zmiany wartości parametrów mogą prowadzić do zupełnie błędnych wyników, ponadto, z uwagi na fakt, że większość parametrów modelu nie zmienia się istotnie, nie należy zmieniać ich wartości bez wyraźnego uzasadnienia, a w czasie kalibracji należy zmieniać jednocześnie wartość tylko jednego parametru.

Dostępne procedury kalibracyjne charakteryzują się znaczną czaso-, praco- i kosztocłonnością, ponadto wymagają często dostępu do zaawansowanej aparatury badawczej, co ogranicza praktyczne wykorzystanie modeli przez jednostki badawcze i projektowe, prowadzi do sytuacji, gdy decyzje dotyczące rozbudowy czy modernizacji oczyszczalni ścieków są podejmowane na podstawie wyników uzyskanych z nieskalibrowanych modeli procesu osadu czynnego, co w konsekwencji może prowadzić do poniesienia nieuzasadnionych kosztów inwestycyjnych lub eksploatacyjnych (Hauduc i in., 2009).

Wymagany zakres kalibracji modelu oczyszczalni ścieków jest wypadkową założonych celów kalibracji modelu oraz wymaganej dokładności przewidywań modelu, dostępności i jakości danych wejściowych, jak również ograniczeń finansowych i czasowych projektu. Melcer i in. (2003) wyróżnili cztery poziomy kalibracji modelu:

- *poziom 1: wartości domyślne i założenia* – w przypadku projektowania nowej oczyszczalni ścieków nie są dostępne żadne dane procesowe, nie ma również możliwości wyznaczenia parametrów modelu; zalecane jest przyjęcie typowego składu ścieków oraz parametrów modelu na podstawie danych literaturowych dla danego obszaru geograficznego; wyniki tak skalibrowanego modelu powinny być interpretowane raczej jakościowo niż ilościowo,

- *poziom 2: dane archiwalne* – większość oczyszczalni ścieków gromadzi archiwalne dane eksploatacyjne (m.in. natężenia przepływu, skład ścieków surowych i oczyszczonych), które mogą zostać wykorzystane do zgrubnej kalibracji modelu; dane archiwalne wymagają jednak odpowiedniej obróbki (np. poprzez wykorzystanie bilansu masy lub metod statystycznych) w celu weryfikacji i poprawy ich spójności i wiarygodności,
- *poziom 3: szarża pomiarowa na obiekcie* – przeprowadzenie dodatkowych pomiarów na obiekcie ma na celu weryfikację i uzupełnienie danych archiwalnych: szarża pomiarowa może zostać przeprowadzona w warunkach normalnej pracy obiektu (wyznaczenie składu ścieków i parametrów stechiometrycznych) lub w czasie trwania zdarzeń nietypowych o charakterze dynamicznym (oszacowanie parametrów kinetycznych),
- *poziom 4: bezpośrednio wyznaczenie parametrów modelu* – testy laboratoryjne pozwalają na wyznaczenie parametrów modelu w kontrolowanych warunkach.

W minionej dekadzie opracowano kilka protokołów kalibracji modeli oczyszczalni ścieków, do najważniejszych należą: protokół STOWA (Hulsbeek i in., 2002), protokół BIOMATH (Vanrolleghem i in., 2003), protokół WERF (Melcer i in., 2003), protokół HSG (Langergraber i in., 2004). Protokoły te mają kilka punktów wspólnych, podkreślają znaczenie wyboru celu kalibracji, który determinuje wymagany zakres kalibracji, oraz istotność zbierania i weryfikacji jakości danych wejściowych, a także zwracają uwagę na konieczność walidacji skalibrowanego modelu na niezależnym zestawie danych. Występują jednak pomiędzy nimi istotne różnice dotyczące sposobu planowania szarż pomiarowych (długość, częstość oraz umiejscowienie pomiarów), wyboru metod wyznaczania podziału frakcyjnego zanieczyszczeń w ściekach oraz parametrów kinetycznych i stechiometrycznych, a także samej metodyki prowadzenia kalibracji (Sin i in., 2005). Porównanie powyższych protokołów można również znaleźć w pracach Mąkinii (2010) i Riegera i in (2013). Sin i in. (2005) zasugerowali, iż pożądane byłoby opracowanie ujednoczonego protokołu kalibracji modeli oczyszczalni ścieków, który usystematyzowałby sposób prowadzenia badań symulacyjnych, a tym samym pozwoliłby na porównywanie doświadczeń, a w przyszłości na wybór najlepszych metod i rozwiązań.

Analiza w/w protokołów kalibracji pozwala na sformułowanie wzorcowej procedury kalibracji modelu oczyszczalni ścieków, która powinna obejmować (Makinia, 2010; Sin i in., 2005):

1. sformułowanie celów kalibracji modelu – bardzo istotny krok, definiuje zakres kalibracji, jak również wymagania dotyczące dokładności przewidywań modelu,
2. zebranie i weryfikacja danych projektowych i eksploatacyjnych – zebranie danych gromadzonych w trakcie rutynowej pracy oczyszczalni oraz ich weryfikacja z wykorzystaniem bilansów masowych, wiedzy inżynierskiej i metod statystycznych,
3. określenie struktury modelu:
  - a. dobór modelu transferu masy: model hydrauliczny (szeregowo połączone reaktory o pełnym wymieszaniu lub równanie adwekcyjno-dyspersyjne) i model napowietrzania,
  - b. dobór modelu sedymentacji wtórnej: osadnik punktowy, idealny lub rzeczywisty (1, 2 lub 3-wymiarowy), z ewentualnym uwzględnieniem reakcji biochemicznych,
  - c. dobór modelu biokinetycznego: modele ASM (ASM1, ASM2d, ASM3P) w zależności od modelowanego obiektu,

4. wstępna kalibracja modelu:
  - a. model hydrauliczny: badania znacznikowe,
  - b. model napowietrzania: test metodą absorpcji tlenu lub metodą off-gas,
  - c. model sedymentacji: test szybkości sedymentacji strefowej, wyznaczenie limitującego strumienia osadu,
  - d. model biokinetyczny: wstępna kalibracja stanu ustalonego, w oparciu o zebrane dane eksploatacyjne,
5. analiza wrażliwości wstępnie skalibrowanego modelu w celu ustalenia zestawu estymowanych parametrów oraz określenia zakresu dodatkowych pomiarów i testów; wykorzystanie metody optymalnego projektu eksperymentu,
6. szarża pomiarowa i dodatkowe testy laboratoryjne – w celu określenia zmienności godzinowej składu ścieków, podziału frakcyjnego zanieczyszczeń w ściekach, składu osadu czynnego oraz bezpośredniego pomiaru parametrów kinetycznych i stechiometrycznych,
7. właściwa kalibracja modelu – symulacje stanu ustalonego i symulacje dynamiczne w celu dopasowania parametrów modelu zapewniających zgodność przewidywań modelu z wynikami rzeczywistymi,
8. walidacja modelu – ma na celu porównanie przewidywań skalibrowanego modelu z danymi pomiarowymi z rzeczywistego obiektu, przy czym zestaw danych wykorzystywanych do walidacji musi być inny niż zestaw wykorzystany do kalibracji – powinien odzwierciedlać odmienne warunki eksploatacyjne,
9. właściwe badania symulacyjne – skalibrowany i zwalidowany model oczyszczalni ścieków może zostać wykorzystany do zaplanowanych badań symulacyjnych,
10. ocena uzyskanych wyników symulacji pod kątem spełnienia założeń początkowych,
11. dokumentacja umożliwiająca ocenę i porównywanie procedury kalibracji oraz wyników symulacji.

Kalibracja modelu oczyszczalni ścieków jest zazwyczaj prowadzona w sposób iteracyjny, zakładający, że po danym etapie procedury kalibracyjnej następuje ocena uzyskanych wyników w świetle założeń początkowych, i zostaje podjęta decyzja o przejściu do kolejnego etapu, lub powrocie do etapu wcześniejszego w celu wprowadzenia odpowiednich korekt.

Sin i in. (2005) zwrócili uwagę, że pomimo przeszło dwóch dekad stosowania modeli matematycznych osadu czynnego, proces kalibracji wciąż jest zagadnieniem złożonym, w obrębie którego wyróżnić można szereg problemów:

- *zakres stosowania protokołów kalibracyjnych* – protokoły zostały stworzone dla oczyszczalni komunalnych z osadem czynnym, prowadzących proces usuwania związków organicznych, azotu i fosforu, kwestią otwartą pozostaje możliwość ich stosowania w przypadku oczyszczalni przemysłowych, oczyszczalni z biomasą immobilizowaną, lub innowacyjnymi procesami usuwania azotu (m.in. Sharon, Anammox),
- *ograniczenia techniczne wpływające na jakość danych eksploatacyjnych* – niska jakość danych wejściowych do modelu, zbieranych podczas rutynowej eksploatacji oczyszczalni, nieuchronnie prowadzi do niskiej wiarygodności przewidywań modelu,

- *ograniczona możliwość przenoszenia wyników ze skali laboratoryjnej do pełnej skali technicznej* – eksperymenty laboratoryjne mogą dostarczyć informacji istotnych dla kalibracji modelu oczyszczalni, jednak wciąż trwa dyskusja nad reprezentatywnością i możliwością przenoszenia wyników uzyskanych w skali laboratoryjnej na procesy w skali technicznej, z uwagi na inne warunki mieszania i transferu tlenu, wielkość kłaczków osadu, występowanie warunków nieustalonych,
- *sposób planowania szarży pomiarowej* – dotychczas szarże pomiarowe planowane były zazwyczaj tylko w oparciu o wiedzę i doświadczenie osoby kalibrującej model, sugeruje się natomiast zastosowanie metod optymalnego projektowania eksperymentu w celu minimalizacji kosztów i maksymalizacji zakresu uzyskiwanych informacji,
- *złożoność struktury modelu* – złożona struktura modeli osadu czynnego (znaczna liczba parametrów, nieliniowość zależności) powoduje, że przy ograniczonym zbiorze danych o określonej jakości, nie jest możliwa jednoznaczna kalibracja modelu, gdyż można wyznaczyć kilka „optymalnych” zestawów parametrów,
- *brak ujednoczonych wytycznych do stosowania modeli* – badania symulacyjne prowadzone są według różnych metodyk, co utrudnia porównania i ocenę, a także wybór najlepszych metod.

W 2005 została powołana Grupa Robocza ds. Dobrych Praktyk Modelowania IWA, której celem było opracowanie wzorcowego ujednoczonego protokołu kalibracji modeli matematycznych oczyszczalni ścieków, łączącego zalety dotychczasowych protokołów kalibracyjnych i zapewniającego prawidłową metodologię badań symulacyjnych oraz możliwość porównywania wyników (Gillot i in., 2009). Pełen raport Grupy Roboczej został opublikowany w 2013 roku (Rieger i in., 2013), a zawarty w nim opis protokołu kalibracyjnego dla modeli matematycznych OŚ przedstawiono w rozdziale 2.4.

### **2.3.2. Model ASM 2d**

Model ASM2d obejmuje biochemiczne przemiany związków organicznych, azotu i fosforu prowadzone przez bakterie heterotroficzne, bakterie nityfikacyjne i bakterie akumulujące fosforany w warunkach beztlenowych, anoksycznych i tlenowych, jak również proces symultanicznego chemicznego strącania fosforanów. Model kinetyczny ASM 2d uwzględnia 21 procesów, 19 zmiennych stanu, 9 współczynników stechiometrycznych, 45 parametrów kinetycznych, 13 współczynników konwersji (składu) oraz 12 współczynników korekcyjnych temperatury (Henze i in., 2000).

Opis przemian zanieczyszczeń w komorach osadu czynnego uwzględnionych w modelu ASM 2d rozszerzonym o frakcję zawiesin mineralnych (Szetela i in., 2014) przedstawiono poniżej, a odpowiadający mu schemat pokazano na rysunku 2.2. Aby uniknąć duplikowania prezentowanych informacji dotyczących modelu ASM 2d, część z nich przedstawiono w dalszych częściach dysertacji, np. frakcje zanieczyszczeń w modelu ASM 2d omówiono w rozdziale 2.5.2, a wartości domyślne parametrów modelu przedstawiono w tabelach 7.4 do 7.9, łącznie z wartościami przyjętymi w wyniku kalibracji modelu.

W warunkach beztlenowych część łatwo fermentowalnych związków organicznych ( $S_F$ ), ulega fermentacji, prowadzonej przez bakterie heterotroficzne ( $X_H$ ), do LKT ( $S_A$ ), zwiększając tym samym dostępność frakcji LKT ( $S_A$ ) w ściekach.

W warunkach beztlenowych bakterie akumulujące fosfor ( $X_{PAO}$ ) pobierają ze ścieków lotne kwasy tłuszczowe (LKT,  $S_A$ ) i magazynują w swoich komórkach w postaci polihydroksyalkanianów ( $X_{PHA}$ ), niezbędną do tego energię czerpiąc z hydrolizy wewnątrzkomórkowych polifosforanów ( $X_{PP}$ ), w wyniku czego do ścieków uwalniane są ortofosforany ( $S_{PO4}$ )

W warunkach anoksycznych i tlenowych bakterie akumulujące fosforany ( $X_{PAO}$ ) wykorzystują zgromadzone w komórkach polihydroksyalkaniany ( $X_{PHA}$ ) częściowo do syntezy nowych mikroorganizmów ( $X_{PAO}$ ), a częściowo utleniając w celu pozyskania energii do podtrzymania procesów życiowych. Część uzyskanej w ten sposób energii wykorzystywana jest do odbudowy zapasów energii zawartych w magazynowanych w komórkach polifosforanach ( $X_{PP}$ ), w wyniku czego ze ścieków pobierane są ortofosforany ( $S_{PO4}$ ).

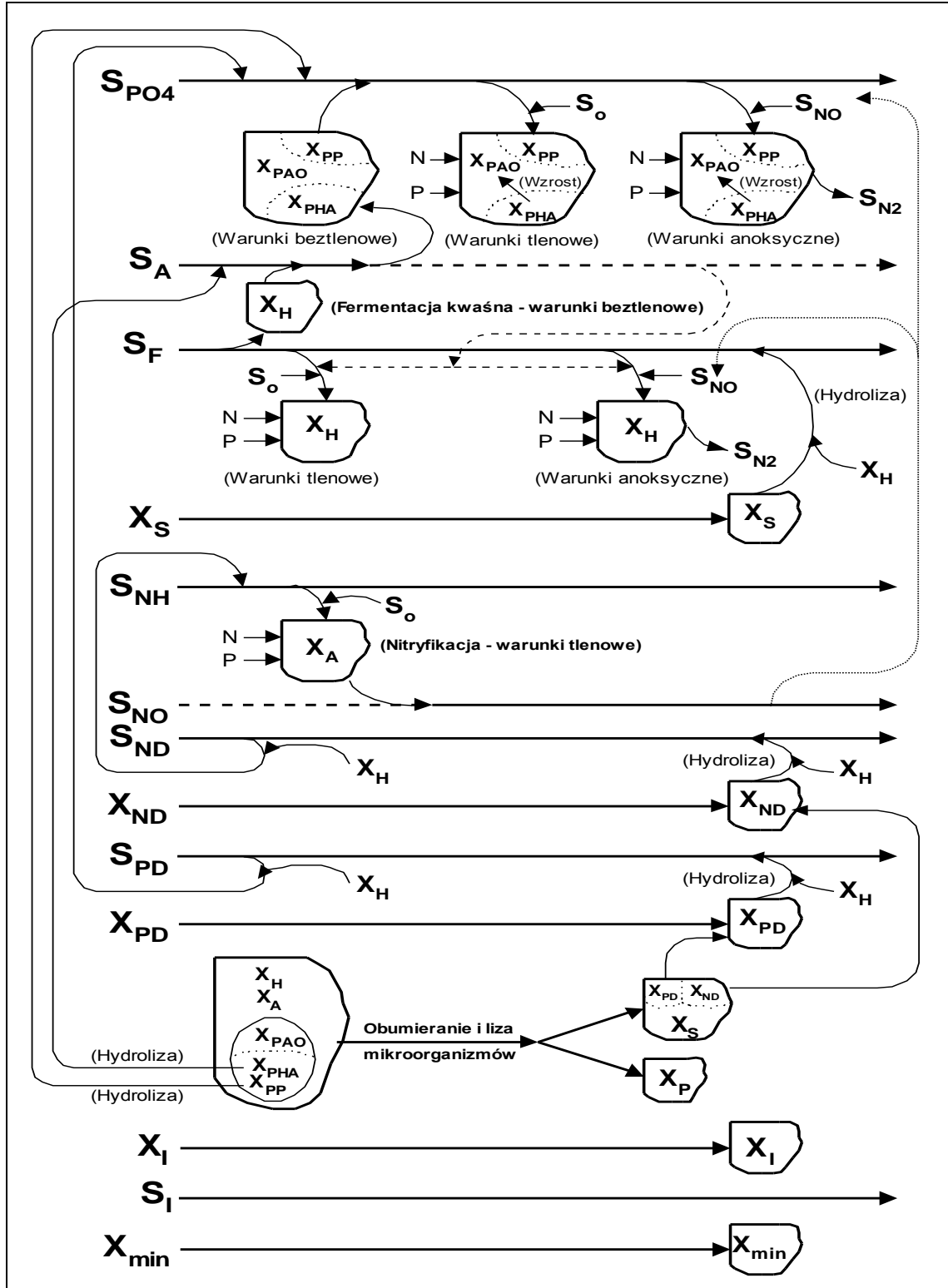
W warunkach anoksycznych i tlenowych bakterie heterotroficzne ( $X_H$ ) pobierają ze ścieków frakcje LKT ( $S_A$ ) oraz łatwo fermentowalnych związków organicznych ( $S_F$ ) i wykorzystują, częściowo utleniając z wykorzystaniem tlenu (w warunkach tlenowych) lub azotanów (w warunkach anoksycznych) jako ostatecznego akceptora elektronów w celu pozyskania energii do podtrzymania procesów życiowych. Pozostała część pobranych do komórki substancji jest asymilowana w celu syntezy nowych mikroorganizmów ( $X_H$ ), czemu towarzyszy asymilacja pewnych ilości azotu i fosforu.

W warunkach tlenowych autotroficzne bakterie nityfikacyjne ( $X_A$ ) pobierają azot amonowy ( $S_{NH4}$ ) i utleniają do azotu azotanowego ( $S_{NO3}$ ) w procesie jednostopniowej nityfikacji, uzyskując w ten sposób energię do podtrzymania procesów życiowych. Wytworzone azotany ( $S_{NO3}$ ) mogą służyć jako akceptory elektronów dla bakterii heterotroficznych ( $X_H$ ), które w warunkach anoksycznych prowadzą proces denityfikacji, w wyniku którego azotany ( $S_{NO3}$ ) są zredukowane do azotu gazowego ( $S_{N2}$ ).

Frakcja wolno biologicznie rozkładalna ( $X_S$ ) zawarta w ściekach dopływających jest szybko usidlana w strukturze kłaczków osadu czynnego, gdzie ulega hydrolizie do frakcji łatwo fermentowalnej ( $S_F$ ). w wyniku działania enzymów zewnątrzkomórkowych, wydzielanych przez bakterie heterotroficzne ( $X_H$ ). Proces hydrolizy zachodzi, choć z różną szybkością, zarówno w warunkach tlenowych (najszybciej), anoksycznych jak i beztlenowych (najwolniej). Azot ( $X_{ND}$ ) i fosfor ( $X_{PD}$ ) zawarte we frakcji  $X_S$  ulegają hydrolizie do form rozpuszczonych, odpowiednio  $S_{ND}$  i  $S_{PD}$ , zawartych we frakcji  $S_F$  równolegle z hydrolizą frakcji  $X_S$  do frakcji  $S_F$ .

Część bakterii zarówno heterotroficznych ( $X_H$ ), autotroficznych ( $X_{AUT}$ ) jak i akumulujących polifosforany ( $X_{PAO}$ ) obumiera i ulega lizie, w wyniku której w kłaczkach osadu czynnego przybywa frakcji wolno rozkładalnej  $X_S$  (która, ulegając dalszej hydrolizie, włączana jest do cyklu przemian) oraz frakcji biologicznie nierozkładalnych, nierozpuszczonych związków organicznych ( $X_I$ ). Polifosforany ( $X_{PP}$ ) i polihydroksyalkaniany ( $X_{PHA}$ ) zawarte w komórkach obumarłych  $X_{PAO}$  ulegają hydrolizie odpowiednio do fosforanów ( $S_{PO4}$ ) i LKT ( $S_A$ ).

Biologicznie nierozkładalne substancje organiczne i mineralne nie podlegają przemianom w systemach osadu czynnego. Rozpuszczone związki organiczne biologicznie nierozkładalne ( $S_I$ ) opuszczają system bez zmiany ich stężenia miarodajnego. Frakcja  $X_I$ , zawarta w dopływających ściekach oraz powstająca w wyniku lizy biomasy ( $X_H$ ,  $X_{AUT}$ ,  $X_{PAO}$ ), zostaje usidlona w kłaczkach osadu czynnego i jest usuwana z systemu wraz ze strumieniem osadu nadmiernego. Również frakcja zawiesin mineralnych ( $X_{min}$ ) zawarta w dopływających ściekach podlega akumulacji w kłaczkach osadu i jest usuwana z układu wraz z osadem nadmiernym.



Rys. 2.2. Schemat przemian zanieczyszczeń dla rozszerzonego modelu ASM 2d (Szetela i in., 2014)

Hauduc i in. (2011) przeanalizowali dostępne doniesienia literaturowe dotyczące praktycznej kalibracji modelu ASM 2d w celu zidentyfikowania najczęściej modyfikowanych parametrów modelu oraz określenia zakresów ich wartości. Przegląd objął 20 projektów symulacyjnych, z których 16 zostało przeprowadzonych w Europie, w tym 12 na obiektach w pełnej skali technicznej. Obiekty eksploatowane były przy wieku osadu 7–22 dób. Zaledwie w 6 projektach wartości parametrów były rzeczywiście mierzone w eksperymentach laboratoryjnych. W pozostałych przypadkach wartości parametrów były zmieniane, aby poprawić jakość przewidywań modelu. Zestawienie wartości domyślnych najczęściej modyfikowanych parametrów modelu ASM 2d, jak również wartości mediany oraz percentyli 25% i 75% zbioru wartości parametrów po kalibracji, podanych przez autorów opracowania, przedstawiono w tabeli 2.1.

Warto zwrócić uwagę, że najczęściej modyfikowane są parametry kinetyczne, spośród których osiem modyfikowano w ponad 50% przypadków. Były to: maksymalne stałe szybkości przyrostu heterotrofów i nityfikantów oraz stała nasycenia dla zależności szybkości przyrostu nityfikantów od stężenia azotu amonowego, jak również duża grupa parametrów obejmująca stałe szybkości akumulacji i lizy komponentów bakterii PAO. Wskazuje to, że choć przyjęty opis procesu wzmożonej biologicznej defosfatacji jest stosunkowo skomplikowany, nie uwzględnia wszystkich istotnych zjawisk (np. roli glikogenu czy konkurencji z bakteriami GAO), które skutkują trudnościami w kalibracji tego procesu.

**Tabela 2.1. Zestawienie najczęściej kalibrowanych parametrów modelu ASM 2d (Hauduc i in., 2011)**

Parametr	Symbol	Jednostka	Wartość w 20 °C				
			Domyślna	Po kalibracji			
				n	mediana	percentyl 25%	percentyl 75%
<b>Hydrolyza</b>							
Współczynnik zmniejszający dla warunków anoksydacyjnych	$\eta_{NO_3}$	-	0,60	20	0,6	0,6	0,8
Współczynnik zmniejszający dla warunków beztlenowych	$\eta_{fe}$	-	0,40	20	0,4	0,2	0,4
<b>Bakterie heterotroficzne</b>							
Maksymalna stała szybkości przyrostu heterotrofów	$\mu_H$	d <sup>-1</sup>	6,00	<b>20</b>	6,0	4,0	6,0
Współczynnik zmniejszający szybkość przyrostu heterotrofów w warunkach anoksydacyjnych	$\eta_{NO_3}$	-	0,80	20	0,8	0,8	0,8
<b>Bakterie akumulujące fosforany</b>							
Stać szybkości akumulacji polihydroksyalkanianów	$q_{PHA}$	g ChZT/ g ChZT·d	3,00	<b>20</b>	3,4	3,0	6,0
Stać szybkości akumulacji polifosforanów	$q_{PP}$	g P/ g ChZT·d	1,50	<b>20</b>	1,5	1,5	3,3
Maksymalna stała szybkości przyrostu bakterii PAO	$\mu_{PAO}$	d <sup>-1</sup>	1,00	20	1,0	1,0	1,04
Współczynnik temperaturowy dla $\mu_{PAO}$	$\theta_{\mu_{PAO}}$	-	1,041	3	1,041	1,041	1,058
Stać szybkości lizy bakterii PAO	$b_{PAO}$	d <sup>-1</sup>	0,20	<b>20</b>	0,2	0,15	0,2
Stać szybkości lizy polifosforanów	$b_{PP}$	d <sup>-1</sup>	0,20	<b>20</b>	0,2	0,15	0,2
Stać szybkości lizy polihydroksyalkanianów	$b_{PHA}$	d <sup>-1</sup>	0,20	<b>20</b>	0,2	0,15	0,2
<b>Bakterie nityfikacyjne</b>							
Maksymalna stała szybkości przyrostu nityfikantów	$\mu_A$	d <sup>-1</sup>	1,00	<b>20</b>	1,0	1,0	1,15
Stać szybkości lizy nityfikantów	$b_A$	d <sup>-1</sup>	0,15	20	0,15	0,15	0,16
Stać nasycenia dla zależności szybkości przyrostu nityfikantów od stężenia $S_{NH}$	$K_{NH}$	g N/m <sup>3</sup>	1,00	<b>20</b>	1,0	0,5	1,0

n – liczba wartości parametru uwzględniona w analizie (**pogrubiona** – wartość modyfikowana w >50% przypadków)

## 2.4. Protokół symulacyjny IWA

Wychodząc naprzeciw oczekiwaniom branży ściekowej, Grupa Robocza ds. Dobrych Praktyk Modelowania (GMP-TG) IWA opracowała propozycję wytycznych wykorzystania modeli osadu czynnego, które zostały opublikowane w postaci raportu (Rieger i in., 2013). Celem przedstawionego protokołu symulacyjnego jest zebranie i usystematyzowanie dostępnej wiedzy, a także wdrożenie standardowej metodyki prowadzenia badań symulacyjnych, która powinna przyczynić się do zmniejszenia wymaganego nakładu pracy (a tym samym kosztów) oraz poprawy jakości, porównywalności i powtarzalności uzyskiwanych wyników, co pozwoli na bardziej wiarygodną ocenę różnych badań symulacyjnych, w celu wypracowania najlepszych praktyk postępowania i upowszechnienia praktycznych zastosowań badań symulacyjnych. Należy jednak zauważyć, że zaproponowane wytyczne określają ogólny schemat prowadzenia i dokumentowania badań symulacyjnych, nie narzucając jednocześnie wyboru konkretnego modelu, ani metod wyznaczania podziału frakcyjnego zanieczyszczeń w ściekach czy wartości parametrów modelu (np. maksymalnej stałej szybkości przyrostu nitryfikantów), gdyż zagadnienia te wciąż są niewystarczająco rozpoznane i wymagają dalszych prac badawczych. Prowadzenie takich badań oraz weryfikacja walorów/niedostatków zaproponowanego protokołu w praktycznych zastosowaniach modeli symulacyjnych są konieczne do zgromadzenia kolejnych doświadczeń, niezbędnych do ulepszenia tych wytycznych w przyszłości. Niniejsza praca mieści właśnie w tym nurcie i, według najlepszej wiedzy autora, jest jedną z pierwszych prób wykorzystania/weryfikacji elementów protokołu symulacyjnego IWA w praktycznym przedsięwzięciu inżynierskim. W szczególności jest to pierwsza próba zweryfikowania przystawalności wymogów tego protokołu do praktyki eksploatacyjnej (w tym jakości/przydatności gromadzonych rutynowo danych) bardzo dużej oczyszczalni ścieków komunalnych w polskich realiach.

Autorzy protokołu podkreślili, że powinien on stanowić szkielet, który będzie dostosowywany do konkretnego przypadku zastosowania, dlatego, aby to ułatwić, w raporcie uwzględniono również przykłady dopasowania protokołu do konkretnych zadań. Wymagana oraz możliwa do uzyskania jakość badań symulacyjnych w dużym stopniu zależy od celu i zakresu projektu oraz dostępnego doświadczenia, budżetu i czasu. Cel i zakres projektu decydują, które procesy jednostkowe muszą być modelowane oraz jak szczegółowo, a także jak dokładna i szczegółowa musi być kalibracja modelu, która przekłada się na dokładność oraz niezawodność przewidywań modelu. W zastosowaniach projektowych, w przypadku typowych oczyszczalni komunalnych bez istotnego udziału ścieków przemysłowych, wystarczająco dobre wyniki uzyskuje się często nawet przy domyślnym zestawie parametrów modelu. Natomiast jeżeli skalibrowany model ma zostać wykorzystany do optymalizacji lub opracowania strategii sterownia istniejącego obiektu, wymagany jest szerszy zakres kalibracji oraz dokładniejszy opis rzeczywistych procesów.

Protokół symulacyjny IWA (Rieger i in., 2013), którego schemat zaprezentowano na rysunku 2.3, obejmuje pięć następujących po sobie etapów, które krótko scharakteryzowano w kolejnych podrozdziałach:

- Etap 1. Definicja projektu
- Etap 2. Zbieranie i weryfikacja danych
- Etap 3. Budowa modelu
- Etap 4. Kalibracja i walidacja
- Etap 5. Symulacje i interpretacja wyników

Bardziej szczegółowy opis protokołu zamieszczono w załączniku 1, natomiast praktyczną weryfikację jego zaleceń, w odniesieniu do poszczególnych etapów protokołu symulacyjnego IWA, pokazano w odpowiednich rozdziałach części badawczej niniejszej pracy doktorskiej.

Warto zwrócić uwagę, że na końcu każdego etapu dokonuje się oceny cząstkowej – dopiero pozytywny wynik tej weryfikacji pozwala na przejście do kolejnego etapu. Ponadto, cały projekt powinien zakończyć się audytem konfrontującym wyniki przewidywań modelu z wynikami uzyskanymi na obiekcie rzeczywistym (np. po zakończeniu modernizacji przeprowadzonej w oparciu o wyniki badań symulacyjnych).

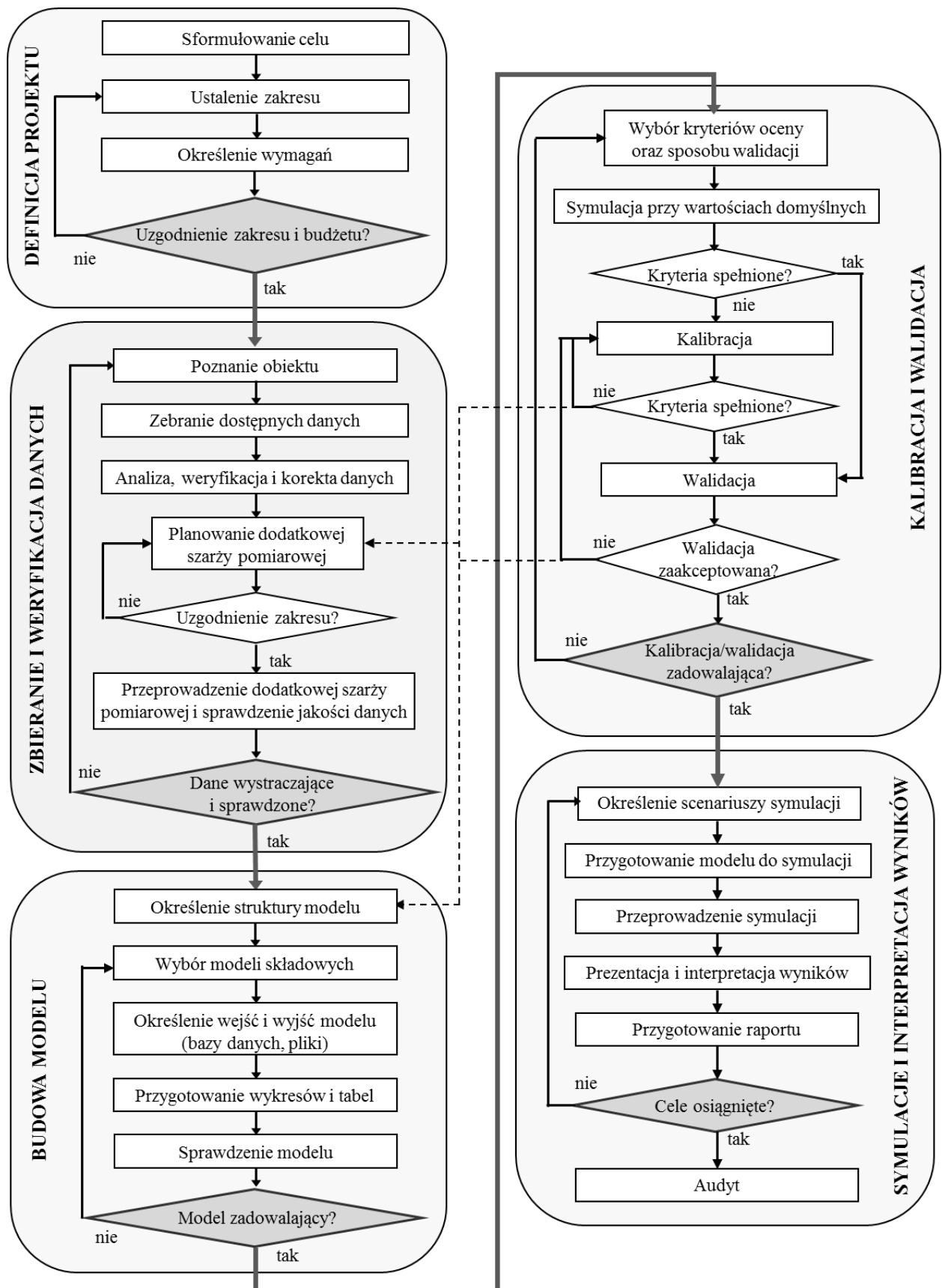
#### ***2.4.1. Definicja projektu***

Celem tego etapu jest określenie celów i zakresu projektu symulacyjnego, stron biorących w nim udział oraz zakresu ich odpowiedzialności, a także uzgodnienie budżetu oraz ograniczeń czasowych projektu.

Definicja projektu powinna obejmować kilka elementów (por. rys 2.3):

1. **sformułowanie celu projektu** powinno w jasny, wyraźny i jednoznaczny, a zarazem przystępny sposób określać problem, do którego rozwiązania zostanie wykorzystany model,
2. **ustalenie zakresu projektu**, w tym granic i stopnia złożoności modelu, zakresu odpowiedzialności i doświadczenia stron umowy, jak również ograniczeń dotyczących dostępnych zasobów (czasu, budżetu, oprogramowania),
3. **określenie wymagań** dotyczących zakresu zadań i zbieranych danych, harmonogramu, budżetu i oczekiwanych rezultatów projektu, jak również niezbędnego personelu,
4. **uzgodnienie zakresu i budżetu projektu** oraz spisanie w postaci umowy (przy dopuszczeniu możliwości modyfikacji).

Warto zauważyć, że osoby biorące udział w projekcie symulacyjnym zazwyczaj można podzielić na modelarzy oraz osoby nie zajmujące się modelowaniem. Modelarze posiadają wszechstronną i ugruntowaną wiedzę na temat modeli i ich zastosowań, zatem to na nich spoczywa odpowiedzialność za właściwe określenie celów i zakresu projektu, oraz realistycznych oczekiwań względem jakości symulacji, jak również klarowne przedstawienie wyników. Osoby nie zajmujące się modelowaniem mogą nie znać szczegółów dotyczących modeli czy sposobu prowadzenia symulacji, powinny jednak zdawać sobie sprawę, jakich odpowiedzi może dostarczyć model, jaki jest poziom skomplikowania związany z konkretnym zadaniem symulacyjnych oraz jakiej dokładności można oczekiwać od wyników symulacji.



Rys. 2.3. Schemat protokołu symulacyjnego IWA (Rieger i in., 2013)

### 2.4.2. Zbieranie i weryfikacja danych

Zbieranie i weryfikacja danych jest bardzo praco- i czasochłonna z uwagi na konieczność analizy dużych zbiorów danych, ale jej właściwe i rzetelne przeprowadzenie jest kluczowe dla powodzenia całego projektu, gdyż brak wiarygodnych i spójnych danych wejściowych może zdecydowanie wydłużyć, a nawet całkowicie wypaczyć kalibrację modelu. Weryfikacja i korekta spójności danych eksploatacyjnych i eksperymentalnych jest istotnym problemem badawczym, gdyż wiarygodne i spójne dane wejściowe są niezbędne dla prawidłowych przewidywań modelu, natomiast jakość danych eksploatacyjnych z obiektów rzeczywistych często jest wątpliwa. Brak jest jasnych wytycznych ułatwiających wybór metod, jak również algorytmu systematyzującego i standaryzującego oraz narzędzi ułatwiających i automatyzujących analizę danych.

Celem tego etapu jest poznanie obiektu i zebranie, ocena oraz ewentualna korekta, uzupełnienie i rozszerzenie zbiorów danych wykorzystywanych w projekcie, które powinny obejmować kilka kroków (por. rys. 2.3):

1. **Poznanie obiektu** i zrozumienie sposobu jego eksploatacji w typowych warunkach, najlepiej poprzez wizytę na terenie oczyszczalni oraz rozmowę z załogą, w celu porównania założeń i danych projektowych z aktualnym stanem obiektu, uwzględniającego obciążenie ładunkiem zanieczyszczeń (w tym zawartym w odciekach oraz ściekach i osadach dowożonych), schemat technologiczny i schemat urządzeń, rozmieszczenie urządzeń pomiarowych i wykonawczych, a także zidentyfikowanie ewentualnych alternatywnych trybów pracy OŚ w zależności od obciążenia czy temperatury.
2. **Zebranie dostępnych danych**, których wymagany zakres, jakość oraz rozdzielczość są uwarunkowane celem i zakresem projektu. Głównymi źródłami rutynowo zbieranych danych eksploatacyjnych są wyniki analiz laboratoryjnych, dane z systemu SCADA czy dziennik eksploatacji OŚ. Wśród danych niezbędnych do kalibracji modelu wyróżnić można:
  - *dane projektowe OŚ* – lokalizacja, liczba, układ i charakterystyka obiektów i urządzeń ciągu ściekowego oraz osadowego, a także systemu monitoringu, automatyki i sterowania
  - *dane procesowe OŚ* – wiek osadu, temperatura, rozdział strumieni ścieków i osadów, nastawy algorytmów sterowania i harmonogram pracy urządzeń czy dozowania reagentów,
  - *dane dotyczące obciążenia OŚ* – wartości i zmienność natężenia przepływu i składu ścieków surowych i mechanicznie oczyszczonych oraz podział frakcyjny zanieczyszczeń,
  - *dane dotyczące działania OŚ* – wartości i zmienność natężenia przepływu i składu ścieków oczyszczonych, składu osadu czynnego, profili stężenia tlenu i zanieczyszczeń w reaktorach, wysokości warstwy osadu w osadniku wtórnym, zużycia energii z podziałem na procesy oraz produkcji osadu nadmiernego i gazu fermentacyjnego,
  - *parametry stechiometryczne i kinetyczne modelu*,
  - *dotatkowe informacje*, np. rodzaj systemu kanalizacyjnego, ścieki przemysłowe.

Jeżeli w trakcie analizy rutynowo zbieranych danych eksploatacyjnych stwierdzone zostaną istotne, z uwagi na cel i zakres projektu, braki w danych, szczególnie dotyczących obciążenia czy działania OŚ, konieczne może być czasowe rozszerzenie zakresu zbieranych danych. Bezcennym źródłem informacji o stanie i pracy OŚ są także jej pracownicy.

3. **Analiza, weryfikacja i ewentualna korekta spójności danych** w celu wykrycia i eliminacji błędów grubych i systematycznych oraz oszacowania skali błędów losowych, w oparciu o procedurę obejmującą:

- *wykrywanie błędów*, czyli stwierdzenie występowania błędów z wykorzystaniem oceny wizualnej, czy prostych i zaawansowanych metod inżynierskich i statystycznych,
- *lokalizację błędów*, czyli przypisanie ich do konkretnego miejsca pomiaru (próbki, urządzenia), na podstawie wiedzy eksperckiej, bilansu masy czy testów weryfikacyjnych,
- *identyfikację błędów*, czyli określenie przyczyny błędu i jego skali – typowe źródła błędów to: pomiary on-line, w tym natężenia przepływu oraz pobór i metody analizy próbek,
- *korektę spójności danych* historycznych i wprowadzenie działań korygujących błędy .

Modele OŚ bazują na zasadzie zachowania masy i przyjęcie niespójnych danych wejściowych, będzie zazwyczaj skutkować błędnymi wynikami symulacji. Zaleca się aby, nawet gdy, na podstawie dostępnych danych, nie jest możliwe zlokalizowanie źródła błędu, został on rozdzielony pomiędzy najbardziej prawdopodobne źródła, gdyż w przeciwnym razie po wprowadzeniu danych do modelu nastąpi to automatycznie i niekoniecznie poprawnie.

4. **Dodatkowa szarża pomiarowa na obiekcie** jest zazwyczaj czaso- i pracochłonna oraz kosztowna, dlatego decyzja o jej przeprowadzeniu powinna być poprzedzoną analizą dostępnych danych eksploatacyjnych, której wyniki, wraz z celem oraz zakresem projektu, powinny stanowić podstawę do wyznaczenia terminu i czasu trwania, zakresu i szczegółowości oraz metodyki szarży pomiarowej tak, aby sposób i warunki jej przeprowadzenia były reprezentatywne dla badanych aspektów procesu. Konieczne jest również wyznaczenie osób odpowiedzialnych za zaplanowanie, przygotowanie i przeprowadzenie szarży oraz zbieranie, przetwarzanie i zapewnienie odpowiedniej jakości wyników, które powinny być poddane procedurze analizy, weryfikacji i korekty spójności.

Zakres szarży pomiarowej może być bardzo zróżnicowany i obejmować, m.in: badania znacznikowe reaktorów, badania systemu napowietrzania, badania zmienności składu ścieków i podziału frakcyjnego zanieczyszczeń, badania składu chemicznego i właściwości sedymentacyjnych osadu czynnego, specjalistyczne badania laboratoryjne (testy kinetyczne i respirometryczne), wyznaczenie profili stężenia tlenu i zanieczyszczeń w reaktorach biologicznych, badania pracy OŚ w warunkach zwiększonego i dynamicznego obciążenia.

### 2.4.3. Budowa modelu

Celem budowy modelu jest odwzorowanie rzeczywistego obiektu w programie symulacyjnym, przy założonym (wynikającym z celu i zakresu projektu symulacyjnego) stopniu złożoności i szczegółowości, jak również definicja wejść i wyjść modelu oraz wstępna weryfikacja poprawności zbudowanego modelu.

Przebieg tego etapu powinien być dostosowany do konkretnego, aktualnie wykorzystywanego programu symulacyjnego i obejmować kilka kroków (por. rys. 2.3):

1. **Określenie struktury modelu**, w tym granic modelu, uwzględnionych procesów i operacji jednostkowych, powiązań między nimi, oraz szczegółowości ich opisu.

2. **Wybór modeli składowych procesów jednostkowych** w tym: modelu biokinetycznego, modelu transferu masy (hydrodynamicznego i napowietrzania), modelu sedymentacji wtórnej i modeli pomocniczych (np. dopływu czy regulatorów). A ponadto, określenie rozplanowania i połączeń między modelami składowymi oraz ich parametrów projektowych i procesowych.
3. **Określenie wejść i wyjść modelu** w postaci baz danych czy plików dla danych wejściowych i wyników symulacji.
4. **Przygotowanie wykresów i tabel** ułatwiających analizę i interpretację danych wyjściowych.
5. **Sprawdzenie prawidłowości implementacji modelu** w programie, ogólnej poprawności przewidywań nieskalibrowanego modelu oraz czasu symulacji.

#### **2.4.4. Kalibracja i walidacja modelu**

Celem kalibracji jest minimalizacja rozbieżności pomiędzy przewidywaniami modelu a wynikami pomiarów na obiekcie rzeczywistym poprzez iteracyjną modyfikację parametrów modelu, natomiast celem walidacji jest weryfikacja poprawności kalibracji i wiarygodności przewidywań modelu na niezależnym zestawie danych. Jeżeli w trakcie kalibracji stwierdzone zostaną błędy w danych lub strukturze modelu, konieczna jest ponowna analiza wcześniejszych etapów protokołu, gdyż „siłowe” dokalibrowanie modelu w przypadku występowania błędów, zdecydowanie ogranicza zdolności predykcyjne modelu. Kalibracja i walidacja powinny również pomóc określić zakres warunków, dla których model jest w stanie wygenerować prawidłowe wyniki (a tym samym być podstawą do podejmowania decyzji) oraz przewidywaną dokładność wyników modelu.

Etap kalibracji i walidacji modelu powinien obejmować kilka kroków (por. rys. 2.3):

1. **Wybór kryteriów oceny kalibracji i walidacji modelu** ma na celu określenie sposobu oceny zgodności przewidywań modelu z wynikami pomiarów na obiekcie rzeczywistym, będzie zatem uwarunkowany celem i zakresem projektu decydującym o wymaganej dokładności modelu oraz jakością i dostępnością danych zebranych do kalibracji.

Jako kryteria oceny przyjmowane są wybrane, istotne dla realizowanego projektu, zmienne stanu opisujące skład osadu i ścieków oczyszczonych, produkcję osadu nadmiernego, czy wymaganą ilość powietrza. Dla prawidłowej kalibracji modelu ważniejsze jest poprawne przewidywanie większości mierzonych zmiennych stanu niż bardzo dokładne przewidywanie jednej z nich (nawet najważniejszej) i niewystarczająco dobre pozostałych. Zatem uśrednione rozbieżności pomiędzy przewidywaniami skalibrowanego modelu a pomiarami rzeczywistymi nie powinny przekraczać 5–20%, przy czym okresowe różnice rzędu 10–40% są akceptowalne w symulacjach dynamicznych. Możliwe jest również przyjęcie dodatkowych kryteriów decydujących o zakończeniu kalibracji, np.: liczby przeprowadzonych symulacji, czy dopuszczalnej zmiany wartości parametru modelu.

Dla dokładnej i obiektywnej oceny dokładności dopasowania modelu stosuje się dwie grupy metod, które dostarczają ważnych i nie powielających się informacji: metody graficzne bazujące na wizualnej ocenie dopasowania wyników pomiarów i symulacji przedstawionych na różnego rodzaju wykresach oraz metody numeryczne stosowane w celu bardziej formalnej oceny jakości dopasowania modelu.

2. **Kalibrację modelu**, która dla OŚ z usuwaniem związków biogenych powinna być prowadzona zgodnie z zaproponowanym algorytmem postępowania, pokazanym na rysunku 2.4. Przeprowadzenie wstępnej symulacji przy domyślnych parametrach modelu pozwala sprawdzić, czy model jest w stanie przewidzieć pracę rzeczywistego obiektu, a także ocenić zakres i skalę rozbieżności, co jest podstawą do podjęcia decyzji o dalszych działaniach kalibracyjnych. Istotne rozbieżności mogą wskazywać na poważne błędy w przyjętej strukturze modelu lub w danych przyjętych do kalibracji. Algorytm zakłada iteracyjną kalibrację poszczególnych komponentów modelu w poniższej kolejności: produkcja i bilans osadu (a tym samym wiek osadu), nityfikacja, denityfikacja, wzmożona biologiczna defosfatacja, chemiczne strącanie fosforanów, transfer tlenu (jeżeli brakuje wiarygodnych danych na temat stężeń tlenu, konieczne może być jego skalibrowanie przed kalibracją procesów nityfikacji i denityfikacji).

Modyfikacja parametrów submodeli powinna uwzględniać poniższą kolejność, poczynając od najslabiej zdefiniowanych, których zmiany są bardziej prawdopodobne (wraz z przyczyną):

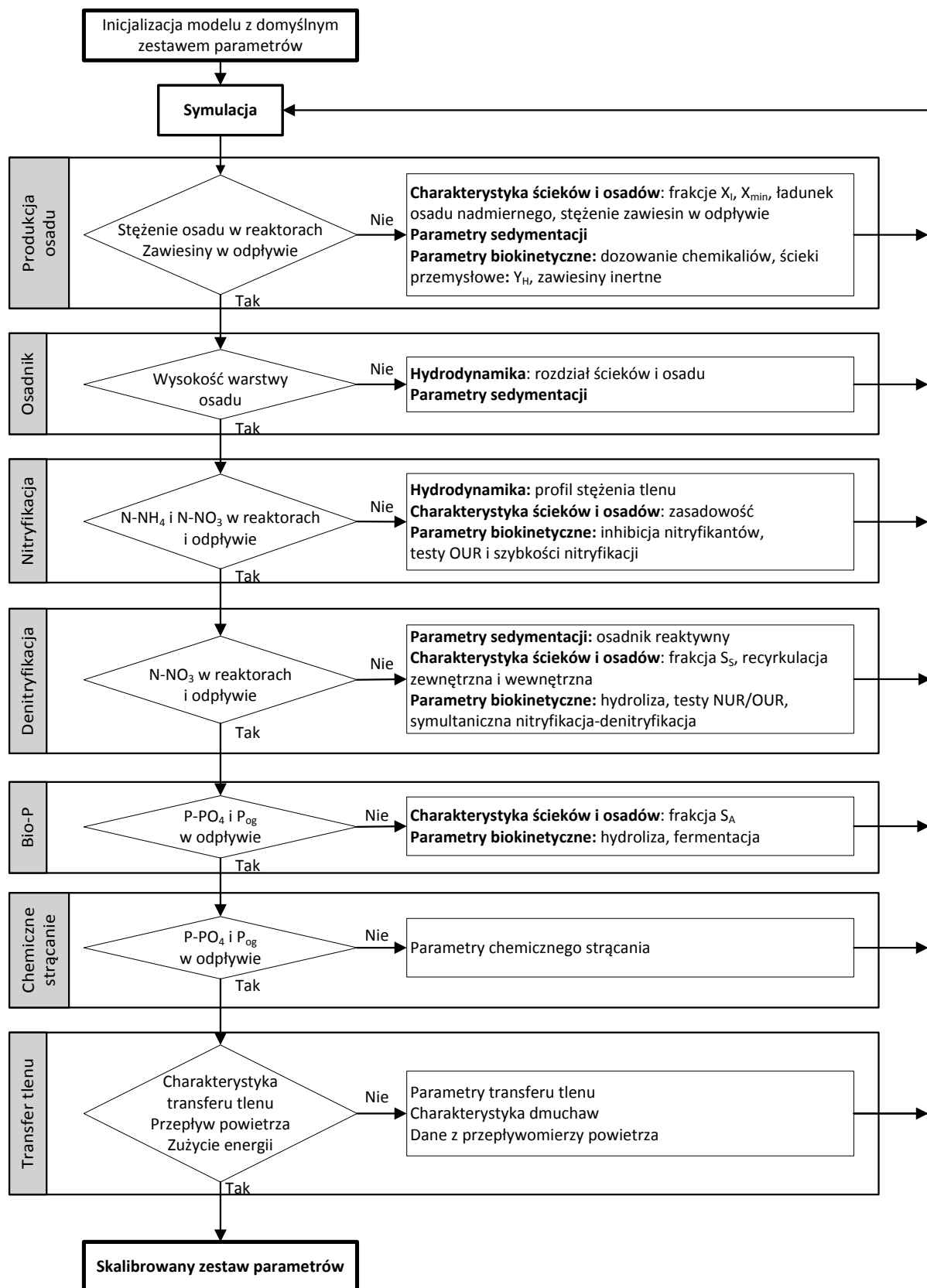
- *parametry modelu hydrodynamicznego* – uproszczony (najczęściej do postaci zastępczej kaskady reaktorów) charakter mieszania w reaktorach biologicznych,
- *parametry strumieni ścieków i osadów* – niepewność wyznaczenia podziału frakcyjnego zanieczyszczeń oraz wartości wieku osadu,
- *parametry modelu osadnika wtórnego* – zmienne właściwości sedymentacyjne osadu,
- *parametry modelu napowietrzania* – niedokładne/niewystraczające pomiary stężenia tlenu,
- *parametry modelu biokinetycznego* – nie powinny się istotnie różnić pomiędzy OŚ.

Zaleca się, aby wartości domyślne parametrów modelu biokinetycznego były modyfikowane wyłącznie jeżeli: wartość parametru była mierzona bezpośrednio lub obliczana na podstawie pomiarów, zostały zidentyfikowane istotne powody zmiany domyślnej lub mierzonej wartości parametru, lub stwierdzono istotny wpływ modyfikowanego parametru na wyniki symulacji.

3. **Walidację modelu**, która może obejmować:

- *inżynierską weryfikację poprawności* przewidywań modelu poprzez porównanie z wynikami z podobnych obiektów lub tradycyjnych metod wymiarowania OŚ,
- *symulacyjną weryfikację poprawności* przewidywań modelu na niezależnym zestawie danych, najlepiej w innych warunkach eksploatacyjnych niż w okresie wykorzystanym do kalibracji, najlepiej zbliżonych do warunków prowadzenia dalszych badań symulacyjnych.

Pozytywny wynik walidacji oznacza, że model może być wykorzystywany w celu osiągnięcia założonego celu projektu symulacyjnego. W przeciwnym wypadku, konieczna może być powtórna kalibracja modelu lub wprowadzenie korekt na wcześniejszych etapach procedury. W praktyce, z uwagi na duży koszt oraz czasochłonność zbierania i weryfikacji danych z obiektów rzeczywistych, bardzo często dostępne dane są wykorzystywane na potrzeby kalibracji modelu, natomiast walidacja jest przeprowadzana w bardzo ograniczonym zakresie.



Rys. 2.4. Algorytm kalibracji OŚ z usuwaniem związków biogennych (Rieger i in., 2013)

### 2.4.5. Symulacje i interpretacja wyników

Dopiero w ostatnim etapie protokołu symulacyjnego IWA odpowiednio skonstruowany, skalibrowany i zwalidowany model wykorzystywany jest do osiągnięcia celu i wypełnienia oczekiwań, jakie zostały postawione na etapie *Definicji projektu*.

Głównym celem tego etapu jest przeprowadzenie badań symulacyjnych, a więc serii symulacji w warunkach ustalonych lub dynamicznych – zwanych scenariuszami, których analiza służy rozwiązaniu problemu, sformułowanego w założeniach projektu symulacyjnego. Podsumowaniem realizacji projektu powinno być stworzenie raportu końcowego oraz przeprowadzenie audytu weryfikującego, czy przewidywania modelu znalazły potwierdzenie w rzeczywistości.

Etap symulacji i interpretacji wyników powinien obejmować kilka kroków (por. rys. 2.3):

1. **Określenie scenariuszy symulacji** koniecznych do przeprowadzenia i przeanalizowania, aby rozwiązać zdefiniowany problem i wypełnić cele projektu. Wstępne ustalenia dotyczące liczby i zakresu scenariuszy symulacji dokonywane są zazwyczaj już na etapie *Definicji projektu*, gdyż te wymagania mają duży wpływ na przebieg całego projektu. Jednak doświadczenia zebrane na etapie kalibracji modelu, jak również nieoczekiwane wyniki badań symulacyjnych często zmuszają do weryfikacji i rozszerzenia zakresu badań symulacyjnych. Wprowadzanie kolejnych zmiennych powoduje wzrost liczby koniecznych do przeprowadzenia symulacji, co może skutkować przekroczeniem dostępnego czasu i budżetu. Dlatego ważne jest, aby przed przystąpieniem do symulacji, opracować realistyczną z praktycznego punktu widzenia listę scenariuszy, uwzględniając poniższe czynniki:
  - *warunki prowadzenia symulacji*: ustalone (wykorzystywane do przewidywania typowych (średnich) efektów pracy obiektu lub prowadzenia długoterminowych analiz) lub dynamiczne (pozwalają na uwzględnienie rzeczywistej zmienności warunków pracy OŚ),
  - *dostępność wymaganych danych wejściowych*,
  - *działania regulacyjne*, które w rzeczywistych warunkach eksploatacyjnych zostałyby podjęte przez załogę lub system sterowania w odpowiedzi na zmienne warunki pracy OŚ,
  - *ograniczenia czasowe i dostępną moc obliczeniową* – czas potrzebny na przeprowadzenie pojedynczej symulacji może wynosić od kilku sekund do paru godzin w zależności od rodzaju symulacji, skomplikowania modelu oraz metody i parametrów całkowania,
  - *wybór odpowiednich danych wyjściowych* – rejestrowanych zmiennych oraz kroku zapisu danych tak, aby na ich podstawie możliwe było przeprowadzanie zakładanej analizy.
2. **Przygotowanie modelu do przeprowadzenia symulacji**, które wymaga zazwyczaj:
  - *opracowania i zestawienia danych* niezbędnych do symulacji, w wyniku przyjęcia wartości z okresu szarży pomiarowej, analizy danych eksploatacyjnych z dłuższego okresu czasu, przeprowadzenia dodatkowych badań lub poczynienia pewnych założeń, zależnie od konkretnego scenariusza symulacji,
  - *ewentualnej modyfikacji modelu* w celu dostosowania do konkretnych scenariuszy, np.: rozbudowy, modernizacji czy optymalizacji oczyszczalni, wpływu wyłączenia obiektów na czas awarii lub konserwacji/remontu, czy oceny zdarzeń nietypowych.

3. **Przeprowadzenie symulacji** przygotowanych scenariuszy w warunkach ustalonych lub dynamicznych przy zachowaniu przyjętych założeń i odpowiednich warunków początkowych w sposób wynikający z możliwości wykorzystywanego oprogramowania.
4. **Prezentacja i interpretacja wyników symulacji**, które powinny zostać zestawione i przedstawione w sposób, który zapewnia możliwie prostą i przejrzystą ocenę i analizę oraz porównanie różnych wariantów rozwiązania zdefiniowanego problem badawczego.  
Najczęściej stosowane metody prezentacji wyników symulacji obejmują tabele z wynikami symulacji (wartościami statystyk opisowych w przypadku symulacji dynamicznych) oraz różnego rodzaju wykresy (przebiegi czasowe w przypadku symulacji dynamicznych).  
Analiza scenariuszy symulacji w celu wyboru optymalnych wariantów rozwiązań bazuje zazwyczaj na porównaniu, przyjmowanych w zależności od celu prowadzenia symulacji, wartości wskaźnikowych, np.: stężeń lub ładunków zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych, wieku osadu, produkcji osadu nadmiernego, natężenia przepływu powietrza, zużycia energii czy kosztów eksploatacji.  
Poprawność wyników symulacji powinna być oceniana i weryfikowana, w celu eliminacji wariantów sprzecznych ze zdrowym rozsądkiem (poza zakresem prawdopodobnych wartości), na podstawie wiedzy inżynierskiej poprzez porównanie z wynikami uzyskiwanymi na obiekcie rzeczywistym lub wynikami innych metod projektowania OŚ.
5. **Przygotowanie raportu końcowego**, który powinien stanowić podsumowanie całego projektu symulacyjnego i obejmować ocenę uzyskanych wyników, zwięzły opis poszczególnych etapów z uwzględnieniem ewentualnych modyfikacji w protokole, a także wszelkie dane i założenia niezbędne do prześledzenia przebiegu projektu oraz oceny jego jakości. Może również zawierać omówienie przyczyn (nieprzewidziane problemy, niewystarczający budżet lub czas) niezrealizowania pewnych założeń początkowych. Dane szczegółowe mogą zostać zamieszczone w załącznikach (również w formie elektronicznej).

## 2.5. Wybrane zagadnienia kalibracji modeli osadu czynnego

Dynamiczne modele osadu czynnego są z powodzeniem wykorzystywane od przeszło 25 lat, jednak pomimo dużego wysiłku badawczego poświęconego różnym aspektom modelowania procesów biologicznego oczyszczania ścieków, wiele zagadnień związanych z kalibracją modeli wciąż jest niewystarczająco rozpoznanych, o czym wspomniano w rozdziale 2.3.1.

W niniejszej dysertacji skupiono się na trzech wybranych zagadnieniach kalibracji modeli osadu czynnego, istotnych zarówno dla teoretycznych, jak i praktycznych aspektów modelowania matematycznego, ale również eksploatacji oczyszczalni ścieków, a mianowicie:

- wyznaczaniu wieku osadu będącego kluczowym parametrem technologicznym procesu osadu czynnego,
- wyznaczaniu frakcji zanieczyszczeń w ściekach niezbędnych dla prawidłowości przewidywań modelu oraz przekładających się na uzyskiwane efekty oczyszczania,
- wyznaczaniu maksymalnej stałej szybkości przyrostu nitryfikantów będącej kluczowym parametrem kinetycznym w układach osadu czynnego z nitryfikacją.

Zagadnienia te są wciąż niewystarczająco rozpoznane i w pewnym stopniu powiązane ze sobą.

Wiek osadu jest kluczowo ważnym parametrem w projektowaniu, eksploatacji oraz sterowaniu i regulacji układów osadu czynnego z usuwaniem związków biogenych. Generalnie, im bardziej restrykcyjne wymagania dotyczące jakości ścieków oczyszczonych, tym dłuższy wymagany wiek osadu, większa wymagana pojemność reaktorów oraz szerszy i bardziej szczegółowy zakres charakterystyki ścieków dopływających do układu wymagany do wymiarowania obiektów i urządzeń oraz kalibracji modelu. W układach osadu czynnego z nityfikacją krytyczne znaczenie ma maksymalna stała szybkości przyrostu nityfikantów, która wraz z minimalną zakładaną temperaturą w reaktorach, definiuje minimalny tlenowy wiek osadu niezbędny do utrzymania nityfikantów w układzie, co oznacza, że dla prawidłowej i niezawodnej pracy wymogiem staje się eksploatacja bloków biologicznych w oparciu o kontrolę wieku osadu. Ponadto, w układach z biologicznym usuwaniem związków biogenych osadniki wtórne muszą być eksploatowane przy niskiej warstwie osadu i nie mogą jednocześnie pełnić funkcji zagęszczaczy grawitacyjnych osadu nadmiernego, z uwagi na możliwość flotacji osadu w wyniku denityfikacji zachodzącej w warstwie osadu lub wtórnego uwalniania fosforu w układach ze wzmożoną biologiczną defosfatacją.

### ***2.5.1. Wiek osadu jako najważniejszy parametr procesowy układów osadu czynnego***

Wiek osadu jest podstawowym i najważniejszym parametrem technologicznym w projektowaniu, eksploatacji i sterowaniu w przypadku oczyszczalni ścieków z osadem czynnym, a szczególnie z nityfikacją i biologicznym usuwaniem związków biogenych, gdyż ma wpływ na (Ekama, 2010):

- wymagane pojemności reaktorów biologicznych, a tym samym koszty inwestycyjne,
- możliwość utrzymania w układzie poszczególnych grup mikroorganizmów odpowiadających za procesy oczyszczania, a tym samym skład gatunkowy mikroorganizmów osadu czynnego, co przekłada się na uzyskiwane efekty oczyszczania ścieków oraz właściwości sedymentacyjne osadu czynnego,
- zapotrzebowanie na tlen w procesie osadu czynnego, a tym samym koszty eksploatacyjne (napowietrzania),
- produkcję oraz skład osadu nadmiernego, a tym samym potencjalną produkcję gazu fermentacyjnego.

Wiek osadu jest to średni czas przebywania kłaczków osadu czynnego w układzie i zgodnie z definicją wyznacza się go jako iloraz masy osadu czynnego w układzie oraz dobowej produkcji osadu netto (sumaryczny ładunek osadu trafiający do układu i generowany w układzie, pomniejszony o ładunek osadu zanikający w układzie), zgodnie ze wzorem:

$$WO = \frac{M_x}{\Delta X} \quad (2.1)$$

gdzie:

$WO$  – wiek osadu, d,

$M_x$  – masa osadu czynnego w układzie, g,

$\Delta X$  – dobowe produkcja osadu netto (dobowy ładunek osadu odprowadzany z układu), g/d,

W przypadku układu w stanie ustalonym dobową produkcję osadu netto jest równa dobowemu ładunkowi osadu odprowadzanego z układu, dzięki czemu wiek osadu może zostać wyznaczony w stosunkowo prosty sposób. Masa osadu w układzie obejmuje masę osadu zgromadzoną w komorach osadu czynnego oraz osadnikach wtórnych. Natomiast dobowy ładunek osadu odprowadzany z układu obejmuje ładunek osadu odprowadzany z osadem nadmiernym oraz ładunek odprowadzany z zawiesinami w ściekach oczyszczonych. Zatem równanie 2.1 przyjmuje postać:

$$WO = \frac{M_K + M_{OW}}{\Delta X_N + \Delta X_E} \quad (2.2)$$

gdzie:

$M_K$  – masa osadu czynnego w komorach osadu czynnego, g,

$M_{OW}$  – masa osadu czynnego w osadnikach wtórnych, g,

$\Delta X_N$  – dobowy ładunek osadu odprowadzany w osadzie nadmiernym, g/d,

$\Delta X_E$  – dobowy ładunek osadu odprowadzany w ściekach oczyszczonych, g/d,

Jednak obiekty w skali technicznej właściwie nigdy nie pracują w stanie ustalonym, z uwagi na zmienność warunków zasilania, wahania temperatury oraz zmiany wartości zadanych parametrów procesowych (w tym wieku osadu), co daje podstawę do kwestionowania prawidłowości wyznaczenia wieku osadu metodą klasyczną. Generalnie przyjmuje się, że w przypadku układów rzeczywistych pracujących w stabilnych warunkach eksploatacyjnych wiek osadu wyznaczony przy pomocy równania 2.2 pozwala na poprawną estymację rzeczywistego wieku osadu, szczególnie jeżeli pod uwagę brane są wartości średnie z pewnego okresu, a nie wartości chwilowe.

Jednakże w przypadku układów dalekich od stanu ustalonego, np. z powodu istotnych zmian dopływającego ładunku zanieczyszczeń, czy ilości odprowadzanego osadu nadmiernego, wykorzystanie metody klasycznej może prowadzić do poważnych błędów, gdyż wyznaczony wiek osadu jest tylko wartością liczbową nie oddającą rzeczywistego wieku osadu w układzie, a tym samym nie może być podstawą do przewidywania efektów pracy układu. Jako przykład można wyobrazić sobie układ w stanie ustalonym pracujący przy wieku osadu 5 dób, w którym gwałtownie dwukrotnie zmniejszamy ilość odprowadzanego osadu nadmiernego – w konsekwencji wyznaczony metodą klasyczną wiek osadu wzrasta natychmiast z 5 do 10 dób, co jest fizycznie niemożliwe, gdyż osad nie może się „starzeć” o więcej niż 1 d/d. W rzeczywistości czas dochodzenia układu do nowego stanu ustalonego przy wieku osadu 10 dób wyniesie kilkadziesiąt dób (zazwyczaj przyjmuje się okres 3–5 stałych czasowych, w tym wypadku stałą czasową jest wiek osadu).

Potrzeba określenia rzeczywistego wieku osadu w układach technicznych pracujących w warunkach dalekich od stanu ustalonego doprowadziła do zaproponowania przez Vaccariego i in. (1985) idei dynamicznego wieku osadu, która została rozwinięta i uogólniona przez Takacsa (2008) i wyrażona w postaci poniższego równania różniczkowego:

$$\frac{dWO_D}{dt} = 1 - \frac{WO_D \cdot F_P}{M_X} \quad (2.3)$$

gdzie:

$WO_D$  – dynamiczny wiek osadu, d,

$M_X$  – masa osadu czynnego w układzie, g,

$F_P$  – dobowy produkcja osadu brutto, g/d,

Przyjmując dobowy krok całkowania równanie 2.3 można zapisać w postaci:

$$WO_{D,i} = WO_{D,i-1} + 1 - \frac{WO_{D,i-1} \cdot F_P}{M_{X,i}} \quad (2.4)$$

gdzie:

$WO_{D,i}$  – dynamiczny wiek osadu w dobie  $i$ , d,

$WO_{D,i-1}$  – dynamiczny wiek osadu w dobie  $i-1$ , d,

$M_{X,i}$  – masa osadu czynnego w układzie w dobie  $i$ , g,

Rozważania i symulacje przeprowadzone przez Takacs (2008) wykazały, że określony w powyższy sposób dynamiczny wiek osadu w warunkach stanu ustalonego upraszcza się do klasycznego równania, natomiast w warunkach stanu nieustalonego lepiej odzwierciedla dynamikę procesu osadu czynnego i pozwala prawidłowo wyznaczyć rzeczywisty wiek osadu, a tym samym prognozować efekty działania układu.

Należy jednak zaznaczyć, że wykorzystanie dynamicznego wieku osadu w zastosowaniach praktycznych jest mocno ograniczone z uwagi na trudności z wiarygodnym określeniem produkcji osadu brutto, związane z brakiem niezbędnych danych dla układów rzeczywistych. Z tego względu w oczyszczalniach ścieków do wyznaczania wieku osadu zazwyczaj wykorzystuje się metodę klasyczną, co nie jest błędem, jeżeli pamięta się o leżącym u podstaw tej metody założeniu pracy układu w stanie ustalonym i wynikających z tego ograniczeniach.

W przypadku układu osadu czynnego przedstawionego na rysunku 2.5., dla którego prowadzone będą dalsze rozważania, wiek osadu zgodnie z metodą klasyczną (równanie 2.2) można wyznaczyć jako:

$$WO = \frac{V_K \cdot X_K + M_{OW}}{Q_N \cdot X_R + Q_E \cdot X_E} \quad (2.5)$$

gdzie:

$V_K$  – pojemność komór osadu czynnego, m<sup>3</sup>,

$X_K$  – stężenie osadu w komorach osadu czynnego, g/m<sup>3</sup>,

$Q_N$  – natężenie przepływu osadu nadmiernego, m<sup>3</sup>/d,

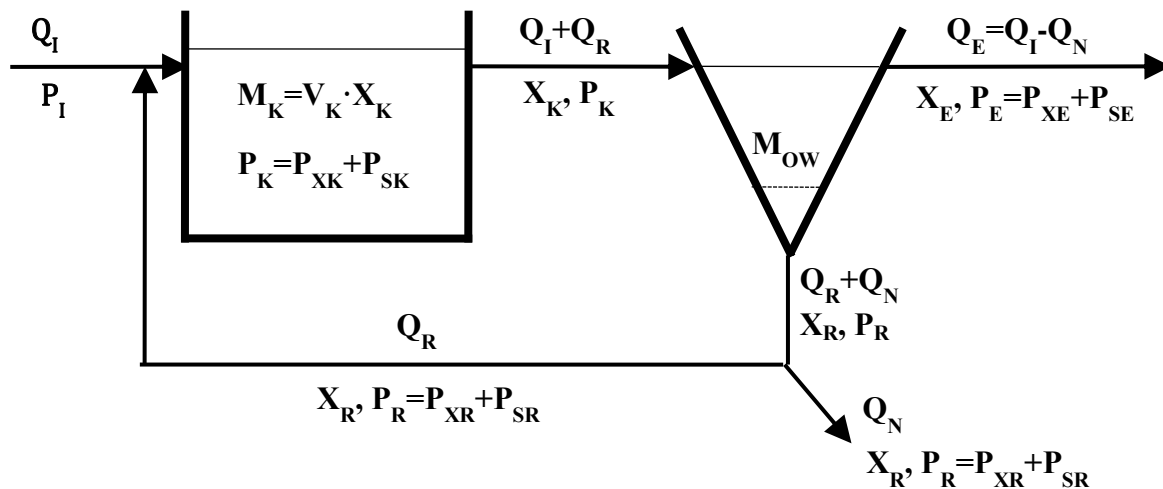
$X_R$  – stężenie osadu nadmiernego i recykulowanego, g/m<sup>3</sup>,

$Q_E$  – natężenie przepływu ścieków oczyszczonych, m<sup>3</sup>/d,

$X_E$  – stężenie zawiesin w ściekach oczyszczonych, g/m<sup>3</sup>.

W zastosowaniach praktycznych często przyjmuje się dodatkowo założenia upraszczające dotyczące masy osadu w osadniku oraz ładunku zawiesin w ściekach oczyszczonych. Masa osadu zgromadzona w osadniku wtórnym ( $M_{OW}$ ) jest często pomijana przy wyznaczaniu wieku osadu, gdyż jest trudna do określenia bez wyznaczenia profilu stężenia osadu na głębokości osadnika. Ponadto w układach z biologicznym usuwaniem związków biogenych, osadniki wtórne powinny być eksploatowane przy niskiej warstwie osadu, więc masa osadu w nich

zgromadzona zazwyczaj jest stosunkowo mała. Przy niskich stężeniach zawieszin ogólnych w ściekach oczyszczonych dopuszczalne jest również pominięcie ładunku osadu odprowadzanego w ściekach oczyszczonych ( $X_E \approx 0 \text{ g/m}^3$ ).



**Rys. 2.5. Schemat układu osadu czynnego będący bazą dla rozważań dotyczących wieku osadu**  
(opis oznaczeń w tekście)

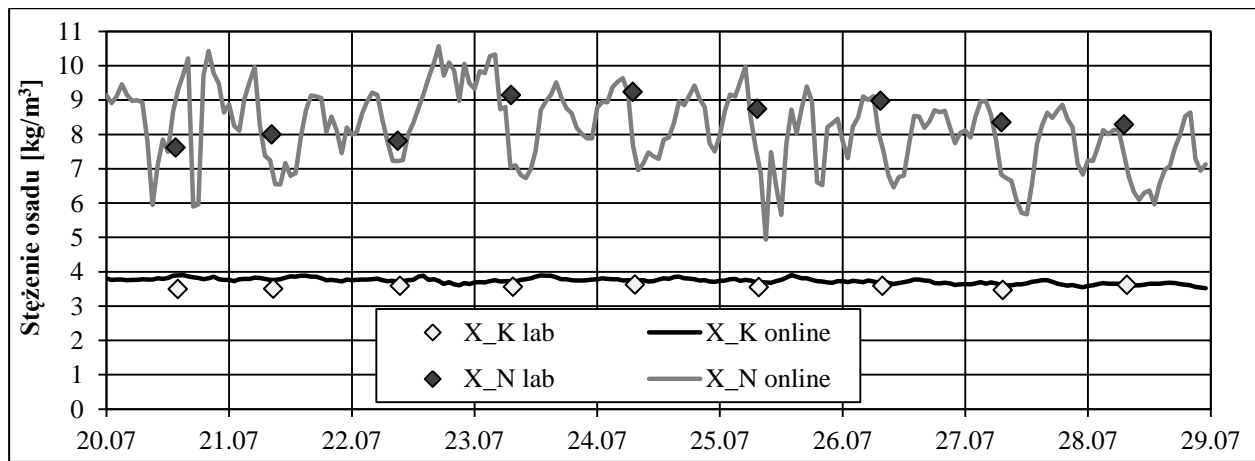
Po przyjęciu dwóch powyższych założeń, równanie 2.5 upraszcza się do postaci:

$$WO = \frac{V_K \cdot X_K}{Q_N \cdot X_R} \quad (2.6)$$

A zatem dla wyznaczenia wieku osadu konieczna jest znajomość wartości przynajmniej czterech parametrów, przy czym pojemność komór osadu czynnego ( $V_K$ ) jest generalnie wartością stałą dla danego układu, a pomiar natężenia przepływu osadu nadmiernego ( $Q_N$ ) realizowany jest zazwyczaj on-line z właściwie dowolną rozdzielczością i zadowalającą dokładnością. Określenie stężenia osadu w komorach osadu czynnego ( $X_K$ ) wymaga wykonania analiz laboratoryjnych, przy czym jest to wielkość, której wartości są stosunkowo wolnozmiennie, a więc nawet oznaczenia wykonywane w próbkach chwilowych pobieranych raz na dobę pozwalają uzyskać wiarygodne wartości. Największym problemem jest określenie stężenia osadu nadmiernego ( $X_R$ ), gdyż wymaga wykonania analiz laboratoryjnych, przy czym jego wartości mogą zmieniać się w szerokich granicach w ciągu doby (porównaj rys. 2.6), zatem dla miarodajnego określenia stężenia konieczne byłoby wykonywanie oznaczeń w kolejnych próbkach chwilowych lub próbce zlewanej dobowej.

Należy również pamiętać, że oznaczenia laboratoryjne wprowadzają opóźnienie, z uwagi na czas niezbędny na wykonanie oznaczenia wynoszący od kilku godzin do kilku dni, w zależności od tego czy oczyszczalnia dysponuje własnym laboratorium, czy zleca wykonywanie oznaczeń.

Z punktu widzenia technologa eksploatującego oczyszczalnię ścieków podstawą kontroli założonego wieku osadu w celu utrzymania prawidłowych warunków pracy układu, jest odprowadzanie właściwego ładunku osadu nadmiernego w ciągu doby, realizowane poprzez zadawanie natężenia przepływu osadu nadmiernego odpowiedniego dla aktualnego stężenia osadu nadmiernego, co, z uwagi na pokazaną powyżej zmienność, nie jest sprawą trywialną.



Rys. 2.6. Przebieg stężeń osadu czynnego ( $X_K$ ) oraz nadmiernego ( $X_N$ ) na podstawie analiz laboratoryjnych (lab) oraz pomiarów on-line (online) [dane autora z WOŚ]

Praktyczne problemy z kontrolą wieku osadu, a czasami również brak pełnego zrozumienia znaczenia tego parametru u operatorów, powodują, że bardzo często na oczyszczalniach ścieków stosowane są inne metody ustalania wymaganego odbioru osadu nadmiernego z układu. Do powszechnie stosowanych metod należy utrzymywanie stałego stężenia osadu w komorach osady czynnego, rzadziej utrzymywanie stałego obciążenia osadu ładunkiem zanieczyszczeń (z uwagi na konieczność wykonywania pracochłonnych i długotrwałych oznaczeń  $BZT_5$ ), ale spotyka się również obiekty bazujące na utrzymywaniu stałej opadalności osadu po 30 minutach sedymentacji (metoda silnie zależna od zmiennych właściwości sedymentacyjnych osadu).

Powyższe sposoby, choć pozwalają na w miarę niezawodną eksploatację układów z usuwaniem związków organicznych i zawiesin, nie zapewniają utrzymania zakładanego wieku osadu, są więc nieodpowiednie dla układów z nityfikacją i usuwaniem związków biogenych.

Istnieje bardzo prosta, a zarazem niezawodna metoda hydraulicznej kontroli wieku osadu zaproponowana przez Garretta (1958), która zakłada odprowadzanie osadu nadmiernego wprost z komór osadu czynnego, dzięki czemu stężenie osadu nadmiernego jest równe stężeniu osadu w komorze ( $X_R = X_K$ ), a wzór 2.6 upraszcza się do postaci:

$$WO = V_K / Q_N \quad (2.7)$$

Przy zastosowaniu tej metody utrzymywanie wieku osadu  $n$  dób sprowadza się do dobowego odprowadzania  $1/n$  objętości komór w postaci osadu nadmiernego i nie wymaga oznaczeń stężenia osadu. Metoda jest jednak rzadko stosowana w praktyce, ponieważ cecha stanowiąca o jej największej zaletce, jest również jej największą wadą, gdyż odprowadzany osad nadmierny jest niezagęszczony.

Przedstawione powyżej znaczenie wieku osadu jako parametru procesowego osadu czynnego oraz problemy z jego określaniem i utrzymywaniem sprawiają, że zagadnienie wyznaczania i kontroli wieku osadu jest wciąż aktualnym problemem badawczym. W ostatnich latach opublikowanych zostało kilka prac, w których zaproponowano oryginalne podejście do powyższej problematyki.

W odpowiedzi na problemy z miarodajnym oznaczaniem stężenia osadu nadmiernego, Greenwood i in. (2002) zaproponowali metodę hydraulicznej kontroli wieku osadu, która bazuje

na bilansie masy osadu dla reaktorów osadu czynnego i osadników wtórnych. Eliminuje ona konieczność wykonywania analiz stężenia osadu czynnego oraz nadmiernego, gdyż do wyznaczenia wieku osadu wykorzystuje tylko wartości natężenia dopływu ścieków do reaktora oraz natężenia przepływu osadu recykulowanego i nadmiernego, według wzoru (dla układu na rys. 2.5):

$$WO_Q = \frac{V_K \cdot (Q_R + Q_N)}{Q_N \cdot (Q_I + Q_R)} \quad (2.8)$$

gdzie:

$V_K$  – pojemność komór osadu czynnego, m<sup>3</sup>,

$Q_N$  – natężenie przepływu osadu nadmiernego, m<sup>3</sup>/d,

$Q_R$  – natężenie przepływu osadu recykulowanego, m<sup>3</sup>/d,

$Q_I$  – natężenie przepływu ścieków dopływających do bloku biologicznego, m<sup>3</sup>/d,

Wykorzystanie tej metody jest szczególnie atrakcyjne w zastosowaniach praktycznych, gdyż bazuje ona na pomiarach on-line, co umożliwia nawet stworzenie automatycznego algorytmu sterującego odprowadzaniem osadu nadmiernego w zależności od warunków pracy układu, w celu utrzymania zakładanego wieku osadu. Wyprowadzenie tej metody (zamieszczone w załączniku 2.) zakłada jednak pewne uproszczenia, gdyż pomija ładunek osadu odprowadzany z zawieszinami w ściekach oczyszczonych, oraz zakłada, że nie występuje istotna zmiana masy osadu w osadnikach wtórnych. Dlatego uzyskiwane wyniki powinny być okresowo weryfikowane z zastosowaniem klasycznej metody wyznaczania wieku osadu.

Puig i in. (2008) skoncentrowali się z kolei na poprawie miarodajności oraz wiarygodności wyznaczania wieku osadu, szczególnie na potrzeby modelowania matematycznego układów osadu czynnego. Uznaje się, że do przeprowadzenia rzetelnych badań symulacyjnych wartość wieku osadu powinna być znana z dokładnością około 95%, z tego względu konieczne jest sprawdzenie spójności danych dotyczących produkcji osadu (Brdjanovic i in., 2000; Meijer i in., 2001).

Narzędziem, które pozwala na weryfikację i korektę spójności danych eksploatacyjnych, jest bilans masy wyznaczony dla danego obiektu oczyszczalni. Bilans masy dla bloku biologicznego może być obliczony np. dla ChZT, azotu ogólnego, fosforu ogólnego lub przepływu. Jednak jedynie w dwóch ostatnich przypadkach, przy pomiarach we wszystkich strumieniach ścieków i osadów, będziemy mieli do czynienia z bilansem zamkniętym, co pozwoli na jego weryfikację, natomiast w przypadku ChZT i azotu bilans będzie otwarty z uwagi na składnik występujący w fazie gazowej – odpowiednio CO<sub>2</sub> lub N<sub>2</sub>, który zazwyczaj nie jest mierzony. Niestety, zwykle w oczyszczalniach ścieków fosfor ogólny (jak również ChZT i azot ogólny) oznaczany jest wyłącznie w strumieniach ścieków, co uniemożliwia sprawdzenie bilansu masy.

Bazując na bilansie fosforu dla bloku biologicznego Puig i in. (2008) zaproponowali alternatywną metodę pozwalającą na wyznaczenie wieku osadu na podstawie stężeń fosforu w osadzie. Wyprowadzenie metody (zamieszczone w załączniku 2.) wymaga przyjęcia założenia, że nie występuje istotne wydzielanie fosforu z osadu w osadniku wtórnym. Konieczna jest również znajomość wartości stężenia fosforu ogólnego w osadzie (nierozpuszczonego), które

wyznacza się z różnicy pomiędzy oznaczonymi analitycznie stężeniami fosforu ogólnego całkowitego i rozpuszczonego.

Pierwszy wariant tej metody pozwala wyznaczyć wiek osadu na podstawie masy fosforu nierozpuszczonego w układzie oraz ładunku fosforu nierozpuszczonego odprowadzanego z układu według wzoru (dla układu na rys. 2.5):

$$WO_{P-E} = \frac{V_K \cdot P_{XK}}{Q_N \cdot P_{XR} + Q_E \cdot P_{XE}} \quad (2.9)$$

gdzie:

$P_{XK}$  – stężenie fosforu nierozpuszczonego w osadzie w komorach osadu czynnego, g P/m<sup>3</sup>,

$P_{XR}$  – stężenie fosforu nierozpuszczonego w osadzie recyrkulowanym i nadmiernym, g P/m<sup>3</sup>,

$P_{XE}$  – stężenie fosforu nierozpuszczonego w ściekach oczyszczonych, g P/m<sup>3</sup>,

Drugi wariant pozwala wyznaczyć wiek osadu na podstawie masy fosforu nierozpuszczonego w układzie oraz ładunku fosforu ogólnego dopływającego do układu (nie ma konieczności oznaczania fosforu nierozpuszczonego w osadzie nadmiernym) według wzoru (dla układu na rys. 2.5):

$$WO_{P-I} = \frac{V_K \cdot P_{XK}}{Q_I \cdot (P_I - P_{SE})} \quad (2.10)$$

gdzie:

$P_I$  – stężenie fosforu ogólnego w ściekach dopływających do bloku biologicznego, g P/m<sup>3</sup>,

$P_{SE}$  – stężenie fosforu rozpuszczonego w ściekach oczyszczonych, g P/m<sup>3</sup>,

Możliwe jest również wyprowadzenie trzeciego wariantu (porównaj załącznik 2.), który w ogóle nie wymaga wyznaczania stężenia fosforu w osadzie, jednak ponieważ bazuje na różnicy stężeń fosforu ogólnego i rozpuszczonego w ściekach oczyszczonych, to, biorąc pod uwagę niepewność oznaczeń analitycznych, można przypuszczać, że charakteryzować się on będzie dużym rozrzutem wyników:

$$WO_{P-N} = \frac{V_K}{Q_I} \cdot \frac{X_K}{X_E} \cdot \frac{P_E - P_{SE}}{P_I - P_{SE}} \quad (2.11)$$

gdzie:

$P_E$  – stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych, g P/m<sup>3</sup>,

Biorąc pod uwagę znaczenie wieku osadu jako parametru procesowego układów osadu czynnego oraz napotykaną w praktyce trudności w wiarygodnym jego wyznaczeniu i kontrolowaniu, zdaniem autora, warto porównać wyniki uzyskiwane poszczególnymi metodami, dla danych eksploatacyjnych z rzeczywistej oczyszczalni ścieków przy różnych warunkach eksploatacyjnych (rozdział 5.7).

### 2.5.2. Charakterystyka frakcji zanieczyszczeń w ściekach

Rozwój technologii biologicznego oczyszczania ścieków, szczególnie w zakresie usuwania związków biogenych, skutkuje rosnącą złożonością i współzależnością procesów biochemicznych prowadzonych przez zróżnicowane rodzaje bakterii o specyficznych wymaganiach dotyczących zarówno warunków środowiskowych, jak i dostępnych substratów. Skomplikowanie i wzajemne zależności procesów biologicznej nityfikacji, denityfikacji oraz defosfatacji, a także konieczność zapewnienia, pomimo zmiennych warunków pracy, wymaganych stężeń zanieczyszczeń na odpływie z OŚ przy jednoczesnej minimalizacji kosztów inwestycyjnych oraz eksploatacyjnych, przyczynia się do coraz powszechniejszego wykorzystania modeli matematycznych procesu osadu czynnego w projektowaniu, eksploatacji i optymalizacji komunalnych OŚ.

Opis składu ścieków uzyskiwany w wyniku stosowania tradycyjnych, rutynowych oznaczeń analitycznych (ChZT, BZT<sub>5</sub>, N<sub>og</sub>, czy P<sub>og</sub>) jest daleko niewystarczający dla powyższych zastosowań, gdyż stosowane modele matematyczne wymagają bardziej szczegółowej charakterystyki składu ścieków, szczególnie w zakresie związków organicznych (Henze i in., 1995). Szczegółowa charakterystyka zanieczyszczeń jest również coraz bardziej istotna w zagadnieniach dotyczących stabilizacji osadów czy zagospodarowania odcieków z odwadniania osadów.

Kluczowy dla prawidłowości przewidywań modeli matematycznych osadu czynnego okazał się wprowadzony w modelach ASM podział zanieczyszczeń organicznych w ściekach na frakcje uwzględniające podatność na rozkład biologiczny oraz los w układach oczyszczania ścieków. Wyróżniono frakcje biodegradowalne łatworozkładalną (S<sub>S</sub>) i wolnorozkładalną (X<sub>S</sub>) oraz frakcje niebiodegradowalne rozpuszczoną (S<sub>I</sub>) i nierozpuszczoną (X<sub>I</sub>) (Henze i in., 1995). Warto w tym miejscu zwrócić uwagę, że o ile w przypadku frakcji niebiodegradowalnych mamy do czynienia z podziałem z uwagi na stopień dyspersji, to w przypadku frakcji biodegradowalnych wyróżnikiem jest odpowiedź biologiczna układu, a nie stopień dyspersji, choć takie domniemanie pojawia się w wielu opracowaniach (Baczyński, 2010).

Analogiczny podział frakcyjny związków azotu i fosforu w modelach ASM jest również bardziej złożony niż w przypadku rutynowych analiz ścieków, przy czym w typowych zastosowaniach, z uwagi na przeważający udział form nieorganicznych, podział ten ma zazwyczaj mniejsze znaczenie. Jednakże, wraz z obniżaniem dopuszczalnych stężeń związków biogenych w odpływie, wzrasta udział oraz istotność frakcji rozpuszczonej niebiodegradowalnej, która nie jest usuwana w typowych układach oczyszczania ścieków, a tym samym wrasta znaczenie pochodzenia (odcieki, ścieki przemysłowe) oraz podziału frakcyjnego związków biogenych (Melcer i in., 2003).

Wymagany, dla celów modelowania, zakres i szczegółowość charakterystyki składu ścieków dopływających do układu jest w przeważającym stopniu determinowany wymaganą jakością ścieków oczyszczonych, a tym samym doбором niezbędnych procesów oczyszczania ścieków. Generalnie im lepsza wymagana jakość ścieków oczyszczonych, tym większą ilością informacji dotyczących składu ścieków musimy dysponować do projektowania czy optymalizacji układu.

Poprawna i możliwie dokładna charakterystyka ścieków kierowanych do stopnia biologicznego, szczególnie w przypadku związków organicznych, jest kluczowym aspektem w kontekście prawidłowości przewidywań modelu. Niepewność określenia podziału frakcyjnego zanieczyszczeń przekłada się na niepewność wyznaczenia zapotrzebowania na tlen, produkcji osadu nadmiernego, wymaganych pojemności reaktorów oraz jakości ścieków oczyszczonych, a ponadto może prowadzić do nieuzasadnionych zmian wartości współczynników stechiometrycznych i kinetycznych. Ekama (2010) podkreślił, że w trakcie kalibracji modelu, w pierwszej kolejności powinno się modyfikować udziały frakcji zanieczyszczeń, po wcześniejszym sprawdzeniu czy spełniają one bilans masy, a dopiero gdy te działania nie przynoszą efektu uzasadnione może być modyfikowanie wartości parametrów kinetycznych i stechiometrycznych, które generalnie nie powinny być istotnie zróżnicowane pomiędzy obiektami.

Frakcjonowanie zanieczyszczeń w ściekach nie jest zagadnieniem trywialnym, co spowodowało, że w ostatnim trzydziestoleciu tej tematyce poświęcony został bardzo istotny wysiłek badawczy (Spanjers i in., 1998), a pomimo tego pozostaje ono głównym wyzwaniem przy stosowaniu modeli w praktyce inżynierskiej (Copp i in., 2009; Phillips i in., 2009). Opublikowanych zostało wiele prac dotyczących wyznaczania poszczególnych frakcji zanieczyszczeń, których przegląd można znaleźć m.in. w pracach Petersen (2000), Mąkini (2010) czy Riegera i in. (2013). Pojawiły się również opracowania, m.in. protokoły kalibracyjne BIOMATH, STOWA czy WERF, w których podjęto próbę stworzenia usystematyzowanych i spójnych wytycznych dotyczących metodyki podziału frakcyjnego zanieczyszczeń w ściekach. Analiza zaproponowanych wytycznych wykazała, że o ile nie ma istotnych różnic w metodyce wyznaczania frakcji azotu i fosforu, to w przypadku wyznaczania podziału frakcyjnego związków organicznych stosowane są różne podejścia, a ponadto przekładają się one na istotne różnice w uzyskiwanych wynikach (Choubert i in., 2013).

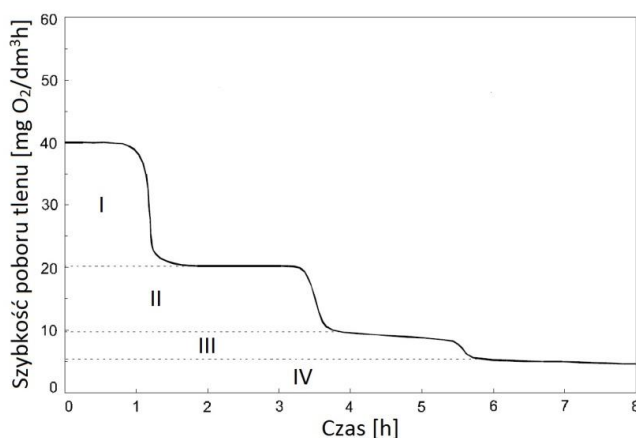
Z uwagi na odmienną charakterystykę, poszczególne frakcje ChZT wymagają specyficznych metod do ich oznaczania, przy czym wśród metod wykorzystywanych do określenia składu ścieków pod względem zawartości związków organicznych na potrzeby modeli ASM można wyróżnić metody respirometryczne, fizyczno-chemiczne i symulacyjne. Kompleksowa charakterystyka ścieków wymaga zazwyczaj zastosowania kombinacji metod różnych typów zarówno na etapie zbierania danych, jak i samej kalibracji modelu. Trzeba przy tym pamiętać, że większość dostępnych w literaturze metod wyznaczania frakcji zanieczyszczeń została opracowana dla ścieków komunalnych, dlatego w przypadku ścieków przemysłowych lub komunalnych z istotnym udziałem ścieków przemysłowych ich użycie może dawać błędne wyniki lub wymagać odpowiednich modyfikacji (Melcer i in., 2003).

Warto podkreślić, że zarówno sam podział frakcyjny zanieczyszczeń w ściekach, jak i metody jego wyznaczania stanowią pragmatyczny kompromis pomiędzy naukową dokładnością, a względami praktycznymi, i takie podejście okazało się bardzo efektywne, a ponadto odpowiada filozofii leżącej u podstaw modeli matematycznych osadu czynnego, których celem nie jest doskonałe oddanie rzeczywistości, ale zapewnienie użytecznego narzędzia do rozwiązywania rzeczywistych problemów.

**Metody respirometryczne** bazują na pomiarze oraz interpretacji ilości i szybkości biochemicznego zużycia akceptora elektronów (tłenu, azotanów) w zdefiniowanych warunkach eksperymentu i pozwalają na wyznaczenie składu ścieków w zakresie zawartości substancji biodegradowalnych o różnej podatności na rozkład biologiczny, w sposób odpowiadający założeniom modeli ASM, co jest ich niewątpliwą zaletą (Spanjers i in., 1998). Jednakże, metody respirometryczne są czasochłonne i wymagają bardziej zaawansowanej aparatury oraz większego doświadczenia w interpretacji wyników niż metody fizyczno-chemiczne. Z tego względu ich przydatność oraz wykorzystanie w zastosowaniach inżynierskich są ograniczone (Dymaczewski, 2001).

Najpowszechniej stosowaną metodą respirometryczną jest klasyczne oznaczenie BZT<sub>5</sub> metodą rozcieńczeń. Inne pomiary respirometryczne były początkowo wykorzystywane jako szybsza alternatywa dla pomiaru BZT<sub>5</sub>, jednak wraz z rozwojem metod i instrumentów pojawiały się nowe zastosowania, wśród których możemy wyróżnić badania dotyczące: biodegradowalności oraz właściwości inhibitujących lub toksycznych substratu, kondycji biomasy, czy parametrów biokinetycznych zużycia substratu i przyrostu biomasy (Cokgor i in., 2009; Orhon i in., 2007).

Dostępne metody pomiarów respirometrycznych można scharakteryzować na podstawie dwóch kryteriów: fazy, w której dokonywany jest pomiar stężenia tlenu (gazowa lub ciekła) oraz występowania przepływu cieczy lub gazu (Spanjers i in., 1998). Wyidealizowany respirogram, uzyskiwany w najczęściej stosowanym wsadowym respirometrze z pomiarem stężenia tlenu w fazie ciekłej po dodaniu ścieków komunalnych do osadu czynnego, pokazano na rysunku 2.7. Pole powierzchni pod krzywą szybkości poboru tlenu można podzielić na cztery strefy charakteryzujące się zróżnicowaną szybkością poboru tlenu i odpowiadające masie tlenu zużytego na: strefa I – utlenienie frakcji łatwobiodegradowalnej związków organicznych ( $S_s$ ), strefa II – nityfikację azotu amonowego, strefa III – utlenienie frakcji wolnorozkładalnej ChZT ( $X_s$ ), strefa IV – oddychanie endogenne (Melcer i in., 2003). Często w celu wyeliminowania nityfikacji i ułatwienia interpretacji wyników, stosuje się dodatek inhibitora nityfikacji. Niektóre badania sygnalizują, że może to być przyczyną częściowej inhibicji także bakterii heterotroficznych (Spanjers i Vanrolleghem, 1995).



**Rys. 2.7. Modelowy respirogram**

Zużycie akceptora elektronów przez mikroorganizmy jest bezpośrednio powiązane z usuwaniem substratu, przy czym część pobieranego substratu jest utleniana w celu pozyskania energii, a część wykorzystywana do syntezy nowej biomasy. Na podstawie bilansu masy, ChZT

usuniętego substratu równe jest sumie ChZT powstałej biomasy i ChZT zużytego akceptora elektronów. A zatem w metodach respirometrycznych dokładność wyznaczenia frakcji jest silnie zależna od znajomości poprawnej wartości współczynnika wydajności przyrostu  $Y_H$ , przy czym procedura jego wyznaczenia jest żmudna i długotrwała, co powoduje, że zazwyczaj korzysta się z wartości domyślnych (Baczyński, 2010).

Na potrzeby frakcjonowania ChZT w ściekach opracowano wiele metod respirometrycznych różniących się założeniami oraz warunkami prowadzenia – przegląd można znaleźć m.in. w pracach Spanjersa i in. (1998) czy Petersen (2000). Zróżnicowanie metodyki sprawia, że poszczególne metody wymagają odpowiedniego podejścia do analizy i interpretacji wyników, a niektóre również wykorzystania respirometrów o specyficznej konstrukcji. Dla wiarygodności i porównywalności frakcjonowania metodami respirometrycznymi bardzo ważne jest dokładne określenie przyjętej metodyki i staranność wykonania testu, ale nawet przy standardowych warunkach można spodziewać się istotnej zmienności i gorszej powtarzalności wyników niż w przypadku metod chemicznych, z uwagi na złożoność systemu biologicznego (istotne jest m.in. pochodzenie oraz kondycja biomasy) oraz istotność początkowego stosunku  $S_0/X_0$  i czasu trwania testu (Choubert i in., 2013).

Jednym z najważniejszych parametrów testów respirometrycznych jest początkowy stosunek substratu do biomasy  $S_0/X_0$ , który decyduje o rodzaju przebiegających reakcji metabolicznych i promocji wzrostu określonych grup mikroorganizmów, ale również o czasie trwania testu oraz kształcie i łatwości interpretacji respirogramu. Zagadnienie to zostało wyczerpująco opisane przez Chudobę i in. (1992). Generalnie najbardziej prawidłowe wyniki zapewniają testy przy niskim stosunku substratu do biomasy, który odpowiada warunkom panującym w układach przepływowych, ale z uwagi na krótki czas trwania wymagają dużej częstości pomiaru szybkości poboru tlenu, a tym samym rozbudowanych i drogich respirometrów oraz bardziej zaawansowanych metod interpretacji wyników (Baczyński, 2010).

Gillot i Choubert (2010) stwierdzili również, że udział frakcji biodegradowalnych w całkowitym ChZT zależy od czasu trwania testu – krótkookresowe testy respirometryczne mają tendencję do systematycznego zaniżania udziału frakcji wolnorozkładalnej  $X_S$ , a tym samym zawyżania udziału frakcji niebiodegradowalnych. Związane jest to ze stosunkowo krótkim czasem trwania eksperymentu oraz trudnościami w rozróżnieniu przejścia pomiędzy końcową fazą utleniania frakcji wolnorozkładalnej, a fazą oddychania endogennego.

Pracochłonna analiza respirogramów staje się jeszcze bardziej skomplikowana, jeżeli pojawiają się dodatkowe fazy związane np. z utlenianiem frakcji szybko hydrolizowalnej, którą zdaniem części badaczy należałoby wyodrębnić z frakcji wolnorozkładalnej (Henze, 1992; Orhon i Cokgor, 1997). Utrudnia to również interpretację wyników, szczególnie jeżeli modele uwzględniają materiały zapasowe w biomacie, gdy pobór substratu nie musi być równoznaczny z jego natychmiastowym utlenianiem.

Metody respirometryczne są szczególnie przydatne w przypadku charakterystyki ścieków przemysłowych, gdyż w ściekach tych występuje zazwyczaj wiele grup związków organicznych o różnej biodegradowalności oraz właściwościach inhibitujących lub toksycznych wobec osadu

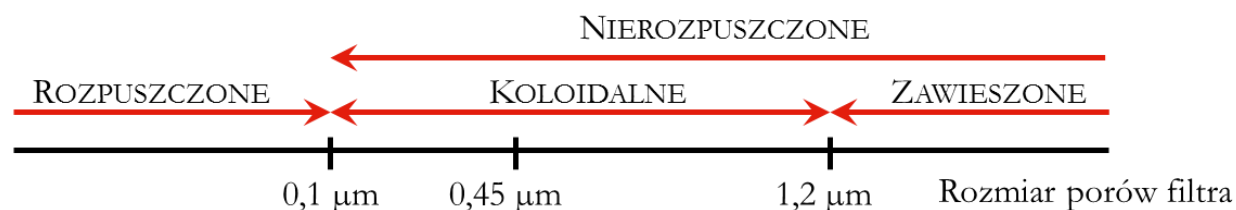
czynnego (Cokgor i in., 2009), ale konieczne może być wprowadzenie modyfikacji wymagających dogłębnego zrozumienia stosowanej metodyki.

**Metody fizyczno-chemiczne** bazują na fizycznym rozdziale zanieczyszczeń w ściekach z wykorzystaniem procesów filtracji, flokulacji lub wirowania, oraz chemicznych oznaczeniach ChZT poszczególnych frakcji. Metody te bazują na założeniu istnienia bezpośredniego przełożenia stopnia dyspersji frakcji na ich biodegradowalność – przyjmuje się, że frakcja rozpuszczona obejmuje substancje łatworozkładalne, a frakcja nierozpuszczona substancje wolnorozkładalne (Melcer i in., 2003).

Metody fizyczno-chemiczne zostały zaproponowane jako przystępna alternatywa dla skomplikowanych metod respirometrycznych i uwzględnione m.in. w protokole kalibracyjnym STOWA (Hulsbeek i in., 2002). W wyniku tego są szeroko wykorzystywane, szczególnie w zastosowaniach praktycznych, gdyż mogą być wykonane w praktycznie dowolnym laboratorium prowadzącym rutynowe oznaczenia składu ścieków. Ponadto są cenione za prostotę i wysoką powtarzalność oraz krótki czas i niski koszt wykonania. Jednakże, od lat trwa dyskusja nad poprawnością i zasadnością ich stosowania, gdyż z uwagi na przyjęte założenia ich wyniki mogą nie odpowiadać frakcjom zdefiniowanym w modelach ASM (Melcer i in., 2003). Mamais (1993) pokazał, że udział frakcji łatworozkładalnej wyznaczony metodą fizyczno-chemiczną odpowiada pomiarom respirometrycznym. Z kolei Gillot i Choubert (2010) oraz Fall i in. (2011) stwierdzili, że metody fizyczno-chemiczne istotnie zawyżają udział frakcji  $S_S$ .

Początkowo dla frakcji rozpuszczonej zakładano filtrację przez filtry o wielkości porów  $0,45 \mu\text{m}$ , jednak badania porównawcze pokazały, że wstępna flokulacja ścieków zmniejsza uzyskiwane stężenia tej frakcji o 20–30%. Z tego względu wprowadzono modyfikacje (porównaj rys. 2.8) i obecnie przyjmuje się wykorzystanie filtra o wielkości porów  $0,1 \mu\text{m}$ , a dodatkowo została wyróżniona frakcja koloidalna obejmująca substancje z zakresu  $0,1\text{--}1,2 \mu\text{m}$ . Dla frakcji zawieszonych przyjęto stosowanie filtra o średnicy porów  $1,2 \mu\text{m}$ , który jest powszechnie wykorzystywany w rutynowych oznaczeniach zawieszin w ściekach (Makinia, 2010). Po wprowadzeniu modyfikacji różnica stężeń frakcji rozpuszczonej wyznaczonej metodami filtracji oraz wstępnej flokulacji nie przekraczała 1% (Roeleveld i van Loosdrecht, 2002). W metodzie z wstępną flokulacją ścieków zaleca się stosowanie siarczanu cynku jako koagulantu, gdyż minimalizuje on zjawisko adsorpcji substancji rozpuszczonych na powstających wodorotlenkach (Melcer i in., 2003).

Należy zwrócić uwagę, że powyższy podział jest umowny i nie odpowiada chemicznym definicjom poszczególnych frakcji, jednak został powszechnie zaakceptowany przy wyznaczaniu stopnia dyspersji zanieczyszczeń w ściekach.



Rys. 2.8. Podział frakcyjny zanieczyszczeń w ściekach pod względem stopnia dyspersji (Makinia, 2010)

**Metody symulacyjne** opierają się na bezpośrednim wykorzystaniu modelu matematycznego w celu oszacowania frakcji zanieczyszczeń w ściekach, poprzez iteracyjne dopasowanie przewidywań modelu do zachowania obiektu rzeczywistego. Ich zastosowanie jest ograniczone z uwagi na zwykle dużą niepewność danych zbieranych na obiektach w skali technicznej lub konieczność prowadzenia długotrwałych badań w warunkach laboratoryjnych (Melcer i in., 2003).

Każda z powyższych grup metod ma swoje zalety i wady oraz ograniczenia wynikające z założeń teoretycznych leżących u jej podstaw, jak również dokładności w oszacowaniu danej frakcji, co jest powodem wieloletniej dyskusji nad ich poprawnością i przydatnością. Jak do tej pory nie została opracowana i przyjęta ujednolicona i ustandaryzowana metodyka wyznaczania frakcji zanieczyszczeń w ściekach. Z uwagi na brak standaryzacji przyjmuje się, że wybór metod charakterystyki składu ścieków powinien być dostosowany do modelu, który będzie wykorzystywany, ale uwzględniać również dostępny sprzęt i możliwości analityczne, w tym biegłość osób wykonujących analizy, jak również czas i budżet przeznaczone na wykonanie analiz (Choubert i in., 2013).

Standaryzacja przyczyniłaby się nie tylko do poprawy wiarygodności, ale również efektywności wykorzystania modeli matematycznych, dzięki ograniczeniu kosztów i czasu niezbędnego do przeprowadzenia badań. Ponadto brak ustandaryzowania oznacza, że wyznaczenie frakcji obarczone jest nie tylko niepewnością związaną z sposobem poboru i przygotowania próbki oraz jej analizy, ale również wyborem metody. (Choubert i in., 2013).

Dodatkowo, sprawę komplikuje fakt, że protokoły kalibracyjne dopuszczają możliwość modyfikacji wyznaczonych w badaniach udziałów frakcji na etapie kalibracji modelu, co często jest zresztą konieczne dla poprawy przewidywań modelu (Rieger i in., 2013). Może to sugerować, że istnieją rozbieżności pomiędzy podziałem frakcyjnym uzyskiwanym z zastosowaniem dostępnych metod a wymaganiami modeli matematycznych. Niestety, może również podważać wartość i zasadność kosztownych badań frakcji zanieczyszczeń, które są niezbędne dla prawidłowych przewidywań modeli, a w konsekwencji ograniczać zastosowanie modeli w praktyce inżynierskiej.

Oprócz przedstawionych powyżej kontrowersji, związanych z wyznaczaniem frakcji ujętych w modelach, z biegiem lat pojawiły się dodatkowe postulaty dotyczące wprowadzenia rozszerzeń i modyfikacji, które przedstawiono poniżej.

Zazwyczaj w badaniach symulacyjnych przyjmuje się stałe uśrednione udziały poszczególnych frakcji zanieczyszczeń, choć wiadomo, że mogą się one zmieniać w czasie w zależności od temperatury czy warunków pogodowych. Specjalnej uwagi wymaga wyznaczenie frakcji w przypadku okresowych zrzutów ścieków przemysłowych, czy dużej zmienności sezonowej (np. w miejscowościach turystycznych), jak również dopływu ścieków deszczowych w okresach pogody mokrej (Rieger i in., 2013). Jednakże, również w okresach pogody suchej, obserwuje się istotną zmienność frakcji ChZT w ciągu doby, co sugeruje, że konieczne może być wyznaczenie frakcji z większą rozdzielczością czasową (Barry i in., 2012).

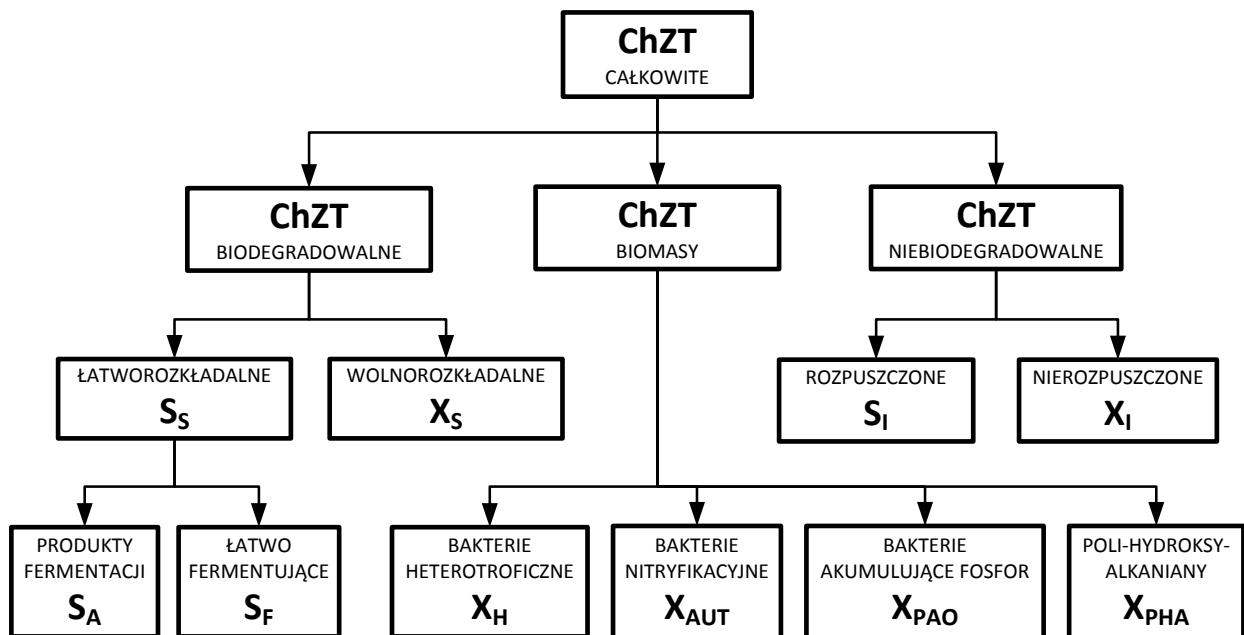
Związki organiczne wchodzące w skład frakcji niebiodegradowalnych uznaje się za niepodatne na rozkład biologiczny w warunkach prowadzenia procesu osadu czynnego. Okazuje się jednak, że ich podatność na rozkład biologiczny zwiększa się wraz z wydłużaniem wieku osadu, co może mieć istotne znaczenie szczególnie w układach o długim wieku osadu, np. w bioreaktorach membranowych (Sperandio i in., 2013).

Większość wytycznych dotyczących wyznaczania podziału frakcyjnego zanieczyszczeń pomija zawartość bakterii (głównie heterotrofów) w ściekach, ujmując je we frakcji wolnorozkładalnej, pomimo iż mogą one stanowić do 25% ChZT (Sperandio i in., 2001). Bezpośrednie wyznaczenie udziału frakcji bakterii, szczególnie w układach o krótkich wiekach osadu i czasach przetrzymania (np. stopień A w układach A/B), powinno przełożyć się na zmniejszenie trudności kalibracji oraz poprawę przewidywań modelu.

Frakcje nieorganiczne nie są ujęte w sposób bezpośredni w modelach ASM, choć pokazano, że uwzględnienie zawiesin mineralnych pozwala poprawić przewidywania produkcji osadu wyrażanej jako zawiesina ogólna (Ekama i Wentzel, 2004). Dokładne modelowanie zawiesin nieorganicznych uwzględniające procesy strącania i rozpuszczania, wymagać jednak będzie rozbudowanej charakterystyki związków mineralnych oraz modelowania odczynu pH.

#### 2.5.2.1. Frakcje związków organicznych

Podział związków organicznych na frakcje ChZT przyjęte w modelu ASM 2d przedstawiono na rysunku 2.9. Jak wspomniano wcześniej, poprawne wyznaczenie podziału frakcyjnego związków organicznych w ściekach jest kluczowe dla prawidłowości przewidywań modelu i opiera się na odpowiednim wykorzystaniu kombinacji metod respirometrycznych, klasycznych chemicznych metod analitycznych oraz metod symulacyjnych opartych o bilans masy.



Rys. 2.9. Podział ChZT na frakcje w modelu ASM 2d (na podstawie (Henze i in., 2000))

Fracje związków organicznych wg modelu ASM 2d opisane są równaniem:

$$\text{ChZT} = \mathbf{S}_I + \mathbf{S}_A + \mathbf{S}_F + \mathbf{X}_S + \mathbf{X}_I + \mathbf{X}_H + \mathbf{X}_{\text{AUT}} + \mathbf{X}_{\text{PAO}} + \mathbf{X}_{\text{PHA}} \quad (2.12)$$

a biorąc pod uwagę frakcje istotne w ściekach dopływających do układu:

$$\text{ChZT} = \mathbf{S}_I + \mathbf{S}_A + \mathbf{S}_F + \mathbf{X}_S + \mathbf{X}_I (+ \mathbf{X}_H) \quad (2.13)$$

Poniżej przedstawiono charakterystykę poszczególnych frakcji ChZT wraz podstawowymi informacjami dotyczącymi metodyki ich oznaczania. W kwestii szczegółowej metodyki sugeruje się sięgnięcie do cytowanych prac.

**Całkowite ChZT** obejmuje wszystkie związki organiczne zawarte w ściekach i oznaczane jest klasyczną metodą chemiczną. Umożliwia sprawdzenie bilansu masy frakcji lub wyznaczenie pojedynczej frakcji w sposób obliczeniowy.

**Fracja niebiodegradowalna rozpuszczona  $\mathbf{S}_I$**  obejmuje rozpuszczone refrakcyjne związki organiczne niepodlegające przemianom, ani usuwaniu w układach biologicznego oczyszczania ścieków. Zakłada się, że frakcja  $\mathbf{S}_I$  pochodzi wyłącznie z dopływu, nie jest generowana w układzie i odpowiada rozpuszczonemu ChZT w ściekach biologicznie oczyszczonych (z OŚ lub niskoobciążonego układu laboratoryjnego) po filtracji przez filtr 0,1  $\mu\text{m}$  (Roeleveld i van Loosdrecht, 2002) lub filtr 0,45  $\mu\text{m}$  po wcześniejszej flokulacji siarczanem cynku (Mamais i in., 1993). Henze (1992) zaleca pomniejszenie tak wyznaczonego ChZT o wartość rozpuszczonego całkowitego BZT  $\approx 1,5 \cdot \text{BZT}_{5,\text{rozp}}$  danej próbki ścieków.

**Fracja biodegradowalna łatworozkładalna  $\mathbf{S}_S$**  obejmuje małowcząsteczkowe związki organiczne bezpośrednio przyswajalne przez mikroorganizmy. Frakcja  $\mathbf{S}_S$  nie jest bezpośrednio uwzględniona jako zmienna stanu w modelu ASM 2d – podzielona została na dwie frakcje składowe  $\mathbf{S}_A$  i  $\mathbf{S}_F$ , lecz jej wartość jest niezbędna do wyznaczenia frakcji  $\mathbf{S}_F$ . Domyślnie frakcję  $\mathbf{S}_S$  powinno się wyznaczać metodami respirometrycznymi z wykorzystaniem ścieków (surowych lub mechanicznie oczyszczonych) i osadu czynnego z danej oczyszczalni w krótkotrwałych testach wsadowych w warunkach tlenowych (test OUR, zwykle z inhibicją nityfikacji) (Ekama i in., 1986) lub anoksydacyjnych (test NUR – zalecany w układach z predenitryfikacją) (Naidoo i in., 1998). Alternatywą są metody fizyczno-chemiczne, w których zakłada się, że frakcja  $\mathbf{S}_S$  odpowiada rozpuszczonemu ChZT w ściekach (surowych lub mechanicznie oczyszczonych) po filtracji przez filtr 0,1  $\mu\text{m}$  (Roeleveld i van Loosdrecht, 2002) lub filtr 0,45  $\mu\text{m}$  po wstępnej flokulacji siarczanem cynku (Mamais i in., 1993), pomniejszonemu o wyznaczoną uprzednio wartość ChZT frakcji  $\mathbf{S}_I$ .

**Fracja produktów fermentacji  $\mathbf{S}_A$**  obejmuje krótkołańcuchowe kwasy karboksylowe, żargonowo określane jako lotne kwasy tłuszczowe (LKT), które w warunkach beztlenowych mogą być pobierane przez bakterie PAO. Na potrzeby obliczeń zakłada się, że frakcja  $\mathbf{S}_A$  to octany, choć w rzeczywistości stanowią one zaledwie 60–80% ChZT tej frakcji. Oznaczana jako lotne kwasy tłuszczowe metodą chromatograficzną lub destylacyjną (Melcer i in., 2003). W niniejszej dysertacji pokazano, że możliwe jest również zastosowanie komercyjnych testów kuwetowych po wprowadzeniu odpowiedniej korekty.

**Fracja fermentowalna  $S_F$**  obejmuje związki organiczne łatworozkładalne, ulegające fermentacji do frakcji  $S_A$ , stanowi substrat dla bakterii heterotroficznych. Frakcja ta jest wyliczana jako różnica frakcji  $S_S$  oraz  $S_A$ .

**Fracja biodegradowalna wolnorozkładalna  $X_S$**  obejmuje wielkocząsteczkowe związki organiczne, które muszą być poddane zewnątrzkomórkowej hydrolizie do frakcji  $S_F$  zanim staną się dostępne dla bakterii. Frakcja  $X_S$  może być wyznaczona metodą obliczeniową jako różnica pomiędzy całkowitym ChZT ścieków a sumą ChZT pozostałych frakcji (konieczność uprzedniego ich wyznaczenia, w tym frakcji  $X_I$ ). Alternatywą są metody respirometryczne obejmujące zarówno krótkotrwałe testy OUR (obciążone jednak błędem systematycznym zaniżającym frakcję  $X_S$ ) (Gillot i Choubert, 2010), jak i długotrwałe (>10 d) pomiary BZT mające na celu wyznaczenie całkowitego biodegradowalnego ChZT, pomniejszanego następnie o wyznaczoną uprzednio frakcję  $S_S$  (Roeleveld i van Loosdrecht, 2002).

**Fracja niebiodegradowalna nierozpuszczona  $X_I$**  obejmuje koloidalne i zawieszone związki organiczne niepodatne na rozkład biochemiczny w warunkach oczyszczania ścieków osadem czynnym, pochodzące z dopływu oraz dodatkowo produktów obumierania mikroorganizmów. Frakcja ta jest usidlana w strukturze kłaczków osadu czynnego i usuwana z osadem nadmiernym. Frakcja  $X_I$  może być wyznaczona metodą obliczeniową jako różnica pomiędzy całkowitym ChZT ścieków a sumą ChZT pozostałych frakcji (konieczność uprzedniego ich wyznaczenia, w tym frakcji  $X_S$ ). Alternatywą jest wyznaczenie frakcji  $X_I$  metodą symulacyjną poprzez dopasowanie przewidywanej przez model produkcji osadu do danych z obiektu rzeczywistego lub specjalnie zaprojektowanego eksperymentu w skali laboratoryjnej (Melcer i in., 2003).

W przypadku zastosowania metody obliczeniowej błędy wyznaczenia poszczególnych frakcji kumulują się we frakcji  $X_I$ , natomiast w przypadku zastosowania metody symulacyjnej błędy wyznaczenia poszczególnych frakcji kumulują się we frakcji  $X_S$ . Z tego względu metoda symulacyjna jest właściwsza, gdyż udział frakcji  $X_S$  w ściekach jest istotnie większy niż frakcji  $X_I$  (a zatem błąd względny jest mniejszy), ponadto udział frakcji  $X_I$  przekłada się bezpośrednio na stężenie osadu w komorach oraz produkcję osadu.

**Fracja bakterii heterotroficznych  $X_H$**  może stanowić do 25% ChZT ścieków, ale zazwyczaj nie jest wyodrębniana, lecz uwzględniana we frakcji  $X_S$ , co nie wpływa istotnie na wyniki modelu, ale może wymagać przyjęcia zwiększonego o około 10% współczynnika  $Y_H$  (Makinia, 2010). Może być wyznaczona na podstawie testu respirometrycznego z wykorzystaniem ścieków surowych bez osadu czynnego (Kappeler i Gujer, 1992; Wentzel i in., 1995).

**Fracje bakterii nitryfikacyjnych (autotroficznych)  $X_{AUT}$  oraz bakterii akumulujących fosfor  $X_{PAO}$**  nie są oznaczane z uwagi na pomijalnie małe stężenia w ściekach, co uniemożliwia pomiar dostępnymi metodami (Henze i in., 2000).

**Fracja polihydroksyalkanianów  $X_{PHA}$**  obejmuje magazynowane wewnątrz komórek bakterii PAO materiały zapasowe – na potrzeby obliczeń zakłada się, że są to polihydroksymaśłany  $(C_4H_6O_2)_n$ . Frakcja  $X_{PHA}$  nie jest oznaczana z uwagi na pomijalnie małe stężenia w ściekach oraz fakt, że nie odpowiada analitycznie mierzonym polihydroksyalkanianom (Henze i in., 2000).

## 2.5.2.2. Frakcje związków azotu

Podział związków azotu na frakcje przyjęte w modelu ASM 2d przedstawiono na rysunku 2.10. W typowych zastosowaniach, z uwagi na przeważający udział azotu amonowego, który zwykle stanowi 60–80% azotu ogólnego, podział frakcyjny azotu organicznego jest mniej kluczowy dla prawidłowości przewidywań modelu niż w przypadku związków organicznych. Jednakże powinien być wystarczająco dokładny, aby model poprawnie przewidywał zawartość azotu w osadzie czynnym oraz stężenie rozpuszczonego azotu organicznego w ściekach oczyszczonych. Wyznaczenie podziału frakcyjnego związków azotu opiera się na odpowiednim wykorzystaniu kombinacji klasycznych chemicznych metod analitycznych oraz metod symulacyjnych opartych o bilans masy (Melcer i in., 2003; Makinia, 2010).

Azot ogólny wg modelu ASM 2d opisany jest poniższym równaniem:

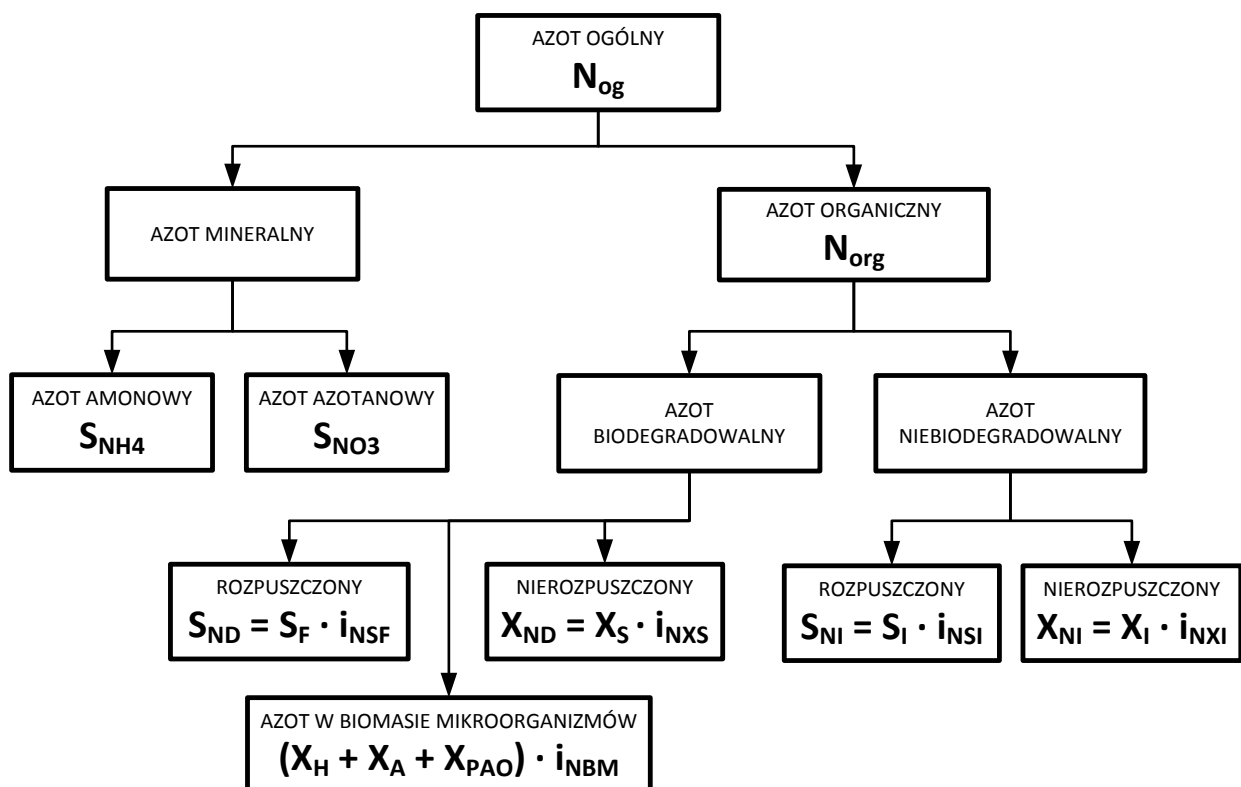
$$N_{og} = S_{NH4} + S_{NO3} + S_{ND} + S_{NI} + X_{ND} + X_{NI} + X_{NH} + X_{NAUT} + X_{NPAO} \quad (2.14)$$

uwzględniając sposób ujęcia frakcji azotu organicznego w modelu:

$$N_{og} = S_{NH4} + S_{NO3} + i_{NSF} \cdot S_F + i_{NSI} \cdot S_I + i_{NXS} \cdot X_S + i_{NXI} \cdot X_I + i_{NBM} \cdot (X_H + X_{AUT} + X_{PAO}) \quad (2.15)$$

a biorąc pod uwagę frakcje istotne w ściekach dopływających do układu:

$$N_{og} = S_{NH4} + i_{NSF} \cdot S_F + i_{NSI} \cdot S_I + i_{NXS} \cdot X_S + i_{NXI} \cdot X_I (+ i_{NBM} \cdot X_H) \quad (2.16)$$



Rys. 2.10. Podział azotu na frakcje w modelu ASM 2d (na podstawie (Henze i in., 2000))

Poniżej przedstawiono charakterystykę poszczególnych frakcji azotu wraz podstawowymi informacjami dotyczącymi metodyki ich oznaczania.

**Azot ogólny (całkowity)  $N_{og}$**  obejmuje wszystkie związki azotu zawarte w ściekach i oznaczany jest klasyczną metodą chemiczną. Umożliwia sprawdzenie bilansu masy frakcji lub wyznaczenie pojedynczej frakcji w sposób obliczeniowy.

**Frakcja azotu amonowego  $S_{NH4}$**  definiowana jako suma jonów amonowych i wolnego amoniaku ( $N-NH_4^+ + N-NH_3$ ), ale na potrzeby bilansu ładunków elektrycznych przyjmowana jako azot amonowy ( $N-NH_4^+$ ), niezależnie od pH. Oznaczana klasyczną metodą chemiczną.

**Frakcja azotu azotanowego  $S_{NO3}$**  definiowana jako suma azotu azotanowego i azotynowego ( $N-NO_3^- + N-NO_2^-$ ), ale na potrzeby obliczeń stechiometrycznych przyjmowana jako azot azotanowy ( $N-NO_3^-$ ). Oznaczana klasycznymi metodami chemicznymi jako suma azotu azotanowego i azotynowego.

W celu uproszczenia i zmniejszenia liczby równań w modelu ASM 2d frakcje azotu organicznego nie zostały uwzględnione jako niezależne zmienne stanu – są one skojarzone/skorelowane z odpowiednimi frakcjami ChZT, a ich wartości wyliczane są arytmetycznie jako iloczyny frakcji ChZT oraz współczynników przeliczeniowych  $i_{N?}$  zestawionych w tabeli 2.2.

**Tabela 2.2. Współczynniki przeliczeniowe dla frakcji azotu organicznego w modelu ASM 2d**

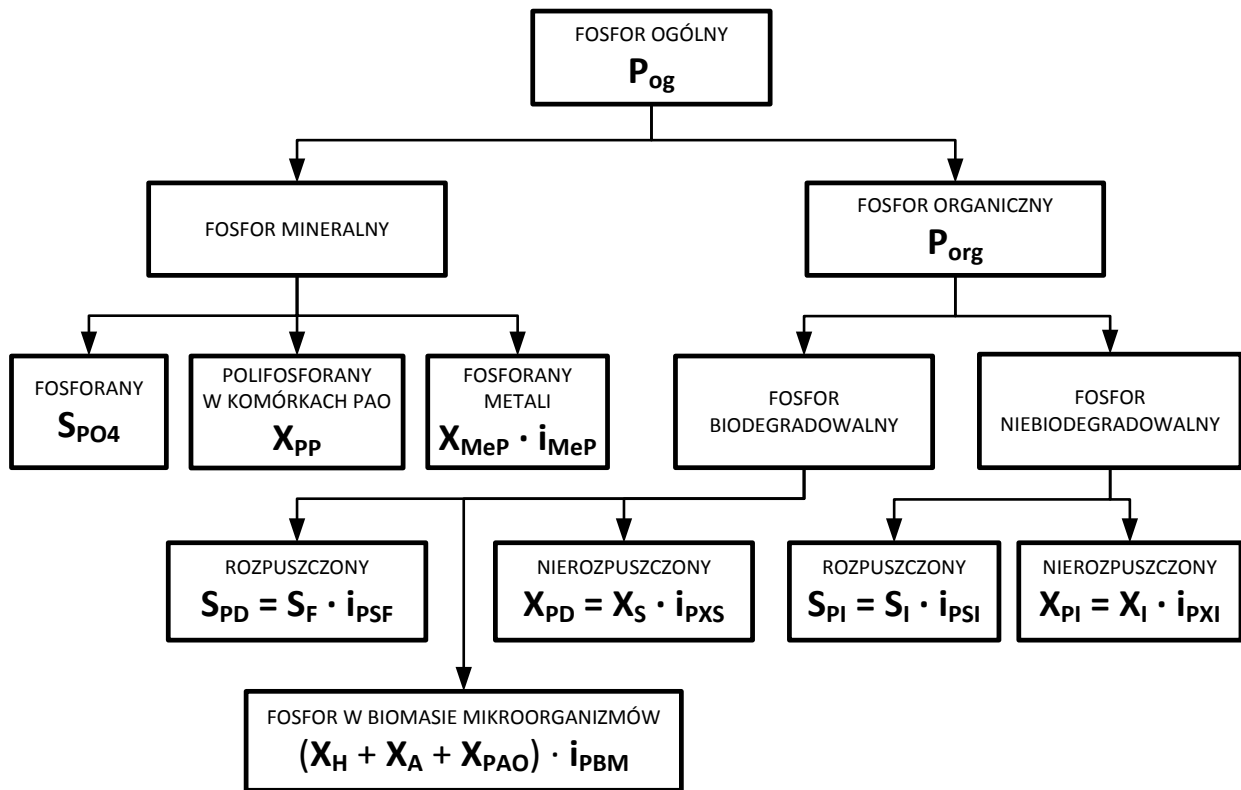
Współczynnik	Symbol	Jednostka	Wartość domyślna (Henze i in., 2000)	Typowy zakres (Makinia, 2010)
Zawartość azotu we frakcji $S_I$	$i_{NSI}$	g N/g ChZT	0,01	0,01-0,02
Zawartość azotu we frakcji $S_F$	$i_{NSF}$	g N/g ChZT	0,03	0,02-0,04
Zawartość azotu we frakcji $X_I$	$i_{NXI}$	g N/g ChZT	0,02	0,01-0,06
Zawartość azotu we frakcji $X_S$	$i_{NXS}$	g N/g ChZT	0,04	0,02-0,06
Zawartość azotu w biomase mikroorganizmów ( $X_H, X_{PAO}, X_{AUT}$ )	$i_{NBM}$	g N/g ChZT	0,07	-

Mąkinia (2010) zwrócił uwagę, że w zastosowaniach praktycznych współczynniki przeliczeniowe dla frakcji rozpuszczonych ( $S_{NI}$  i  $S_{ND}$ ) oraz nierozpuszczonych ( $X_{ND}$  i  $X_{NI}$ ) są często modyfikowane w dość szerokim zakresie, co zostało szerzej omówione w części badawczej niniejszej pracy.

Frakcje azotu organicznego w biomase bakterii heterotroficznych  $X_{NH}$ , bakterii autotroficznych  $X_{NAUT}$  oraz bakterii akumulujących fosforany  $X_{NPAO}$  wyznacza się wg wzoru  $X_{N?} = X_{?} \cdot i_{NBM}$ , przyjmując wartość domyślną  $i_{NBM}$ , która wynika z teoretycznego składu biomasy.

### 2.5.2.3. Frakcje związków fosforu

Podział związków fosforu na frakcje modelu ASM 2d przedstawiono na rysunku 2.11. W typowych zastosowaniach, z uwagi na przeważający udział fosforu fosforanowego, który zwykle stanowi do 90% fosforu ogólnego, podział frakcyjny fosforu organicznego jest mniej kluczowy dla prawidłowości przewidywań modelu niż w przypadku związków organicznych. Jednakże powinien być wystarczająco dokładny, aby model poprawnie przewidywał zawartość fosforu w osadzie czynnym oraz stężenie rozpuszczonego fosforu organicznego w ściekach oczyszczonych. Wyznaczenie podziału frakcyjnego związków fosforu opiera się na odpowiednim wykorzystaniu kombinacji klasycznych chemicznych metod analitycznych oraz metod symulacyjnych opartych o bilans masy (Melcer i in., 2003; Makinia, 2010).



Rys. 2.11. Podział fosforu na frakcje w modelu ASM 2d (na podstawie (Henze i in., 2000))

Fosfor ogólny wg modelu ASM 2d opisany jest poniższym równaniem:

$$P_{og} = S_{PO4} + S_{PD} + S_{PI} + X_{PD} + X_{PI} + X_{PH} + X_{PAUT} + X_{PPAO} + X_{PP} + 0,205 \cdot X_{FeP} \quad (2.17)$$

uwzględniając sposób ujęcia frakcji fosforu organicznego w modelu:

$$P_{og} = S_{PO4} + i_{PSF} \cdot S_F + i_{PSI} \cdot S_I + i_{PXS} \cdot X_S + i_{PXI} \cdot X_I + i_{PBM} \cdot (X_H + X_{AUT} + X_{PAO}) + X_{PP} + 0,205 \cdot X_{FeP} \quad (2.18)$$

a biorąc pod uwagę frakcje istotne w ściekach dopływających do układu:

$$P_{og} = S_{PO4} + i_{PSF} \cdot S_F + i_{PSI} \cdot S_I + i_{PXS} \cdot X_S + i_{PXI} \cdot X_I (+ i_{PBM} \cdot X_H) \quad (2.19)$$

Poniżej przedstawiono charakterystykę poszczególnych frakcji fosforu wraz podstawowymi informacjami dotyczącymi metodyki ich oznaczania.

**Fosfor ogólny (całkowity)  $P_{og}$**  obejmuje wszystkie związki fosforu zawarte w ściekach i oznaczany jest klasyczną metodą chemiczną. Umożliwia sprawdzenie bilansu masy frakcji lub wyznaczenie pojedynczej frakcji w sposób obliczeniowy.

**Frakcja fosforu fosforanowego  $S_{PO4}$**  obejmuje rozpuszczone nieorganiczne związki fosforu, głównie fosfor ortofosforanowy. Na potrzeby bilansu ładunków elektrycznych zakłada się 50% udziału  $H_2PO_4^-$  oraz  $HPO_4^{2-}$ , niezależnie od pH. Oznaczana klasyczną metodą chemiczną

**Frakcja polifosforanów  $X_{PP}$**  reprezentuje polifosforany magazynowane wewnątrz komórek bakterii PAO, na potrzeby obliczeń zakłada się, że jest to polifosforan potasowo–magnezowy  $(K_{0,33}Mg_{0,33}PO_3)_n$ . Zazwyczaj stężenia tej frakcji w ściekach są pomijalnie małe, ale może być oznaczana w wyniku kwaśnej ekstrakcji z fosforu w zawiesinie.

**Fracja fosforanów metali  $X_{MeP}$**  w postaci  $MePO_4$  powstająca w wyniku chemicznego strącania fosforanów solami metali. Na potrzeby obliczeń założono, że jest to  $FePO_4$  (wtedy  $i_{MeP} = 0,205$ ). Zazwyczaj stężenia tej frakcji w ściekach są pomijalnie małe.

W celu uproszczenia i zmniejszenia liczby równań w modelu ASM 2d frakcje fosforu organicznego nie zostały uwzględnione jako niezależne zmienne stanu – są one skojarzone/skorelowane z odpowiednimi frakcjami ChZT, a ich wartości wyliczane są arytmetycznie jako iloczyny frakcji ChZT oraz współczynników przeliczeniowych  $i_{P?}$  zestawionych w tabeli 2.3.

**Tabela 2.3. Współczynniki przeliczeniowe dla frakcji fosforu organicznego w modelu ASM 2d**

Współczynnik	Symbol	Jednostka	Wartość domyślna (Henze i in., 2000)	Typowy zakres (Mąkinia, 2010)
Zawartość fosforu we frakcji $S_I$	$i_{PSI}$	g P/g ChZT	0,00	0,002-0,008
Zawartość fosforu we frakcji $S_F$	$i_{PSF}$	g P/g ChZT	0,01	0,010-0,015
Zawartość fosforu we frakcji $X_I$	$i_{PXI}$	g P/g ChZT	0,01	0,005-0,010
Zawartość fosforu we frakcji $X_S$	$i_{PXS}$	g P/g ChZT	0,01	0,010-0,015
Zawartość fosforu w biomase mikroorganizmów ( $X_H, X_{PAO}, X_{AUT}$ )	$i_{PBM}$	g P/g ChZT	0,02	-

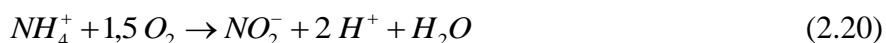
Mąkinia (2010) zwrócił uwagę, że w zastosowaniach praktycznych współczynniki przeliczeniowe dla frakcji rozpuszczonych ( $S_{PI}$  i  $S_{PD}$ ) oraz nierozpuszczonych ( $X_{PD}$  i  $X_{PI}$ ) są często modyfikowane w dość szerokim zakresie, co zostało szerzej omówione w części badawczej niniejszej pracy.

Fracje fosforu organicznego w biomase bakterii heterotroficznych  $X_{PH}$ , bakterii autotroficznych  $X_{PAUT}$  oraz bakterii akumulujących fosforany  $X_{PPAO}$  wyznacza się wg wzoru  $X_{P?} = X_{?} \cdot i_{PBM}$ , przyjmując wartość domyślną  $i_{PBM}$ , która wynika z teoretycznego składu biomasy.

### 2.5.3. Maksymalna stała szybkości przyrostu nitryfikantów

Znaczenie procesu nitryfikacji dla efektywnego oczyszczania ścieków komunalnych w procesie osadu czynnego oraz kosztów inwestycyjnych i eksploatacyjnych OŚ sprawia, że, pomimo ponad 60 lat badań i doświadczeń w pełnej skali technicznej, wciąż podejmowane są wysiłki w celu stworzenia dokładniejszego opisu procesu.

Nitryfikacja jest dwustopniowym procesem mikrobiologicznego utleniania azotu amonowego do azotanów, z azotynami jako produktem pośrednim. W tradycji inżynierskiej przyjmowano, że za pierwszy etap nitryfikacji (utlenianie azotu amonowego do azotynów) opisany równaniem:



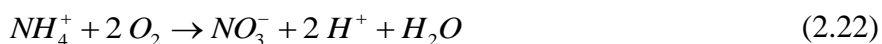
odpowiadają bakterie z rodzaju *Nitrosomonas*, natomiast za etap drugi (utlenianie azotynów do azotanów) opisany równaniem:



bakterie z rodzaju *Nitrobacter*. Obecnie wiadomo, że grupy bakterii nitryfikacyjnych są znacznie bardziej zróżnicowane i obejmują więcej rodzajów bakterii (m. in. *Nitrosococcus*, *Nitrosospira*, *Nitrococcus*, *Nitrospira*), a skład gatunkowy ustala się w zależności od warunków prowadzenia procesu m.in. stężenia substratu (azotu amonowego lub azotynowego), stężenia tlenu

rozpuszczonego, odczynu pH czy temperatury, jak również układu technologicznego (Dytczak i in., 2008; Gujer, 2010).

W typowych warunkach prowadzenia procesu osadu czynnego, pierwszy etap nityfikacji jest limitujący, a obserwowane stężenia azotu azotynowego są bardzo niskie (około  $0,1 \text{ g N/m}^3$ ) (Kaelin i in., 2009), dlatego zarówno w zastosowaniach inżynierskich, jak również w modelowaniu (modele procesu osadu czynnego z rodziny ASM) przyjmuje się zazwyczaj uproszczony opis nityfikacji, zakładając, że jest to proces jednostopniowy wyrażony równaniem:



prowadzony przez grupę bakterii opisanych jednym zestawem parametrów.

Jednakże w specyficznych warunkach, obserwowane stężenia azotu azotynowego mogą być znacznie wyższe, przez co może on odgrywać istotną rolę w przemianach biochemicznych. Do takich sytuacji zaliczyć możemy m.in. (Kaelin i in., 2009; Sin i in., 2008):

- niestabilną pracę komunalnych OŚ, której przyczyną może być: rozruch lub przeciążenie oczyszczalni, zbyt krótki wiek osadu, niewystarczającą wydajność systemu napowietrzania, gwałtowne zmiany temperatury (np. spływ wód roztopowych) czy dopływ substancji toksycznych,
- eksploatację OŚ w warunkach wysokiej temperatury (w temperaturze powyżej  $20\text{--}25 \text{ }^\circ\text{C}$  nityfikanty pierwszej fazy przyrastają szybciej niż nityfikanty drugiej fazy, przez co drugi etap nityfikacji staje się limitujący),
- procesy oczyszczania ścieków przemysłowych,
- procesy podczyszczania odcieków z gospodarki osadowej.

Rozwój procesów podczyszczania odcieków bazujących na skróconej nityfikacji/denitryfikacji (często w połączeniu z procesem Anammox) spowodował, że w ostatnich latach kilka grup badawczych zaprezentowało modele osadu czynnego uwzględniające oba etapy nityfikacji i dwie grupy bakterii tzw. AOB i NOB (odpowiednio bakterie utleniające azot amonowy i azotynowy) (Jones i in., 2007; Kaelin i in., 2009; Latimer i in., 2009; Sin i in., 2008). Sin i in. (2008) przedstawili obszerny przegląd i porównanie tych modeli, z którego wynikało, że choć sam opis procesu jest wystarczająco dojrzały, to rozrzut wartości parametrów prezentowanych w różnych pracach nie pozwala na stworzenie spójnego zestawu parametrów modelu, co w znaczący sposób utrudnia wykorzystanie tych modeli w zastosowaniach praktycznych. Ponadto rozszerzenie modelu osadu czynnego o proces dwustopniowej nityfikacji, a tym samym wprowadzenie dodatkowej zmiennej stanu w postaci stężenia azotu azotynowego, powoduje konieczność wprowadzenia procesu dwustopniowej denitryfikacji, a także uwzględnienia dodatkowego akceptora elektronów również w innych procesach (np. obumieraniu i hydrolizie, czy defosfatacji), co skutkuje znacznym wzrostem skomplikowania struktury modelu. Wydaje się zatem, że w najbliższym czasie, przynajmniej w zastosowaniach inżynierskich, wciąż dominować będzie uproszczony jednostopniowy opis procesu nityfikacji.

Podstawowy parametr charakteryzujący proces nitrifikacji, jakim jest maksymalna stała szybkości przyrostu nitrifikantów  $\mu_{A, max}$ , jest kluczowy przy projektowaniu, eksploatacji i optymalizacji procesu osadu czynnego z nitrifikacją (Ekama, 2010; Melcer i in., 2003). Wartość tego parametru determinuje minimalny, wymagany do utrzymania procesu nitrifikacji, tlenowy wiek osadu, który przekłada się bezpośrednio na wymagane pojemności komór i powierzchnię osadników wtórnych, a zatem koszty inwestycyjne, ale również koszty eksploatacyjne – z uwagi na wpływ wieku osadu na zużycie tlenu. Ponadto, proces osadu czynnego z nitrifikacją wymaga bardziej zaawansowanego sterowania opartego o wiek osadu, a nie powszechnie stosowane metody związane z utrzymywaniem stałego stężenia osadu w reaktorze lub stałej objętości osadu po 30 minutach sedymentacji w cylindrach (Ekama, 2010). Nitrifikacja jest również kluczowa w procesie usuwania azotu ze ścieków – skuteczna nitrifikacja jest warunkiem koniecznym, choć nie wystarczającym, do efektywnego usuwania azotu.

Znaczenie stałej szybkości przyrostu nitrifikantów powoduje, że jest ona jednym z najczęściej wyznaczanych parametrów modeli osadu czynnego, ale również najczęściej modyfikowanym. Podawane w literaturze wartości  $\mu_{A, max}$  zawierają się w bardzo szerokim zakresie 0,25–3,0 d<sup>-1</sup> (Su i in., 2008), co spowodowało, że stała szybkości przyrostu nitrifikantów postrzegana jest bardziej jako parametr związany ze składem ścieków, a nie stała kinetyczna osadu czynnego (Ekama, 2010). Wśród przyczyn tak dużej zmienności tego parametru pomiędzy oczyszczalniami wymienia się m.in. skład ścieków (obecność substancji inhibitujących) oraz wpływ metod jego wyznaczenia (Su i in., 2008).

Badania Melcera i in. (2003) pokazały jednak, że tak szeroki zakres wartości  $\mu_{A, max}$  mógł być wynikiem błędów metodologicznych oraz niedoszacowania wartości stałej szybkości obumierania nitrifikantów, której wartości podawane w literaturze zawierają się w bardzo szerokim zakresie 0,004–0,25 d<sup>-1</sup> (Dold i in., 2005). Stała szybkości obumierania nitrifikantów  $b_A$  jest kolejnym z istotnych parametrów procesu nitrifikacji, przy czym znajomość wartości  $b_A$  jest niezbędna do wyznaczenia wartości  $\mu_{A, max}$ . Konsekwencje związane z przyjęciem niedoszacowanej wartości stałej szybkości obumierania przy wyznaczaniu wartości stałej szybkości przyrostu zależą od przyjętej metodyki wyznaczenia  $\mu_{A, max}$ , co zostało dokładnie opisane przez Dolda i in. (2005).

Bardzo duże rozbieżności występują również wśród podawanych w literaturze wartości współczynników temperaturowych dla parametrów  $\mu_{A, max}$  ( $\theta = 1,054$ – $1,137$ ) oraz  $b_A$  ( $\theta = 1,029$ – $1,116$ ) (Corominas i in., 2010; Melcer i in., 2003). Jest to istotne, gdyż zazwyczaj wartości stałych szybkości przyrostu i obumierania wyznaczane są w temperaturze pokojowej (~20 °C), a następnie przeliczane, z wykorzystaniem współczynników temperaturowych, w celu określenia szybkości przyrostu nitrifikantów netto dla minimalnej temperatury projektowej dla danej OŚ. Może to skutkować błędnym określeniem minimalnego wieku osadu oraz niemożnością utrzymania nitrifikantów w układzie w okresach niskich temperatur.

Melcer i in. (2003) zaproponowali trzy metody wyznaczenia maksymalnej stałej szybkości nitrifikacji, które istotnie różnią się pod względem metodyki, pozwalają jednak uzyskać zbliżone wyniki:

1. metoda przy niskim stosunku substratu do biomasy  $S/X$  – polega na estymacji parametru  $\mu_{A, max}$  na podstawie liniowego wzrostu stężenia azotu azotynowego i azotanowego w czasie, w laboratoryjnym reaktorze wsadowym wypełnionym mieszaniną osadu czynnego i ścieków surowych,
2. metoda przy wysokim stosunku substratu do biomasy  $S/X$  – polega na estymacji parametru  $\mu_{A, max}$  na podstawie wykładniczego wzrostu stężenia azotu azotynowego i azotanowego w czasie, w laboratoryjnym reaktorze wsadowym wypełnionym ściekami oczyszczonymi zaszczeplonym osadem czynnym, po dodaniu dużej dawki azotu amonowego,
3. metoda wymywania – polega na estymacji parametru  $\mu_{A, max}$  na podstawie przebiegu stężenia azotu azotynowego i azotanowego w czasie, w odpływie z laboratoryjnego reaktora przepływowego (bez osadnika), początkowo wypełnionego osadem czynnym, przy czym natężenie dopływu ścieków do reaktora jest tak dobrane, aby krótki hydrauliczny czas przetrzymania skutkowało wymyciem nitryfikantów z układu.

Na podstawie badań porównawczych przeprowadzonych trzema powyższymi metodami na kilku oczyszczalniach w Stanach Zjednoczonych, Melcer i in. (2003) zaproponowali nowy zestaw domyślnych wartości maksymalnej stałej szybkości przyrostu i obumierania nitryfikantów wraz ze współczynnikami temperaturowymi  $\mu_{A, max} = 0,9 \cdot 1,072^{(T-20)} \text{ d}^{-1}$  oraz  $b_A = 0,17 \cdot 1,029^{(T-20)} \text{ d}^{-1}$ .

Badania prowadzone w kolejnych latach na większej liczbie oczyszczalni potwierdziły, że typowe wartości maksymalnej stałej szybkości przyrostu i obumierania nitryfikantów mieszczą się w stosunkowo wąskich zakresach odpowiednio  $\mu_{A, max} = 0,8\text{--}1,05 \text{ d}^{-1}$  oraz  $b_A = 0,19 \pm 0,04 \text{ d}^{-1}$  (Dold i in., 2005; Jones i in., 2005; Su i in., 2008).

Należy jednak zauważyć, że, pomimo iż wartości stałej szybkości przyrostu nitryfikantów prawdopodobnie mieszczą się w stosunkowo wąskim zakresie, to różnice mogą sięgać nawet 20%. Biorąc pod uwagę znaczenie tego parametru przy projektowaniu, eksploatacji i optymalizacji oczyszczalni ścieków z nitryfikacją, należy uznać, że w dalszym ciągu powinien być on wyznaczany doświadczalnie dla każdej oczyszczalni.

## 2.6. Sterowanie pracą oczyszczalni ścieków

Nowoczesne systemy oczyszczania ścieków osadem czynnym muszą sprostać stopniowo zaostżanym wymogom dotyczącym stabilności i niezawodności pracy oraz jakości ścieków oczyszczonych, szczególnie w zakresie usuwania azotu i fosforu. Wymusza to coraz większe zaawansowanie procesów oraz złożoność układów reaktorów i systemów recyrkulacji, a także chemiczne wspomaganie procesów biologicznych. Tym samym przekłada się na wyższy stopień trudności projektowania i eksploatacji OŚ, a także na znaczący wzrost niezbędnych nakładów inwestycyjnych i eksploatacyjnych. Ponadto, uzyskiwane efekty oczyszczania są silnie zależne od zmieniających się proporcji zanieczyszczeń w ściekach i możliwości utrzymania zmiennych procesowych w wąskim zakresie wartości optymalnych. Właściwa eksploatacja takich oczyszczalni wymaga starannej kontroli i regulacji warunków pracy urządzeń, opartej o zautomatyzowane układy pomiarowe, sterujące i wykonawcze. Optymalizacja technologiczna i ekonomiczna układów – bazująca w dużej mierze na doborze optymalnej strategii sterowania

procesami, obejmującej opomiarowanie i oprzyrządowanie, kontrolę (sterowanie i regulację) oraz automatyzację (z ang. instrumentation, control and automation – ICA) – staje się kluczowym celem planowania i zarządzania nowoczesnymi systemami oczyszczania ścieków. Jednym z najbardziej skutecznych sposobów badania i oceny skuteczności alternatywnych strategii sterowania procesami, szczególnie przy pracy układu w warunkach nieustalonych, jest wykorzystanie zaawansowanych, mechanistycznych modeli matematycznych systemów oczyszczania ścieków (Olsson i in., 2005; Olsson, 2012a).

Wdrażaniu strategii sterowania procesami oczyszczania ścieków sprzyja znaczna poprawa dostępności i niezawodności urządzeń pomiarowych i wykonawczych, a także powszechna dostępność odpowiedniej mocy obliczeniowej komputerów. Ułatwia to zbieranie i analizę danych, a wraz z bardziej zaawansowanym opisem teoretycznym procesów biologicznych ujętym w modelach matematycznych umożliwia (dzięki odpowiedniemu oprogramowaniu) prowadzenie symulacji dynamicznej pracy OŚ. Niebagatelne znaczenie ma również rozwój teorii sterowania i technologii automatyzacji OŚ, oraz lepszy poziom wykształcenia technologów w tym zakresie (Olsson, 2006).

Obecnie nie ulega wątpliwości, że proces biologicznego oczyszczania ścieków, jak właściwie każdy proces przemysłowy, może i powinien być poddany kontroli i regulacji w celu poprawy stabilności i efektywności pracy. Jednakże strategie sterowania powinny uwzględniać unikalne cechy procesu oczyszczania ścieków, w tym: konieczność oczyszczania stosunkowo dużych objętości ścieków, przy stosunkowo małych stężeniach zanieczyszczeń oraz stosunkowo dużych zaburzeniach (wynikających z nierównomierności dopływu ścieków i ładunków zanieczyszczeń oraz zmian temperatury), a także konieczność przyjmowania ścieków niezależnie od ich składu (brak możliwości odrzucenia surowca). Szczególną cechą jest wykorzystywanie mikroorganizmów, które wyhodowują się w warunkach prowadzenia procesu (a nie specjalnie selekcionowanych szczepów), a których skład gatunkowy przekłada się również na właściwości sedymentacyjne osadu, kluczowe dla możliwości separacji osadu od ścieków oczyszczonych, a tym samym efektywności całego procesu (Olsson i in., 2005; Olsson, 2012a).

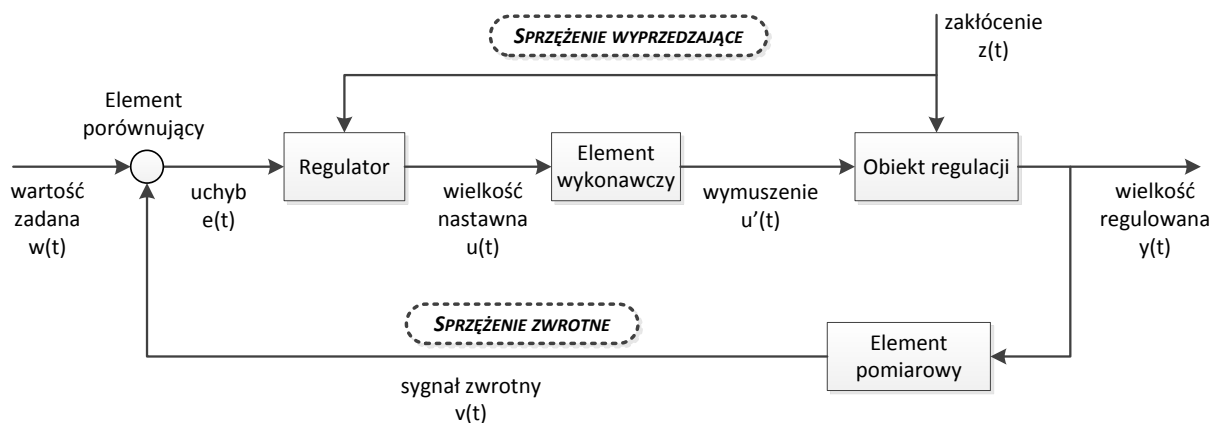
Należy jednak zauważyć, że podstawową przyczyną stosowania systemów sterowania i automatyki w OŚ, jest fakt, że obiekty w skali technicznej właściwie zawsze pracują w warunkach stanu nieustalonego, w związku z ciągle występującymi zakłóceniami pracy oczyszczalni. Zakłócenia te mogą mieć źródło zewnętrzne związane z nierównomiernością dopływu ścieków i ładunków zanieczyszczeń oraz zmianami temperatury. Mogą również wynikać ze źródeł wewnętrznych, np. sposobu eksploatacji stacji mechanicznego odwadniania osadów, jak również być skutkiem (nieprawidłowej) pracy układu sterowania i automatyki (np. sterowanie pracą pomp w układzie włącz/wyłącz) (Olsson i in., 2005).

Wyróżnić można trzy podstawowe podejścia do zagadnienia sterowania układem w celu przeciwdziałania zakłóceniom lub ich ograniczenia (porównaj rys. 2.12) (Dymaczewski, 2011; Olsson i in., 2005).

1. Sterowanie w układzie otwartym, czyli bez sprzężenia, w którym rolę sterownika, którego zadaniem jest ocena stanu układu oraz wypracowanie wielkości nastawnej, odgrywa człowiek.

2. Sterowanie ze sprzężeniem wyprzedzającym (w przód – z *ang.* feedforward), w którym regulator wypracowuje wielkość nastawną na podstawie pomiaru zakłócenia oddziaływującego na obiekt, zanim spowoduje ono skutek w obiekcie. Regulator z wyprzedzeniem przygotowuje obiekt na wpływ zakłócenia.
3. Sterowanie w układzie zamkniętym, czyli ze sprzężeniem zwrotnym (w tył – z *ang.* feedback), w którym regulator wypracowuje wielkość nastawną na podstawie uchybu wyliczanego przez element porównujący. Zazwyczaj uchyb jest różnicą pomiędzy wartością zadaną a sygnałem zwrotnym, którym jest mierzona przez element pomiarowy wartość wielkości regulowanej. Regulator reaguje dopiero po wystąpieniu zaburzenia w obiekcie regulacji, a siła reakcji jest uzależniona od wyznaczonego uchybu.

W układach oczyszczania ścieków najczęściej wykorzystuje się sterowanie ze sprzężeniem zwrotnym, również w połączeniu ze sprzężeniem wyprzedzającym, szczególnie jeżeli wielkość regulowana nie może przekroczyć pewnej wartości granicznej. Autonomiczne sterowanie ze sprzężeniem wyprzedzającym generalnie nie jest stosowane, gdyż wymaga ono poprawnego modelu predykcji wpływu zakłóceń na układ, a ponadto może być nieskuteczne, gdy na układ oddziałują inne, nieuwzględniane zakłócenia (Amand i in., 2013).



Rys. 2.12. Schemat układu sterowania

Wyniki ankiety przeprowadzonej przez Ingildsen (2002) pokazały, że wśród regulatorów wykorzystywanych w układach sterowania procesami oczyszczania ścieków powszechnie wykorzystywane są proste regulatory o działaniu nieciągłym (dwo-, trójstawne, w tym włącz/wyłącz) oparte o reguły „jeżeli...to” lub logikę rozmytą, oraz regulatory o działaniu ciągłym typu PID, natomiast rzadko regulatory bardziej zaawansowane. Z kolei Amand i in. (2013) stwierdzili, że w układach sterowania systemem napowietrzania dominują regulatory typu PID. Mała popularność zaawansowanych regulatorów opartych na modelach procesów wynika z ich skomplikowania oraz faktu, iż zazwyczaj nie zapewniają istotnie lepszej regulacji niż właściwie dostrojone regulatory PID.

Regulator PID realizuje algorytm opisany równaniem:

$$u(t) = k_p \left( e(t) + \frac{1}{T_i} \int e(t) dt + T_d \frac{de(t)}{dt} \right) \quad (2.23)$$

i obejmuje trzy człony:

- człon proporcjonalny **P** o wzmacnieniu  $k_p$ , którego działanie kompensuje uchyb bieżący,
- człon całkujący **I** o czasie całkowania (zdwojenia)  $T_i$ , którego działanie kompensuje zakumulowany uchyb z przeszłości i umożliwia eliminację uchybu w stanie ustalonym,
- człon różniczkujący **D** o czasie różniczkowania (wyprzedzenia)  $T_d$ , którego działanie kompensuje przyszłe możliwe wartości uchybu (przewidywane na podstawie aktualnej szybkości jego zmiany) i przeciwdziała przeregulowaniu.

W układach oczyszczania ścieków, z uwagi na dużą wrażliwość członu różniczkującego na szum pomiarowy, najczęściej wykorzystuje się regulatory PID z wyzerowanym członem różniczkującym, czyli regulatory PI (Olsson i in., 2005). Dobór optymalnych parametrów regulatora, nazywany strojeniem regulatora, jest osobnym, istotnym wyzwaniem badawczym i wykracza poza ramy niniejszej pracy.

Strategia sterowania pracą bloków biologicznych OŚ będzie zazwyczaj obejmować wiele algorytmów odpowiedzialnych za kontrolę poszczególnych procesów i operacji jednostkowych, które szczegółowo opisano w raporcie Olssona i in. (2005):

1. sterowanie zmianą funkcji lub pojemności komór, w układach, które to umożliwiają,
2. sterowanie rozdziałem ścieków, jeżeli możliwe jest stopniowe zasilanie reaktorów,
3. sterowanie wydajnością recyrkulacji azotanów – optymalnie w oparciu o zadane stężenie azotu azotanowego na odpływie ze strefy denitryfikacji,
4. sterowanie wydajnością recyrkulacji osadu z osadnika – optymalnie w oparciu o zadaną wysokość warstwy osadu w osadniku,
5. sterowanie odprowadzaniem osadu nadmiernego w celu utrzymania wieku osadu,
6. sterowanie dawkowaniem zewnętrznego źródła węgla na potrzeby denitryfikacji,
7. sterowanie dawkowaniem soli metali w celu chemicznego strącania fosforu – optymalnie w oparciu o zadane stężenie fosforu fosforanowego na odpływie z reaktorów biologicznych,
8. sterowanie systemem napowietrzaniem, które dokładniej omówiono w rozdziale 2.6.1.

W celu ujednolicenia testowania oraz oceny strategii i algorytmów sterowania na potrzeby analiz porównawczych wprowadzono standardowe środowisko w postaci modelu IWA/COST Simulation Benchmark (BSM1) (Copp, 2001) wraz z późniejszym rozszerzeniem BSM2, obejmującym sedymentację wstępną oraz gospodarkę osadową (Nopens i in., 2010). Istotnym uzupełnieniem modeli benchmarkowych, ułatwiającym ocenę porównawczą są zaproponowane przez Coppę i in. (2002) zagregowane indeksy oceny obejmujące ocenę efektywności procesu (pod względem jakości odpływu, zużycia energii, czy produkcji osadu) i ocenę jakości układu sterowania. Niemniej jednak ocena strategii sterowania dla konkretnej OŚ, powinna bazować na skalibrowanym modelu danej OŚ.

Parametry prowadzonego procesu oczyszczania ścieków (a w szczególności stężenie tlenu w komorach napowietrzania i wiek osadu) mają wpływ na prawdopodobieństwo wystąpienia nadmiernego wzrostu bakterii nitkowatych, a w konsekwencji zjawiska pęcznienia osadu czynnego. Powszechnie przyjmuje się, że bakterie nitkowate charakteryzują się niższymi szybkościami przyrostu i wartościami stałych nasycenia niż bakterie zoogłone (Martins i in., 2004), co oznacza, że w warunkach długiego wieku osadu (niskiego obciążenia ładunkiem

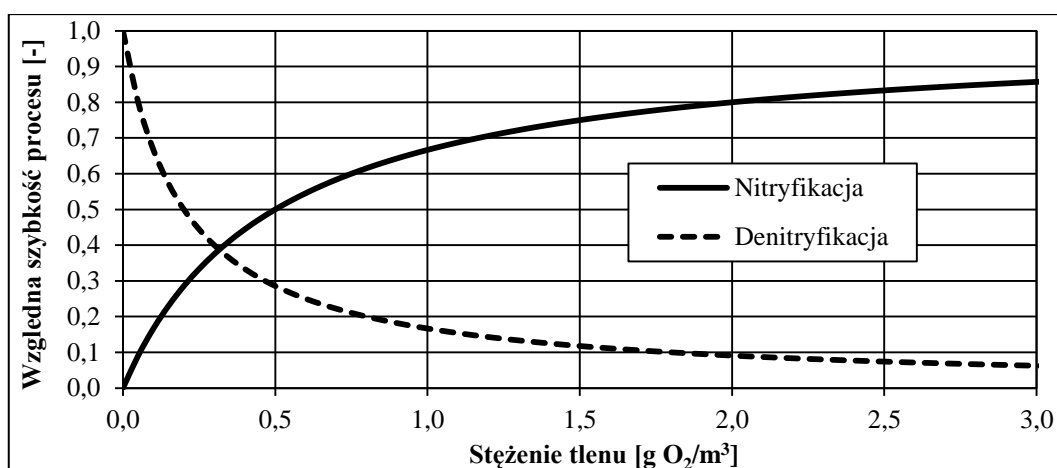
zanieczyszczeń) i niskich stężeń tlenu ich rozwój jest promowany. Podjęto szereg prób modelowania rozwoju bakterii nitkowatych za pomocą modeli o strukturze analogicznej do modeli ASM (Chen i Beck, 1993; Hug i in., 2006), jednak żadna z nich nie doprowadziła do powstania ogólnego i zweryfikowanego eksperymentalnie modelu (Martins i in., 2004). Wykorzystywane powszechnie modele osadu czynnego z rodziny ASM nie uwzględniają populacji bakterii nitkowatych, co należy mieć na uwadze implementując w praktyce eksploatacyjnej OŚ wyniki przeprowadzonych badań symulacyjnych strategii sterowania.

### 2.6.1. Sterowanie pracą systemu napowietrzania

Prawidłowa kontrola pracy systemu napowietrzania przekłada się na mniejsze zużycie energii, a tym samym niższe koszty napowietrzania, ponadto może przyczynić się do poprawy usuwania azotu i fosforu ze ścieków, względnie ograniczenia zużycia zewnętrznego źródła węgla (Rieger i in., 2014).

Zużycie energii na napowietrzanie ścieków w głównej mierze zależy od zapotrzebowania na tlen w procesach biologicznych, ale także sprawności systemu napowietrzania oraz jakości kontroli jego pracy.

Na rysunku 2.13. pokazano zależność względnej szybkości procesów nitrifikacji i denitryfikacji w funkcji stężenia tlenu rozpuszczonego – przyjęto domyślne dla modelu ASM 2d wartości stałych nasycenia  $K_{OA} = 0,5 \text{ g O}_2/\text{m}^3$  oraz  $K_{OH} = 0,2 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ . Poniższe zależności wskazują, że obniżenie stężenia tlenu z typowej wartości projektowej  $2,0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$  do  $1,0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$  powoduje zmniejszenie względnej szybkości nitrifikacji z 0,8 do 0,65 szybkości maksymalnej oraz jednoczesny wzrost względnej szybkości denitryfikacji z 0,1 do 0,15 szybkości maksymalnej. Dalsze obniżenie stężenia tlenu do wartości  $0,5 \text{ g O}_2/\text{m}^3$  skutkuje spadkiem szybkości nitrifikacji do 0,5 szybkości maksymalnej, przy jednoczesnym wzroście szybkości denitryfikacji do 0,3 wartości maksymalnej.



Rys. 2.13. Względna szybkość procesów nitrifikacji i denitryfikacji w funkcji stężenia tlenu rozpuszczonego

Racjonalne obniżenie wartości zadanych stężenia tlenu przekłada się na zmniejszenie szybkości nitrifikacji, co w układach o dużym potencjale nitrifikacyjnym może skutkować bardziej efektywnym wykorzystaniem pojemności komory nitrifikacji. Niewielki wzrost stężenia azotu amonowego w odpływie ( $<1-2 \text{ g N/m}^3$ ) nie przekłada się na istotne zmniejszenie masy

nitryfikantów w układzie, a tym samym ograniczenie potencjału nitryfikacyjnego układu. Jednocześnie obniżenie stężenia tlenu w komorze nitryfikacji sprzyja procesowi symultanicznej denitryfikacji (zachodzącej we wnętrzu kłaczków osadu czynnego w komorach napowietrzanych), co powinno skutkować poprawą usuwania azotu ze ścieków.

Z kolei nadmierne zwiększanie stężenia tlenu (powyżej 2–3 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>) nie zwiększa istotnie szybkości przebiegu procesów biologicznych, a ponadto przekłada się na zmniejszenie szybkości transferu tlenu, zgodnie z równaniem:

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = K_L a \cdot (C_s - C) \quad (2.24)$$

gdzie:

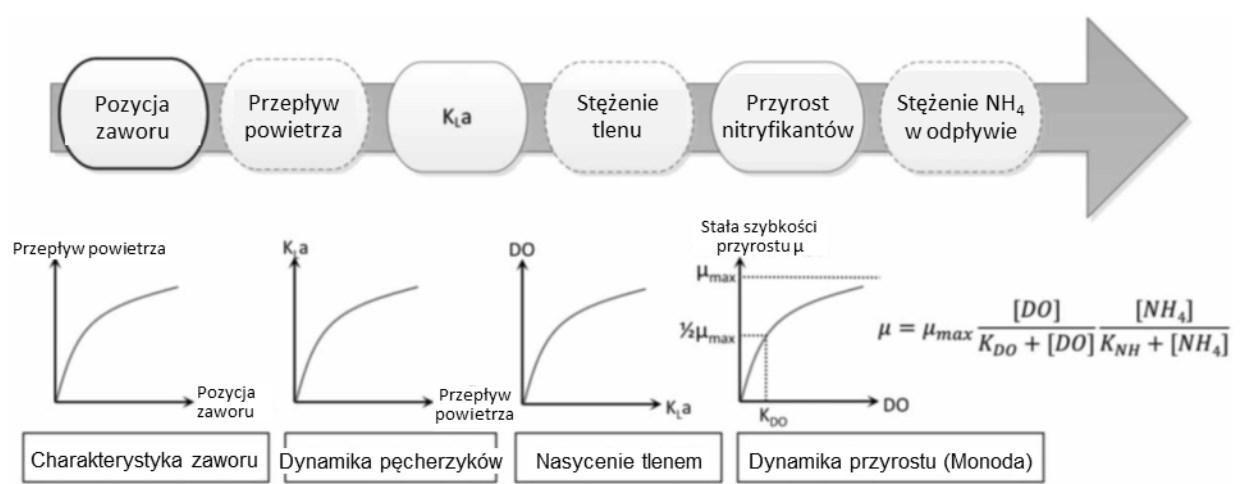
$K_L a$  – objętościowy współczynnik transferu tlenu, 1/h,

$C_s$  – stężenie nasycenia tlenu w wodzie, g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>,

$C$  – aktualne stężenie tlenu rozpuszczonego, g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>.

Wyższe zadane stężenie tlenu skutkuje zmniejszeniem wartości modułu napędowego ( $C_s - C$ ), ale również większym jednostkowym obciążeniem dyfuzorów, które przekłada się na powstawanie pęcherzyków powietrza o większej średnicy, a tym samym zmniejszenie powierzchni wymiany tlenu oraz skrócenie czasu kontaktu, z uwagi na większą prędkość wznoszenia dużych pęcherzyków.

W większości algorytmów sterowania systemem napowietrzania priorytetowym parametrem jest stężenie tlenu w komorze napowietrzania, a regulator wyznacza wielkość nastawną dla elementów wykonawczych na podstawie różnicy rzeczywistej wartości stężenia tlenu oraz zdefiniowanej lub wypracowywanej na bieżąco (w zależności od algorytmu) wartości zadanej tego stężenia. Z uwagi na nieliniowość charakterystyki zaworów sterujących oraz nieliniowość omówionych wyżej procesów biologicznych i natleniania, typowe układy regulacji stężenia tlenu składają się z wielostopniowego (kaskadowego) układu nadrzędnych i podrzędnych regulatorów (zazwyczaj typu PID), w którym regulator nadrzędny wypracowuje wartość zadaną dla regulatora podrzędnego (por. rys. 2.14) (Amand i in., 2013).



Rys. 2.14. Wielostopniowa (kaskadowa) regulacja stężenia tlenu (Amand i in., 2013)

Wśród powszechnie stosowanych algorytmów sterowania pracą systemu napowietrzania wyróżnić można algorytmy regulacji stałowartościowej, okresowej i zmiennowartościowej stężenia tlenu, jak również algorytmy predykcyjne oraz algorytmy regulacji pojemności komór tlenowych. Algorytmy te zostały krótko scharakteryzowane w kolejnych podrozdziałach. Przegląd ich zastosowań w badaniach symulacyjnych oraz studiach przypadków w skali pilotowej i technicznej można znaleźć w pracach Ingildsen (2002) oraz Amand (2014).

#### *2.6.1.1. Regulacja stałowartościowa stężenia tlenu*

W algorytmie regulacji stałowartościowej, który jest aktualnie najpowszechniej stosowanym algorytmem sterowania, wartość zadana stężenia tlenu rozpuszczonego w komorach napowietrzanych jest stała w czasie. Algorytm ten charakteryzuje się prostotą i niskimi kosztami wdrożenia, ale jednocześnie małą elastycznością, gdyż reakcja na wszelkie zmiany potencjału nityfikacyjnego wymaga bezpośredniego działania ze strony operatora. Algorytm ten jest również często przyjmowany jako referencyjny, do którego odnoszone są testowane bardziej zaawansowane algorytmy.

W przypadku układów z komorami nityfikacji o przepływie zbliżonym do tłokowego sterowanie systemem napowietrzania jest znacznie bardziej skomplikowane, gdyż charakteryzują się one bardzo zróżnicowanym i malejącym na długości reaktora zapotrzebowaniem na tlen, oraz długim czasem odpowiedzi, z uwagi na występujące opóźnienie. Aby uniknąć przetleniania reaktora intensywność napowietrzania powinna być odpowiednio zmniejszana na długości reaktora. W tym celu na etapie projektowania powinno się zakładać malejącą na długości reaktora gęstość rozmieszczenia dyfuzorów oraz podział reaktora na kolejne strefy z niezależnym układem kontroli stężenia tlenu (Amand i in., 2013).

#### *2.6.1.2. Regulacja okresowa stężenia tlenu*

Regulacja okresowa zakłada, że wartość zadana stężenia tlenu jest zmieniana wg określonego cyklicznego harmonogramu, wynikającego np. z taryfy energetycznej, przy czym same wartości zadane są określane przez operatora.

Przykładem regulacji okresowej jest algorytm przerywanego napowietrzania, który jest realizowany poprzez cykliczną i skokową zmianę wartości zadanej stężenia tlenu pomiędzy wartością minimalną (zazwyczaj  $0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$  – faza nienapowietrzana) i maksymalną (faza napowietrzana), dzięki czemu uzyskujemy naprzemienne warunki promujące nityfikację i denityfikację w tej samej komorze. Algorytm ten jest wart rozważenia w przypadku oczyszczalni charakteryzujących się dużym potencjałem nityfikacji i niewystarczającym potencjałem denityfikacji.

#### *2.6.1.3. Regulacja zmiennowartościowa stężenia tlenu*

Regulacja zmiennowartościowa zakłada, że wartość zadana stężenia tlenu określana jest automatycznie w oparciu o kontrolę dodatkowego parametru, zazwyczaj stężenia azotu amonowego w odpływie z komory nityfikacji.

Przyjmuje się, że w celu ograniczenia kosztów napowietrzania i bardziej efektywnego wykorzystania pojemności komory nityfikacji, zakładane stężenie azotu amonowego w odpływie z komór tlenowych powinno zawierać się w przedziale około 1–2 g N/m<sup>3</sup> (Rieger i in., 2014). Utrzymywanie wyższych stężeń azotu amonowego w odpływie istotnie zmniejsza populację nityfikantów, wpływając tym samym niekorzystnie na niezawodność nityfikacji w sytuacji dopływu zwiększonego ładunku azotu lub zdarzeń awaryjnych typu zatrucie osadu. Ponadto, podwyższone stężenia azotu amonowego mogą sprzyjać występowaniu deficytów tlenowych w odbiorniku, a wolny amoniak jest toksyczny dla organizmów wodnych (Olsson i in., 2005). Powszechnie uznaje się, że w oczyszczalniach z usuwaniem związków biogenych napowietrzanie powinno być ograniczane w celu zmniejszenia kosztów napowietrzania i poprawy usuwania azotu i fosforu, ale tak aby zapewnić (prawie) pełną nityfikację.

W przypadku układów z komorami nityfikacji o pełnym wymieszaniu pomiar azotu amonowego powinien odbywać się bezpośrednio w odpływie z komory nityfikacji. Alternatywne umiejscowienie pomiaru azotu amonowego w odpływie z osadnika wtórnego jest korzystne z uwagi na bardzo małe stężenie zawiesin, jednakże opóźnienie związane z czasem przetrzymania ścieków w osadniku zazwyczaj uniemożliwia poprawną regulację.

W przypadku układów z komorami nityfikacji o przepływie zbliżonym do tłokowego właściwe umiejscowienie pomiaru azotu amonowego nie jest tak oczywiste. Pomiar azotu amonowego na odpływie z komory nityfikacji daje bezpośrednią informację na temat jakości odpływu, ale sygnał charakteryzuje się dużym opóźnieniem, szczególnie jeśli chodzi o sterowanie napowietrzaniem w początkowych częściach komory, co może przekładać się na gorszą pracę reaktora lub niestabilność układu sterowania. Częściowym rozwiązaniem powyższych problemów może być umieszczenie pomiaru azotu amonowego bliżej początku komory, np. w 1/2 lub 2/3 długości komory. Wtedy sterowanie początkową częścią komory odbywa się ze sprzężeniem zwrotnym, a częścią końcową ze sprzężeniem wyprzedzającym. Problemem staje się jednak brak kontroli stężenia azotu amonowego na odpływie oraz dobór właściwej wartości zadanej stężenia azotu amonowego (Olsson i in., 2005).

Amand i Carlsson (2012) stwierdzili, że w przypadku oczyszczalni, które nie mają ustalonego limitu azotu amonowego w odpływie (a w takiej sytuacji są aktualnie polskie oczyszczalnie), najlepsze efekty regulacji zmiennowartościowej, szczególnie pod względem kosztów napowietrzania, można uzyskać stosując wolno reagujące regulatory, których zadaniem jest utrzymanie średniego stężenia azotu amonowego na zadanym poziomie, przy występujących fluktuacjach stężenia chwilowego. Rieger i in. (2014) wykazali, że rozszerzenie regulacji zmiennowartościowej ze sprzężeniem zwrotnym o sprzężenie wyprzedzające ma uzasadnienie jedynie w szczególnych przypadkach, kiedy priorytetem jest eliminacja przekroczeń dozwolonego limitu stężenia azotu amonowego w odpływie, przy czym może przekładać się to na wzrost kosztów napowietrzania.

2.6.1.4. *Regulacja w oparciu o modele predykcyjne*

Amand i in. (2013) na podstawie analizy dotychczasowych doświadczeń zasugerowali, że zaawansowane regulatory, w których zaimplementowany jest (z reguły uproszczony) model procesu (np. ASM1) mogą być wykorzystywane jako nadrzędne regulatory nadzorcze. Wypracowują one nastawy dla mniej zaawansowanych regulatorów podrzędnych, ale raczej ich nie zastępują, gdyż nie zapewniają istotnie lepszych wyników niż regulacja zmiennowartościowa z regulatorem PID, a system sterowania powinien być oparty na możliwie prostych i niezawodnych rozwiązaniach.

2.6.1.5. *Regulacja pojemności komór napowietrzanych*

Możliwość stosowania regulacji pojemności komór, uzależniona jest od przyjęcia na etapie projektowania komory lub strefy o zmiennej funkcji (znajdującej się pomiędzy komorą denitryfikacji a nitryfikacji), w której napowietrzanie może być włączane i wyłączane, w oparciu o regulator pracujący w sprzężeniu zwrotnym lub wyprzedzającym. Istotną zaletą tego rodzaju regulacji, w porównaniu do poprzednich, jest fakt, że nie bazuje ona na zmianach intensywności napowietrzania i stężenia tlenu, lecz *de facto* zmianach czasów przetrzymania w poszczególnych strefach, co pozwala na dodatkową optymalizację nitryfikacji i usuwania azotu w oparciu o odrębny mechanizm pozwalający na szybką zmianę potencjału nitryfikacyjnego i denitryfikacyjnego układu (Amand i in., 2013).

---

## METODYKA BADAŃ

### 3.1. Obiekty badawcze

Badania opisane w dysertacji prowadzono na dwóch obiektach w pełnej skali technicznej: Wrocławskiej Oczyszczalni Ścieków (WOŚ) oraz Oczyszczalni Ścieków m. Leszna w Henrykowie (LOŚ). Głównym obiektem badawczym była WOŚ, na której prowadzono prace badawcze związane z optymalizacją systemu napowietrzania, ale w celu ujęcia niektórych aspektów pracy w szerszym kontekście, wykorzystano również dane pozyskane w czasie prac badawczych na LOŚ. W kolejnych podrozdziałach przedstawiono zwięzłą charakterystykę obu obiektów badawczych.

#### *3.1.1. Wrocławska Oczyszczalnia Ścieków*

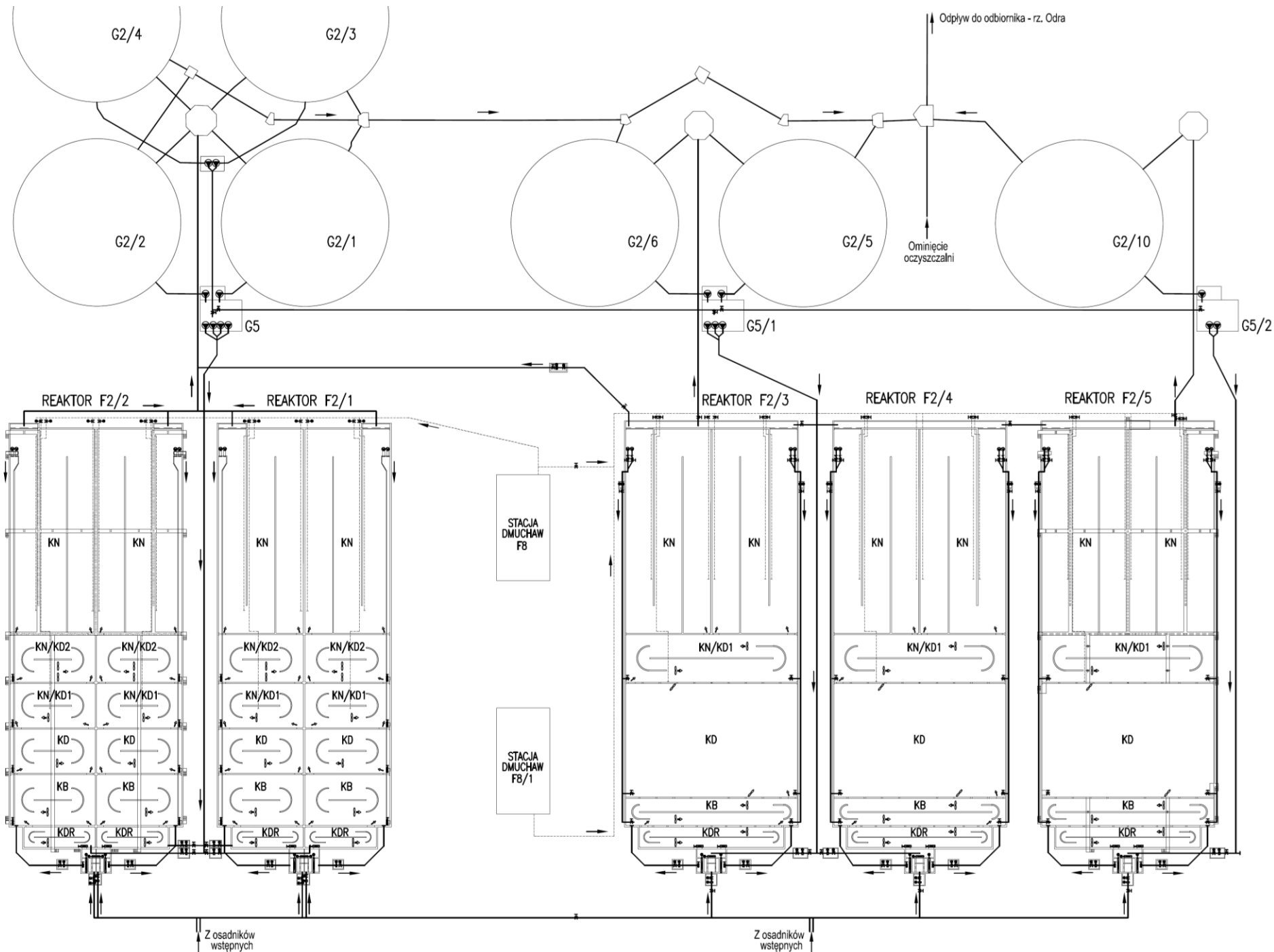
Wrocławska Oczyszczalnia Ścieków, po zakończonej w 2012 roku modernizacji i rozbudowie do nominalnej przepustowości pogody suchej równej 140 000 m<sup>3</sup>/d, jest jedną z największych w Polsce mechaniczno–biologicznych oczyszczalni ścieków z podwyższonym usuwaniem związków biogennych – zgodnie z aktualnym pozwoleniem wodnoprawnym sklasyfikowaną jako OŚ o RLM >100 000, przy czym rzeczywiste RLM wynosi około 1 000 000.

Charakterystykę ścieków mechanicznie oczyszczonych dopływających do części biologicznej oczyszczalni oraz ścieków biologicznie oczyszczonych przedstawiono w rozdziale 5.2.

W skład WOŚ wchodzi cztery główne grupy obiektów: stopień mechanicznego oczyszczania ścieków, stopień biologicznego oczyszczania ścieków w procesie osadu czynnego oraz węzły gospodarki osadowej i gazowej.

W skład stopnia oczyszczania mechanicznego wchodzi 4 równoległe ciągi oczyszczania wstępnego (krata rzadka płaska, krata gęsta bębnowa, piaskownik przedmuchiwany), pompownia główna oraz układ 4 radialnych osadników wstępnych.

Proces biologicznego oczyszczania ścieków z podwyższonym usuwaniem związków biogennych realizowany jest w układzie osadu czynnego typu Johannesburg (JHB) – modyfikacja układu A<sup>2</sup>O z dodatkowymi komorami denitryfikacji osadu recykulowanego (rys. 3.1.).



Rys. 3.1. Schemat układu osadu czynnego WOŚ

Po zakończeniu rozbudowy, część biologiczna WOŚ obejmuje *de facto* trzy odrębne układy osadu czynnego, które w typowych warunkach eksploatacyjnych pracują niezależnie od siebie (nie występuje mieszanie osadu czynnego) i wymagają odrębnej kontroli wieku osadu:

- układ nr 1 obejmuje reaktory biologiczne F2/1 i F2/2, współpracujące z zespołem osadników wtórnych G2/1–4 wraz z pompownią osadu recyrkulowanego i nadmiernego G5,
- układ nr 2 obejmuje reaktory biologiczne F2/3 i F2/4, współpracujące z zespołem osadników wtórnych G2/5–6 wraz z pompownią osadu recyrkulowanego i nadmiernego G5/1,
- układ nr 3 obejmuje reaktor biologiczne F2/5, współpracujący z osadnikiem wtórnym G2/10 wraz z pompownią osadu recyrkulowanego i nadmiernego G5/2.

Wśród 5 reaktorów biologicznych WOŚ wyróżnić można 2 stare reaktory (F2/1 i F2/2) oddane do użytku w 2001 roku oraz 3 nowe reaktory (F2/3, F2/4 i F2/5) oddane do użytku w 2012 roku. Stare i nowe reaktory biologiczne, wybudowane w odstępie ponad 10 lat, były projektowane przy założeniu różnych wymagań dotyczących jakości ścieków oczyszczonych, a głównie dopuszczalnego stężenia azotu ogólnego w odpływie wynoszącego odpowiednio 30 g N/m<sup>3</sup> oraz 10 g N/m<sup>3</sup>. W związku z tym, pomimo, że całkowita projektowa pojemność starego i nowego reaktora biologicznego jest identyczna i wynosi 30 tys. m<sup>3</sup>, zarówno układ komór, jak i pojemności poszczególnych komór są różne (tabela 3.1.).

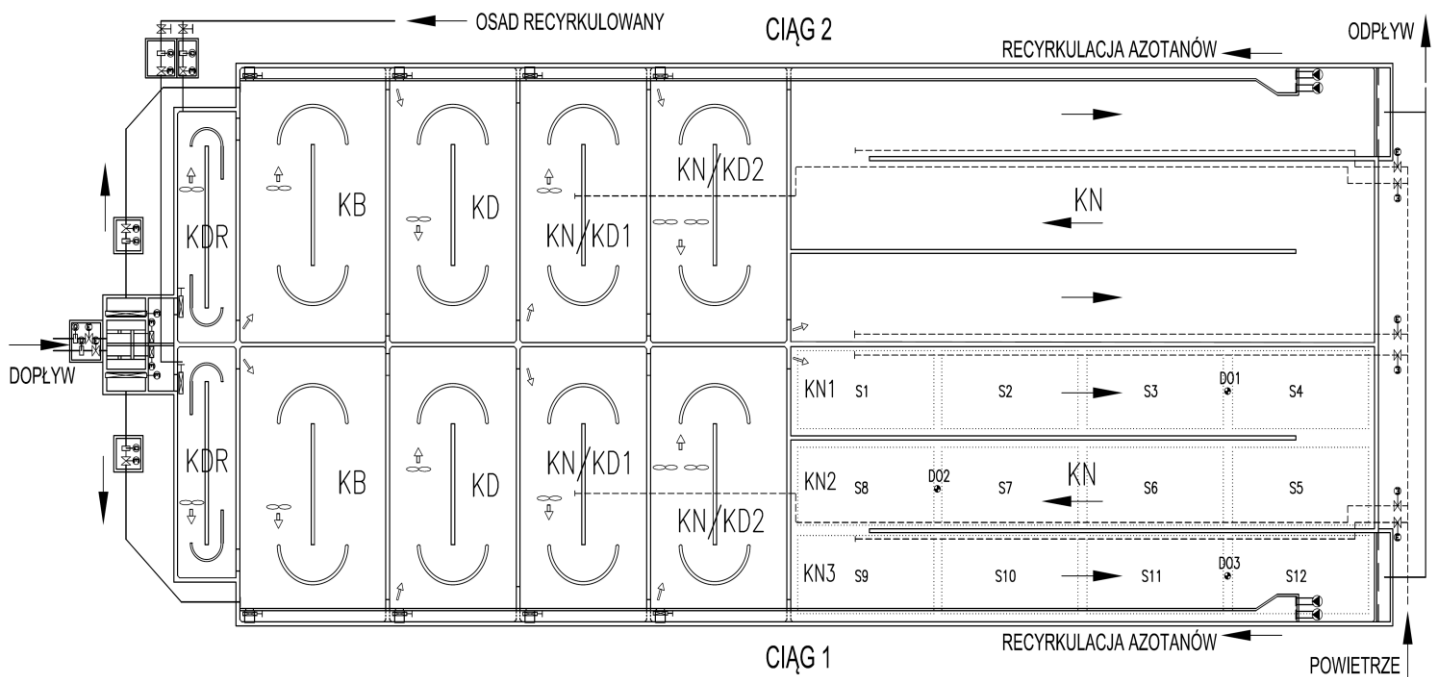
**Tabela 3.1. Projektowe pojemności komór w nowych i starych reaktorach biologicznych WOŚ**

Obiekt	Pojemność, m <sup>3</sup>	
	stary reaktor	nowy reaktor
Komora denitryfikacji osadu recyrkulowanego KDR	1260	1260
Komora beztlenowa KB	3750	2000
Komora denitryfikacji KD	3250	10 000
Komora fakultatywna KD/KN 1	3250	1750
Komora fakultatywna KD/KN 2	3500	-
Komora nityfikacji KN	15 000	15 000
<b>Reaktor biologiczny (suma komór)</b>	<b>30 010</b>	<b>30 010</b>
<i>Liczba reaktorów</i>	2	3
Pojemność reaktorów	60 020	90 030
<b>Łączna pojemność reaktorów</b>	<b>150 050</b>	

Porównanie pojemności komór w starych i nowych reaktorach pokazuje, że jedynie komory denitryfikacji osadu recyrkulowanego oraz komory nityfikacji w obu układach mają taką samą pojemność. Natomiast pojemności komór beztlenowych, denitryfikacji i komór fakultatywnych znacząco się różnią. Ponadto komora denitryfikacji w starych reaktorach została zaprojektowana jako komora cyrkulacyjna, natomiast w nowych jako komora o pełnym wymieszaniu.

Różnice w konstrukcji reaktorów biologicznych oraz wydajności pompowni recyrkulacji wewnętrznej (azotanów) przekładają się na różnice w obserwowanych efektach oczyszczania ścieków uzyskiwanych w starych i nowych reaktorach biologicznych, głównie w zakresie usuwania azotu i fosforu. Przyczyny i konsekwencje tego zjawiska oraz zaproponowane środki zaradcze, wynikające z przeprowadzonych badań omówiono szerzej w rozdziale 8.

Badania przedstawione w niniejszej pracy prowadzone były na starej części WOŚ obejmującej reaktory biologiczne F2/1 i F2/2, z których każdy jest podzielony na dwa równoległe ciągi szeregowo połączonych komór. W skład każdego ciągu wchodzi układ pięciu komór cyrkulacyjnych: denitryfikacji osadu recykulowanego (KDR), beztlenowej (KB), denitryfikacji (KD) i dwóch komór fakultatywnych (KN/KD1 i KN/KD2) oraz komora nityfikacji (KN) o reżimie mieszania zbliżonym do reaktora łokowego (rys. 3.2.). Zmieszany odpływ z czterech ciągów starych reaktorów trafia do układu radialnych osadników wtórnych G2/1–4 współpracujących pompownią osadu recykulowanego i nadmiernego G5.



Rys. 3.2. Schemat starego reaktora biologicznego WOŚ

Komora nityfikacji, z uwagi na konstrukcję, jak i system napowietrzania, podzielona jest na 3 części obejmujące po 4 sekcje rusztu napowietrzającego: KN1 (sekcje S1–4), KN2 (sekcje S5–8) i KN3 (sekcje S9–12) – łącznie 12 sekcji wyposażonych w ceramiczne rurowe dyfuzory drobnopęcherzykowe Brandol. Poszczególne części komory różnią się pod względem liczby dyfuzorów w sekcji rusztu napowietrzającego i wyposażone są w niezależne systemy sterowania stężeniem tlenu i zasilania sprężonym powietrzem. Stężenie tlenu w każdej części komory KN regulowane jest, w oparciu o wskazania sterującej sondy tlenowej znajdującej się w 3/4 długości danej części, poprzez zmianę ilości powietrza doprowadzanego niezależnym rurociągiem wyposażonym w automatyczną przepustnicę oraz przepływomierz powietrza. Rurociąg powietrza zasilający środkową część komory KN doprowadza powietrze również do komór fakultatywnych KN/KD, jeżeli pracują one jako komory napowietrzane.

Charakterystyczne rzeczywiste gabaryty komór osadu czynnego i osadników wtórnych zestawiono w tabeli 3.2. Charakterystyczne zakresy wydajności pompowni recykulacji zewnętrznej i wewnętrznej pokazano w tabeli 3.3. Natomiast charakterystyczne parametry systemu napowietrzania komór nityfikacji (KN) zestawiono w rozdziale 6.2.2.

Tabela 3.2. Charakterystyczne rzeczywiste gabaryty obiektów starego układu osadu czynnego WOŚ

Obiekt	Parametr	1 ciąg	4 ciągi
Komora denitryfikacji osadu recykulowanego (KDR)	Objętość [m <sup>3</sup> ]	588	2352
	Głębokość [m]	5,0	
Komora beztlenowa (KB)	Objętość [m <sup>3</sup> ]	1796	7182
	Głębokość [m]	5,0	
Komora denitryfikacji (KD)	Objętość [m <sup>3</sup> ]	1549	6196
	Głębokość [m]	5,0	
Komora fakultatywna I (KN/KD1)	Objętość [m <sup>3</sup> ]	1549	6196
	Głębokość [m]		
Komora fakultatywna II (KN/KD2)	Objętość [m <sup>3</sup> ]	1673	6690
	Głębokość [m]	5,0	
Komora nityfikacji (KN)	Objętość [m <sup>3</sup> ]	7214	28854
	Głębokość [m]	5,0	
Osadnik wtórny	Powierzchnia [m <sup>2</sup> ]	1794	7176
	Średnia głębokość [m]	5,8	

Tabela 3.3. Charakterystyczne wydajności pompowni recykulacji starej części WOŚ

Parametr	Jednostka	Wartość	
		1 ciąg	4 ciągi
Recykulacja zewnętrzna ( $Q_R$ )	[m <sup>3</sup> /d]	max. 21 600	max. 86 400
Recykulacja wewnętrzna ( $Q_{RW}$ )	[m <sup>3</sup> /d]	max. 46 000	max. 184 000

Węzeł gospodarki osadowej obejmuje układ 4 zagęszczaczy grawitacyjnych osadu wstępnego, stację mechanicznego zagęszczania osadu nadmiernego (6 zagęszczaczy taśmowych), układ 6 zamkniętych komór fermentacji mezofilnej zasilanych osadem zmieszany zagęszczonym, układ 4 zagęszczaczy grawitacyjnych osadu przefermentowanego, stację mechanicznego odwadniania osadów przefermentowanych (7 filtracyjnych pras taśmowych) oraz suszarnię osadów odwodnionych (4 suszarki obrotowe).

Węzeł gospodarki gazowej obejmuje układ odwadniania i odsiarczania biogazu, układ dwóch zbiorników wraz z tłocznią i analizatorem biogazu oraz układ kogeneracji energii elektrycznej i cieplnej (silniki gazowe sprzężone z generatorami prądu).

### 3.1.2. Leszczyńska Oczyszczalnia Ścieków

Oczyszczalnia Ścieków m. Leszna w Henrykowie jest oczyszczalnią mechaniczno-biologiczną z podwyższonym usuwaniem związków biogenych – zgodnie z aktualnym pozwoleniem wodnoprawnym sklasyfikowaną jako OŚ o RLM <100 000.

Prace badawcze na LOŚ prowadzono w ramach przygotowań do modernizacji i ewentualnej rozbudowy oczyszczalni, w związku z perspektywą wzrostu jej obciążenia i prawdopodobnego zaostżenia normatywów jakości ścieków oczyszczonych do wymagań dla OŚ o RLM >100 000, gdyż aktualnie notowana RLM wynosi około 115 000.

Charakterystykę ścieków mechanicznie oczyszczonych dopływających do części biologicznej oczyszczalni oraz ścieków biologicznie oczyszczonych z okresu od 1. stycznia do 31. października 2012. przedstawiono w tabeli 3.4.

Tabela 3.4. Charakterystyka ścieków oczyszczonych mechanicznie i biologicznie LOŚ

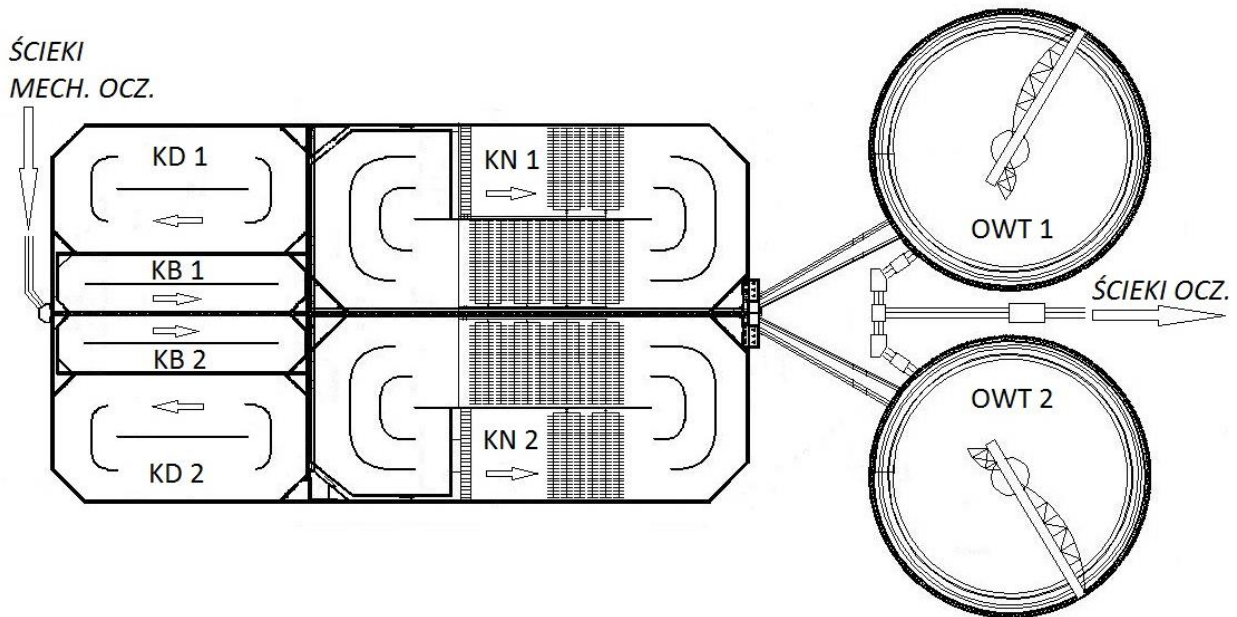
Parametr	Jednostka	Ścieki mechanicznie oczyszczone	Ścieki biologicznie oczyszczone
Przepływ	m <sup>3</sup> /d	13 770 ± 1 260	13 530 ± 1 260
ChZT	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	541 ± 131	31,7 ± 5,8
	kg O <sub>2</sub> /d	7 454 ± 1 670	440 ± 105
BZT <sub>5</sub>	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	314 ± 75	8,7 ± 6,7
	kg O <sub>2</sub> /d	4 330 ± 960	124 ± 106
N <sub>og</sub>	g N/m <sup>3</sup>	62,7 ± 11,5	9,6 ± 3,3
	kg N/d	864 ± 138	132 ± 46
N-NH <sub>4</sub>	g N/m <sup>3</sup>	50,4 ± 11,1	1,3 ± 2,5
	kg N/d	694 ± 139	19,9 ± 39,4
N <sub>org</sub>	g N/m <sup>3</sup>	12,2 ± 6,2	2,2 ± 1,1
	kg N/d	168 ± 84	30,7 ± 15,9
N-NO <sub>2</sub>	g N/m <sup>3</sup>	-	0,4 ± 0,6
	kg N/d	-	5,0 ± 9,2
N-NO <sub>3</sub>	g N/m <sup>3</sup>	0,20 ± 0,074	5,7 ± 3,2
	kg N/d	2,65 ± 1,34	76 ± 40
P <sub>og</sub>	g P/m <sup>3</sup>	11,4 ± 2,51	0,7 ± 0,4
	kg P/d	157 ± 31	9,5 ± 5,1
P-PO <sub>4</sub>	g P/m <sup>3</sup>	9,9 ± 2,50	0,6 ± 0,4
	kg P/d	137 ± 32	7,8 ± 5,5
P <sub>org</sub>	g P/m <sup>3</sup>	1,50 ± 0,95	0,12 ± 0,13
	kg P/d	20,6 ± 23,8	1,8 ± 1,37
ZAW <sub>og</sub>	g sm/m <sup>3</sup>	170 ± 56	5,3 ± 2,6
	kg sm/d	2 338 ± 738	75 ± 41
Zasadowość	val/m <sup>3</sup>	8,8 ± 1,9	5,4 ± 0,98
	kval/d	121 ± 23	75 ± 17

W skład LOŚ wchodzi trzy główne grupy obiektów: stopień mechanicznego oczyszczania ścieków, stopień biologicznego oczyszczania ścieków w procesie osadu czynnego oraz węzeł gospodarki osadowej. W skład stopnia oczyszczania mechanicznego wchodzi krata rzadka, dwie kraty gęste, dwa piaskowniki przedmuchiwane oraz dwa osadniki wstępne radialne.

Proces biologicznego oczyszczania ścieków z podwyższonym usuwaniem związków biogennych realizowany jest w układzie osadu czynnego typu A<sup>2</sup>O, obejmującym dwa niezależne pracujące ciągi. W skład każdego ciągu wchodzi układ trzech komór cyrkulacyjnych: beztlenowej (KB), denitryfikacji (KD) i nityfikacji (KN), współpracujący z radialnym osadnikiem wtórnym (rys. 3.3.). W każdej komorze nityfikacji znajduje się 6 sekcji dyfuzorów oraz wyrzutnia powietrza, która, dzięki specjalnej konstrukcji, nadaje mieszaninie ścieków i osadu czynnego w reaktorze pęd potrzebny do utrzymania ruchu cyrkulacyjnego. Sekcje dyfuzorów oraz wyrzutnia wyposażone są w ceramiczne rurowe dyfuzory drobnopęcherzykowe Brandol.

Charakterystyczne gabaryty komór osadu czynnego i osadników wtórnych zestawiono w tabeli 3.5. Charakterystyczne zakresy wydajności pompowni recyrkulacji zewnętrznej i wewnętrznej pokazano w tabeli 3.6. Natomiast charakterystyczne parametry systemu napowietrzania komór nityfikacji (KN) zestawiono w tabeli 3.7.

W skład węzła gospodarki osadowej wchodzi zagęszczacz grawitacyjny osadu wstępnego i nadmiernego, otwarta komora fermentacji oraz prasy do odwadniania osadów.



Rys. 3.3. Schemat układu osadu czynnego LOS

Tabela 3.5. Charakterystyczne gabaryty obiektów układu osadu czynnego LOS

Obiekt	Parametr	1 ciąg	2 ciągi
Komora beztlenowa (KB)	Objętość [m <sup>3</sup> ]	1 200	2 400
	Głębokość [m]	3,9	
Komora anoksyczna (KD)	Objętość [m <sup>3</sup> ]	2 772	5 544
	Głębokość [m]	3,9	
Komora tlenowa (KN)	Objętość [m <sup>3</sup> ]	6 906	13 812
	Głębokość [m]	3,9	
Osadnik wtórny (OWT)	Powierzchnia [m <sup>2</sup> ]	1 380	2 760
	Średnia głębokość [m]	4,25	

Tabela 3.6. Charakterystyczne zakresy wydajności pompowni recykulacji LOS

Parametr	Jednostka	Wartość	
		1 ciąg	2 ciągi
Recykulacja zewnętrzna ( $Q_{RZ}$ )	[m <sup>3</sup> /d]	(<1 do 2)×8 640	(1 lub 2)× 17 280
Recykulacja wewnętrzna ( $Q_{RW}$ )	[m <sup>3</sup> /d]	(1 lub 2)×17 280	(1 lub 2)× 34 560

Tabela 3.7. Charakterystyczne parametry systemu napowietrzania LOS

Parametr	Jednostka	Wartość	
		1 ciąg	2 ciągi
Zanurzenie dyfuzorów	Reaktor ( $H_{D,R}$ )	3,5	
	Wyrzutnia ( $H_{D,W}$ ) – średnia	3,5	
Liczba dyfuzorów	Reaktor ( $N_{D,R}$ )	1 440 (2+4)×240	2 880 2×(2+4)×240
	Wyrzutnia ( $N_{D,W}$ )	216	432
Dmuchawy HV-Turbo KA5S-GK 200 (2P+1R)	Wydajność 1 dmuchawy ( $Q_{DM,1}$ )	2 610÷5 800	
	Pobór mocy	55÷111	
Reaktor	Natężenie dopływu powietrza ( $Q_{P,R}$ )	Zmienne (system sterowania)	
	Stopień wykorzystania tlenu ( $\alpha_{R,P}$ )	$20 \times (Q_{P,R} / N_{D,R})^{-0,22}$	
Wyrzutnia	Natężenie dopływu powietrza ( $Q_{P,W}$ )	~9 600	~19 200
	Stopień wykorzystania tlenu ( $\alpha_{R,P,W}$ )	10	

## 3.2. Metody badawcze

Metody badawcze wykorzystane w celu określenia właściwości ścieków i osadu czynnego, profili stężenia tlenu i zanieczyszczeń w komorach osadu czynnego oraz kinetyki wybranych procesów przedstawiono w kolejnych podrozdziałach. Na końcu przedstawiono zakres i metodykę oznaczeń analitycznych wykorzystywanych w badaniach.

Badania przeprowadzono w trakcie specjalnie przygotowanych trwających 7–9 dni szarż pomiarowych na obiektach:

- Leszczyńskiej Oczyszczalni Ścieków w okresie 12–18. sierpnia 2012 roku,
- Wrocławskiej Oczyszczalni Ścieków w okresie 20–28. lipca 2013 roku,

oraz bezpośrednio po nich w przypadku badań kinetycznych.

### 3.2.1. *Badania właściwości ścieków*

W ramach badań właściwości ścieków przeprowadzono badania zmienności godzinowej i dobowej składu ścieków oraz podziału frakcyjnego związków organicznych, azotu i fosforu w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie, których metodykę opisano w kolejnych podrozdziałach.

#### 3.2.1.1. *Badania zmienności składu ścieków*

Próbki ścieków oczyszczonych mechanicznie i biologicznie były pobierane z komory zbiorczej po osadnikach, odpowiednio wstępnych i wtórnych, od północy danego dnia do północy dnia kolejnego, z wykorzystaniem automatycznego próbkopobieraka z chłodzoną komorą próbek.

W trakcie doby zbierano 12 próbek 2-godzinnych, przy czym każda próbka była pobierana w czterech krokach co pół godziny. Próbki dwugodzinne służyły do identyfikacji zmienności godzinowej parametrów ścieków.

Z próbek 2-godzinnych zebranych w danym dniu przygotowywano próbkę zlewaną dobową. Próbka zlewana dobową była wykorzystywana do identyfikacji zmienności dobowej składu ścieków oraz do badań podziału frakcyjnego związków organicznych, azotu i fosforu.

Zakres oznaczeń wykonywanych w poszczególnych próbach zestawiono w tabeli 3.8.

#### 3.2.1.2. *Badania podziału frakcyjnego zanieczyszczeń w ściekach*

Badania podziału frakcyjnego związków organicznych, azotu i fosforu w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie wykonywano w 7–9 kolejnych próbkach zlewanych dobowych. Celem było wyznaczenie podziału zanieczyszczeń na frakcje zawieszoną ( $>1,2 \mu\text{m}$ ), koloidalną ( $0,1\text{--}1,2 \mu\text{m}$ ) i rozpuszczoną ( $<0,1 \mu\text{m}$ ) oraz porównanie alternatywnych metod charakterystyki frakcji zanieczyszczeń modelu ASM 2d (opisanych w rozdziale 2.5.2), których wyniki stanowiły podstawę do identyfikacji udziałów frakcji zanieczyszczeń stanowiących zbiór danych wejściowych do modelu układu osadu czynnego WOS.

Tabela 3.8. Zakres oznaczeń w próbach 2-godzinnych i zlewanych dobowych

L.p.	Parametr	Jedn.	Ścieki oczyszczone			
			mechanicznie		biologicznie	
			2-godzinna	dobowa	2-godzinna	dobowa
1	BZT <sub>5</sub>	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>		x		x
2	BZT <sub>5</sub> <1,2 μm	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>		x		
3	LKT	g Acet/m <sup>3</sup>		x		
4	ChZT	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	x	x		x
5	ChZT <1,2 μm	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>		x		x
6	ChZT <0,45 μm	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>		x		x
7	ChZT <0,1 μm	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>		x		x
8	ChZT <sub>FF</sub> <0,45 μm *	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>		x		x
9	N <sub>og</sub>	g N/m <sup>3</sup>	x	x		x
10	N <sub>og</sub> <1,2 μm	g N/m <sup>3</sup>		x		x
11	N <sub>og</sub> <0,45 μm	g N/m <sup>3</sup>		x		x
12	N <sub>og</sub> <0,1 μm	g N/m <sup>3</sup>		x		x
13	N-NH <sub>4</sub>	g N/m <sup>3</sup>	x	x	x	x
14	N-NO <sub>2</sub>	g N/m <sup>3</sup>				x
15	N-NO <sub>3</sub>	g N/m <sup>3</sup>		x	x	x
16	P <sub>og</sub>	g P/m <sup>3</sup>	x	x		x
17	P <sub>og</sub> <1,2 μm	g P/m <sup>3</sup>		x		x
18	P <sub>og</sub> <0,45 μm	g P/m <sup>3</sup>		x		x
19	P <sub>og</sub> <0,1 μm	g P/m <sup>3</sup>		x		x
20	P-PO <sub>4</sub>	g P/m <sup>3</sup>		x	x	x
21	Mg	g Mg/m <sup>3</sup>		x		
22	K	g K/m <sup>3</sup>		x		
23	zawiesiny ogólne	g sm/m <sup>3</sup>	x	x		x
24	zawiesiny organiczne	g sm/m <sup>3</sup>	x	x		x
25	zawiesiny mineralne	g sm/m <sup>3</sup>	x	x		x
26	zasadowość M	val/m <sup>3</sup>		x		x
27	pH	-		x		x
28	przewodność	uS/cm		x		x

\* metoda z wstępną flokulacją ścieków

Badania podziału frakcyjnego zanieczyszczeń bazowały na zastosowaniu metody fizyczno-chemicznej zakładającej filtrację próbki ścieków przez filtry o określonej wielkości porów (1,2 i 0,1 μm), a następnie oznaczeniu ChZT, N<sub>og</sub> i P<sub>og</sub> w próbkach sączonych i niesączonych. Metoda ta jako jedyna pozwala w spójny sposób wyznaczyć zarówno frakcje związków organicznych, jak też azotu i fosforu, a dzięki temu oszacować zawartość azotu i fosforu w poszczególnych frakcjach ChZT (por. rys. 2.8.).

Wyniki badań w zakresie frakcji związków organicznych weryfikowano poprzez porównanie z wynikami uzyskanymi alternatywnymi metodami, scharakteryzowanymi w rozdziale 2.5.2.1.

Frakcje S<sub>I</sub> oraz S<sub>S</sub> wyznaczono dodatkowo metodą filtracji przez filtr 0,45 μm z ewentualną wstępną flokulacją ścieków (pkt. 3.2.1.2.1) oraz metodami respirometrycznymi (tylko frakcja S<sub>S</sub>) w krótkotrwałych testach OUR (pkt. 3.2.4.1) i NUR (pkt. 3.2.4.3) w warunkach wsadowych.

Frację  $S_A$  oznaczono z wykorzystaniem testów kuwetowych LKT oraz kontrolnie metodą chromatografii gazowej (pkt. 3.2.5.1).

Zawartość frakcję  $X_S$  określono metodami respirometrycznymi bazującymi na długotrwałym pomiarze BZT (pkt. 3.2.1.2.2) oraz krótkotrwałych testach OUR w respirometrze wsadowym (pkt. 3.2.4.1).

Zawartość frakcję  $X_I$  oszacowano na podstawie specjalnie przeprowadzonej długotrwałej eksploatacji w warunkach laboratoryjnych reaktora wsadowego zasilanego ściekami z WOŚ (pkt. 3.2.1.2.3).

Podjęto również próbę oszacowania frakcji  $X_H$  na podstawie testu respirometrycznego z wykorzystaniem ścieków bez osadu czynnego (pkt. 3.2.4.1).

Założono, że podział frakcyjny zanieczyszczeń w ściekach zostanie wyznaczony w oparciu o syntezę wyników różnych metod, natomiast ostateczna jego weryfikacja zostanie dokonana już na etapie właściwej kalibracji modelu w oparciu o porównanie przewidywań modelu z wynikami z obiektu rzeczywistego.

#### 3.2.1.2.1. **Metoda wstępnej flokulacji ścieków**

Metoda oznaczenia ChZT rozpuszczonego w sączonej próbce ścieków po wstępnej flokulacji siarczanem cynku, zaproponowana przez Mamais i in. (1993), zakłada poniższą procedurę:

- 1) do 100 cm<sup>3</sup> próbki ścieków dodać 1 cm<sup>3</sup> roztworu ZnSO<sub>4</sub> (100 g/dm<sup>3</sup>),
- 2) zastosować szybkie mieszanie próbki przez 1 minutę,
- 3) skorygować odczyn próbki do pH~10,5 dawkując 6M roztwór NaOH,
- 4) sedymentować próbkę przez kilka minut, a następnie pobrać odpowiednią objętość klarownej cieczy i przefiltrować przez filtr 0,45 μm
- 5) oznaczyć ChZT filtratu (wynik przeliczyć z uwzględnieniem dodanego ZnSO<sub>4</sub> i NaOH).

#### 3.2.1.2.2. **Metoda wyznaczenia biodegradowalnego ChZT w ściekach**

Metoda wyznaczenia całkowitego biodegradowalnego ChZT (sumy frakcji  $S_S$  i  $X_S$ ) w ściekach została zaproponowana przez Roelevelda i Loosdrechta (2002) i polega na określeniu przebiegu zmian BZT próbki ścieków w czasie inkubacji, w celu wyznaczenia całkowitego BZT, które przeliczane jest następnie na biodegradowalne ChZT.

Badania przeprowadzono z wykorzystaniem zestawu respirometrów manometrycznych OxiTop firmy WTW, które umożliwiają rejestrację przebiegu zmian wartości BZT w czasie inkubacji próbki.

Odmierzoną objętość próbki ścieków wlewano do respirometrów wyposażonych w mieszadła magnetyczne, następnie dozowano kilka kropli inhibitora nitryfikacji (N-alliotiomocznik, 5 g/dm<sup>3</sup>). Wewnątrz respirometrów umieszczano pastylki wodorotlenku sodu w celu absorpcji wydzielanego dwutlenku węgla i szczelnie zakręcano głowice manometryczne. Respirometry umieszczano w szafie termostaticznej w temperaturze 20±0,5 °C. Po upływie założonego czasu inkubacji (5-10 dni) szczytywano wyniki.

Całkowite BZT wyznaczano dopasowując (metodą regresji nieliniowej dostępną w dodatku Solver w programie Microsoft Excel) do uzyskanego przebiegu BZT krzywą opisującą zmiany BZT w czasie zgodnie z poniższym równaniem (rys. 3.4.):

$$BZT_C = \frac{1}{1 - e^{-k_{BZT}t}} BZT_t \quad (3.1)$$

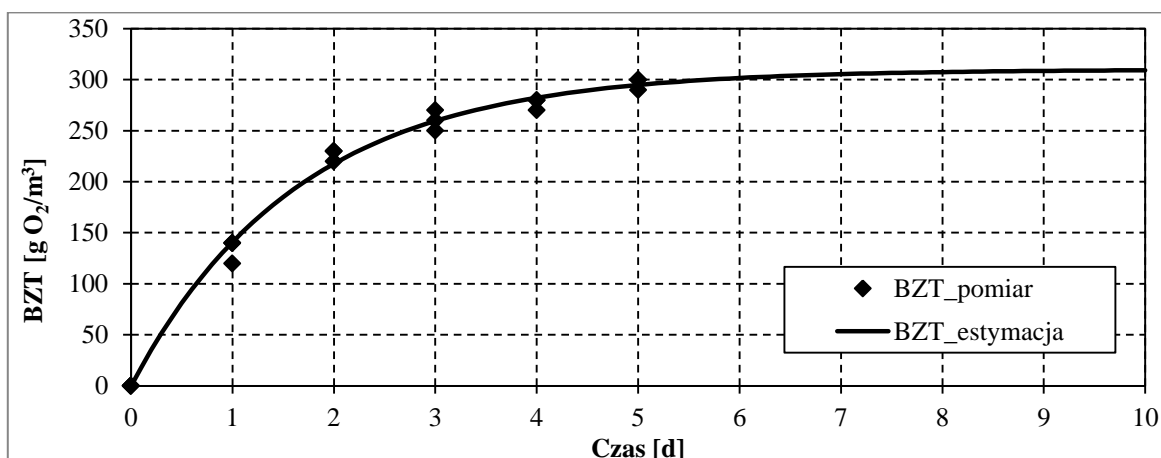
gdzie:

$BZT_C$  – BZT całkowite, g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>,

$BZT_t$  – BZT po czasie t, g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>,

$k_{BZT}$  – stała szybkości reakcji, d<sup>-1</sup>,

t – czas inkubacji, d.



Rys. 3.4. Dopasowanie krzywej zmian BZT w czasie do wyników testu

Następnie przeliczano BZT całkowite na ChZT biodegradowalne wg równania:

$$bChZT = \frac{1}{1 - f_{BZT}} BZT_C \quad (3.2)$$

gdzie:

$bChZT$  – biodegradowalne ChZT, g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>,

$f_{BZT}$  – współczynnik korekcyjny (0,1–0,2, przyjęto 0,15).

### 3.2.1.2.3. Długoterminowy test w laboratoryjnym reaktorze SBR w celu wyznaczenia frakcji X<sub>I</sub>

Metoda oszacowania zawartości frakcji X<sub>I</sub> w ściekach na podstawie długoterminowego testu w laboratoryjnym reaktorze SBR zasilanym ściekami rzeczywistymi została zaproponowana przez Melcera i in. (2003).

Metoda bazuje na bilansie produkcji osadu w laboratoryjnym reaktorze SBR, działającym przy stałym przepływie i obciążeniu ładunkiem ChZT oraz wieku osadu rzędu 15–20 dób, po osiągnięciu stanu quasi-ustalonego, a więc po eksploatacji reaktora w stałych warunkach przez okres 45–100 dób (3–5 WO).

Reaktor SBR o pojemności całkowitej  $V_R = 6 \text{ dm}^3$  i pojemności martwej (po dekantacji)  $V_m = 1 \text{ dm}^3$ , umieszczony w termostатовanej komorze w temperaturze  $21 \pm 0,5 \text{ }^\circ\text{C}$ , eksploatowano manualnie w reżimie 1 cyklu/d utrzymując wiek osadu 20 d. Pojedynczy 24-godzinny cykl obejmował napełnienie reaktora porcją ścieków ( $V_s = 5 \text{ dm}^3$ ), 23,5-godzinny

tlenową fazę reakcji, odprowadzenie osadu nadmiernego ( $V_{ON} = 6 \text{ dm}^3/20 \text{ d} = 0,3 \text{ dm}^3/\text{d}$ ), 0,5-godzinną fazę sedymentacji oraz odprowadzenie ścieków oczyszczonych ( $V_O = V_S - V_{ON}$ ).

Ścieki mechanicznie oczyszczone, którymi zasilano reaktor SBR, pobierano z komory zbiorczej po osadnikach wstępnych WOŚ raz w tygodniu (piątek godz. 9:00), bezpośrednio do 7 pojemników z tworzywa sztucznego o pojemności  $5,5 \text{ dm}^3$  (napelnianych pod korek), a następnie przechowywano w temperaturze  $\sim 4 \text{ }^\circ\text{C}$ .

W trakcie fazy reakcji stężenie tlenu w reaktorze zmieniało się w dość szerokich granicach ( $3,0\text{--}8,0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ ), gdyż napowietrzanie sterowane było za pomocą wyłącznika czasowego. Odczyn w reaktorze nie był regulowany i zmieniał się w granicach 7,4–8,2.

Rozruch reaktora przeprowadzono zaszczepiając reaktor osadem czynnym z odpływu komory nityfikacji WOŚ, aby uzyskać początkowe stężenie osadu  $\sim 2 \text{ kg sm}/\text{m}^3$ .

Wpracowanie reaktora obejmowało okres 63 dni ( $\sim 3 \text{ WO}$ ) możliwie stabilnej pracy – w tym czasie oznaczenia wykonywano zgodnie wykazem w tabeli 3.9.

**Tabela 3.9. Wykaz oznaczeń w trakcie pracowania reaktora SBR**

Tydzień	Dni	Oznaczenia
1	1-7	1. ChZT, $N_{og}$ , $P_{og}$ , Zaw. og. i org. w każdej partii ścieków mech. ocz. 2. Zaw. og. i org. – osad nadmierny (2x tyg.)
2	8-15	
3	16-21	
4	22-28	
5	29-35	1. ChZT, $N_{og}$ , $P_{og}$ , Zaw. og. i org. w każdej partii ścieków mech. ocz. 2. Zaw. og. i org. – osad nadmierny i ścieki oczyszczone (1x/d)
6	36-42	
7	43-49	1. ChZT, $N_{og}$ , $P_{og}$ , Zaw. og. i org. w każdej partii ścieków mech. ocz. 2. Zaw. og. i org. – osad nadmierny i ścieki oczyszczone (1x/d) 3. ChZT – ścieki mech ocz. (1x/d)
8	50-56	
9	57-63	1. ChZT, $N_{og}$ , $P_{og}$ , Zaw. og. i org. w każdej partii ścieków mech. ocz. 2. Zaw. og. i org. – osad nadmierny i ścieki oczyszczone (1x/d) 3. ChZT, Zaw. og. i org. – ścieki mech ocz. (1x/d)
10	64-70	Szarża (wg tabeli 3.10.)

Po uzyskaniu stabilnej pracy przeprowadzono 7-dobową szarżę pomiarową w celu zebrania dokładnej charakterystyki pracy reaktora SBR – w tym okresie oznaczenia wykonywano zgodnie z wykazem w tabeli 3.10. W 4. i 6. dobie szarży dodatkowo oznaczono przebiegi czasowe stężeń nieorganicznych form azotu w trakcie początkowych 9 godzin fazy reakcji.

Wyniki zebrane w trakcie szarży pomiarowej pozwalają dokonać wstępnego oszacowania udziału frakcji  $X_I$  w oparciu o model stanu ustalonego opracowany przez Water Research Commission (1984), zgodnie z którym stężenie zawiesin organicznych w reaktorze jest równe:

$$X_{org,R} = \frac{V_D \cdot ChZT_D \cdot WO}{f_{CV} \cdot V_R} \cdot \left[ \frac{(1 - f_{SI} - f_{XI})Y_H}{1 + b_H WO} \cdot (1 + f b_H WO) + f_{XI} \right] \quad (3.3)$$

gdzie:

$X_{org,R}$  – stężenie zawiesin organicznych w reaktorze,  $\text{g smo}/\text{m}^3$ ,

$V_D$  – dobową objętość ścieków doprowadzanych do reaktora,  $\text{dm}^3$ ,

$ChZT_D$  – ChZT ścieków doprowadzanych do reaktora, g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>,

$WO$  – wiek osadu, d,

$f_{CV}$  – przelicznik smo osadu na ChZT osadu, g ChZT/ g smo,

$V_R$  – objętość reaktora, dm<sup>3</sup>,

$f_{SI}$  – udział frakcji S<sub>I</sub> w ChZT<sub>S</sub>, [-]

$f_{XI}$  – udział frakcji X<sub>I</sub> w ChZT<sub>S</sub>, [-]

$Y_H$  – współczynnik wydajności przyrostu heterotrofów, g ChZT/g ChZT,

$b_H$  – stała szybkości obumierania heterotrofów, d<sup>-1</sup>,

$f$  – udział frakcji X<sub>I</sub> w produktach obumierania heterotrofów,

Na podstawie wyników zebranych w szarży możliwe jest również oszacowanie wartości stałej szybkości przyrostu nityfikantów  $\mu_A$  zgodnie z klasyczną metodą przy niskim stosunku  $S_0/X_0$ :

$$\mu_A = \frac{dS_{NOx}}{dt} \bigg/ \frac{X_A}{Y_A} \quad (3.4)$$

Szybkość nityfikacji  $dS_{NOx}/dt$  określa się na podstawie przebiegu stężeń nieorganicznych form azotu w trakcie początkowych godzin fazy reakcji. Natomiast w oparciu o model stanu ustalonego opracowany przez Water Research Commission (1984):

$$\frac{X_A}{Y_A} = \frac{(V_S \cdot TKN_S - V_S \cdot TKN_O - V_{OS} \cdot N_{OS}) \cdot WO}{(1 + b_A WO) \cdot V_R} \quad (3.5)$$

gdzie:

$TKN_S$  – stężenie azotu Kjeldahla w ściekach doprowadzanych do reaktora, g N/m<sup>3</sup>,

$TKN_O$  – stężenie azotu Kjeldahla w ściekach oczyszczonych, g N/m<sup>3</sup>,

$N_{OS}$  – stężenie azotu ogólnego nierozpuszczonego w osadzie, g N/m<sup>3</sup>,

$X_A$  – stężenie nityfikantów, g ChZT/m<sup>3</sup>,

$Y_A$  – współczynnik wydajności przyrostu nityfikantów, g ChZT/g N,

$b_A$  – stała szybkości obumierania nityfikantów, d<sup>-1</sup>,

Tabela 3.10. Wykaz codziennych oznaczeń w trakcie szarży w teście X<sub>I</sub>

L.p.	Parametr	Jedn.	Ścieki oczyszczone		Osad nadmierny	Profil azotu (4 i 6 d szarży)
			mechanicznie	biologicznie		
1	ChZT	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	x	x	x	
2	ChZT <1,2 μm	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	x			
3	ChZT <0,1 μm	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	x	x		
4	N <sub>og</sub>	g N/m <sup>3</sup>	x	x	x	
5	N <sub>og</sub> <0,1 μm	g N/m <sup>3</sup>		x		
6	N-NH <sub>4</sub>	g N/m <sup>3</sup>	x	x		x
7	N-NO <sub>2</sub>	g N/m <sup>3</sup>		x		x
8	N-NO <sub>3</sub>	g N/m <sup>3</sup>		x		x
9	P <sub>og</sub>	g P/m <sup>3</sup>	x	x	x	
10	P-PO <sub>4</sub>	g P/m <sup>3</sup>		x		
11	zawiesiny ogólne	g sm/m <sup>3</sup>	x	x	x	
12	zawiesiny organiczne	g sm/m <sup>3</sup>	x	x	x	
13	zawiesiny mineralne	g sm/m <sup>3</sup>	x	x	x	

### 3.2.2. Badania profili stężenia tlenu i zanieczyszczeń w komorach

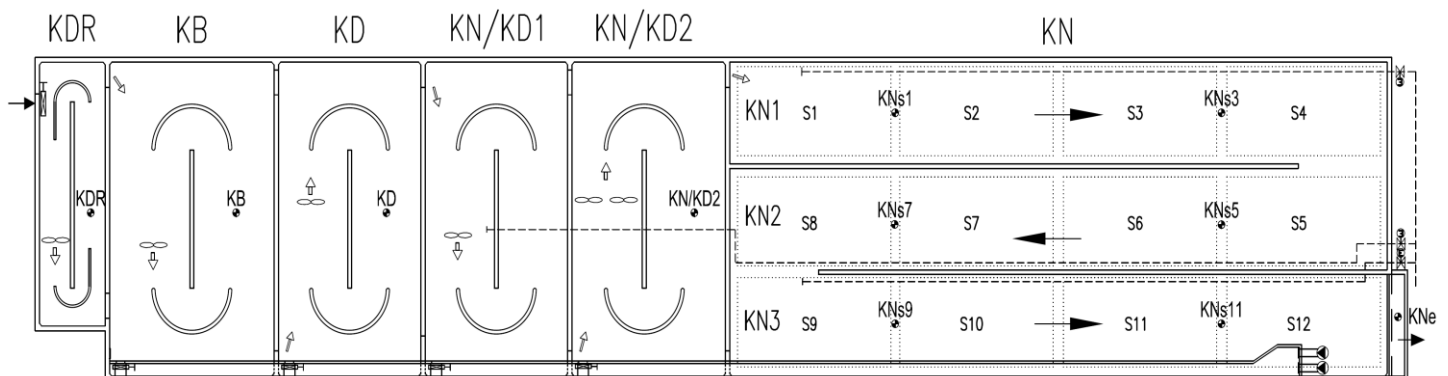
W ramach szarzy pomiarowej na WOŚ przeprowadzono badania profili stężenia tlenu i stężeń azotu amonowego i azotanowego oraz fosforu fosforanowego w komorach ciągu 1 reaktora F2/1. Podstawowe parametry wykorzystanych urządzeń pomiarowych i ich lokalizację zestawiono w tabeli 3.11. i pokazano na rys. 3.5.

W celu identyfikacji profilu stężenia tlenu na długości komory tlenowej wykorzystano 6 procesowych sond tlenowych Hach LDO (3 dodatkowe i 3 sterujące) zamontowanych odpowiednio w 1/4 i 3/4 długości każdej z 3 części komory nityfikacji (rys. 3.5. i tab. 3.11.).

W celu identyfikacji profilu stężenia azotu amonowego i azotanowego wykorzystano wskazania 5 sond jonoselektywnych AN-ISE i 2 sond Nitratx umieszczonych w różnych komorach oraz analizatora azotu amonowego Amtax umieszczonego na odpływie z KN (rys. 3.5. i tab. 3.11.).

W celu identyfikacji profilu stężenia fosforu fosforanowego wykorzystano wyniki oznaczeń w próbkach sączonych pobieranych z komór KB i KN/KD2 o każdej nieparzystej godzinie (12x/dobę) oraz wskazania analizatora Phosphax umieszczonego na odpływie z KN.

Dodatkowo, w celu kontroli i weryfikacji wskazań urządzeń pomiarowych w każdym punkcie pomiarowym raz na dobę pobierano próbkę sączoną, w której analitycznie oznaczano stężenia mierzonych parametrów.



Rys. 3.5. Rozmieszczenie punktów pomiarowych w ciągu 1 reaktora F2/1

Tabela 3.11. Charakterystyka urządzeń pomiarowych on-line

L.p.	Urządzenie	Mierzony parametr	Jednostka	Zakres pomiarowy	Dokładność pomiaru	Lokalizacja
1	Sonda Hach LDO (luminescencyjna)	O <sub>2</sub>	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0,01...20	±0,1..0,2 g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	KNs1, KNs3, KNs5, KNs7, KNs9, KNs11
2	Sonda kombinowana jonoselektywna Hach AN-ISE	N-NH <sub>4</sub>	g N/m <sup>3</sup>	0...100	± 5% wartości pomiaru ± 0,2 g N/m <sup>3</sup>	KDR, KB, KD, KNs1, KNs5
		N-NO <sub>3</sub>	g N/m <sup>3</sup>	0...100	± 5% wartości pomiaru ± 0,2 g N/m <sup>3</sup>	
3	Sonda Hach Nitratx	N-NO <sub>3</sub>	g N/m <sup>3</sup>	0,5...20	± 5% wartości pomiaru ± 0,5 g N/m <sup>3</sup>	KN/KD2, KNe
4	Analizator Hach Amtax	N-NH <sub>4</sub>	g N/m <sup>3</sup>	0...20	± 2% wartości pomiaru ± 0,02 g N/m <sup>3</sup>	KNe
5	Analizator Hach Phosphax	P-PO <sub>4</sub>	g P/m <sup>3</sup>	0,05..15	± 2% wartości pomiaru ± 0,05 g P/m <sup>3</sup>	KNe

### **3.2.3. *Badania właściwości osadu czynnego***

W ramach badań właściwości osadu czynnego przeprowadzono badania parametrów chemicznych oraz właściwości sedymentacyjnych, których metodykę opisano w kolejnych podrozdziałach.

#### *3.2.3.1. Badania parametrów chemicznych osadu czynnego*

Badania parametrów chemicznych osadu czynnego miały na celu wyznaczenie wartości stężeń osadu czynnego (z uwzględnieniem frakcji organicznych i mineralnych), ChZT osadu oraz zawartości azotu i fosforu w osadzie.

Badaniom poddano, pobierane raz na dobę, próbki chwilowe osadu czynnego z odpływu z komory nityfikacji oraz osadu recyrkulowanego z osadników.

Każdą próbkę osadu poddawano standardowej procedurze analitycznej:

1. odmierzoną objętość (20–50 cm<sup>3</sup>) próbki osadu filtrowano przez standardowy sączeek z włókna szklanego (średnica porów 1,2 μm) w celu oznaczenia stężenia osadu (organicznego i mineralnego).
2. miarodajną objętość próbki osadu poddawano homogenizacji z wykorzystaniem homogenizatora laboratoryjnego (czas 5 min., 10 000 obr/min), i w tak przygotowanej próbce oznaczano ChZT, azot ogólny i fosfor ogólny.
3. pozostałą objętość próbki osadu filtrowano przez sączeek z włókna szklanego (1,2 μm), a w zebranych przesączu oznaczano ChZT, azot ogólny i fosfor ogólny.
4. w celu wyznaczenia wartości parametru w osadzie, od wartości uzyskanej w próbce homogenizowanej odejmowano wartość uzyskaną w przesączu (wynik w g/m<sup>3</sup>). Następnie, przeliczano wynik w g/m<sup>3</sup> na g/g sm lub g/g smo, wykorzystując oznaczone stężenie osadu.

#### *3.2.3.2. Badania właściwości sedymentacyjnych osadu czynnego*

Badania miały na celu scharakteryzowanie właściwości sedymentacyjnych osadu czynnego poprzez wyznaczenie zależności prędkości sedymentacji strefowej osadu od stężenia osadu.

W tym celu przeprowadzono serię testów sedymentacji osadu o różnym stężeniu w kolumnach o pojemności 2 dm<sup>3</sup> i wysokości 50 cm, z zaznaczoną podziałką wyskalowaną w jednostkach długości. W badaniach wykorzystano próbki osadu o zróżnicowanym stężeniu, uzyskane poprzez odpowiednie rozcieńczenie wyjściowej próbki osadu recyrkulowanego ściekami oczyszczonymi.

Eksperyment przeprowadzano wlewając dobrze wymieszaną próbkę osadu o określonym stężeniu do kolumny, a następnie rejestrując zmiany wysokości warstwy sedymentującego osadu w czasie. Eksperyment prowadzono przez 120 minut.

Po krótkim czasie od rozpoczęcia eksperymentu obserwowano formowanie się wyraźnej warstwy sedymentującego osadu, opadającej początkowo ze stałą prędkością. Prędkość sedymentacji strefowej przy danym stężeniu osadu wyznaczano jako wartość tangensa kąta nachylenia liniowej (lub zlinearyzowanej) części wykresu wysokości warstwy osadu od czasu.

### 3.2.4. Badania kinetyczne osadu czynnego

W ramach badań kinetycznych osadu czynnego przeprowadzono badania szybkości zużycia tlenu, szybkości nityfikacji i denityfikacji oraz szybkości uwalniania i poboru fosforanów. Wciąż brak jest jednolitej, znormalizowanej metodyki prowadzenia tego rodzaju testów kinetycznych – przyjętą metodykę opisano w kolejnych podrozdziałach.

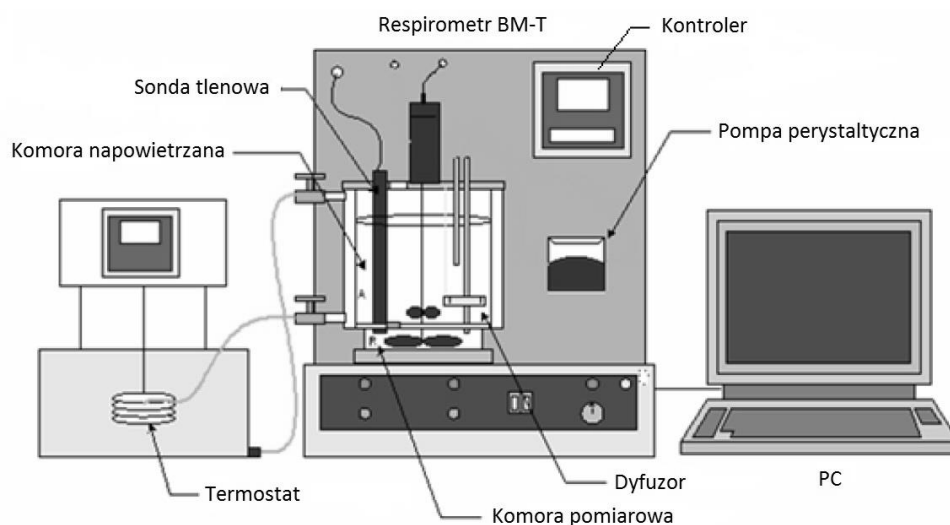
Badania kinetyczne (poza badaniami OUR) prowadzono w laboratoryjnych reaktorach wsadowych o odpowiedniej pojemności (2–5 dm<sup>3</sup>) umieszczonych w komorze termostaticznej (+3..+40 °C) w celu utrzymania stałej temperatury. Reaktory wyposażone były w mieszadła mechaniczne z regulacją prędkości obrotowej oraz, w zależności od warunków eksperymentu, układ napowietrzania drobnopęcherzykowego (pompka akwariowa z dyfuzorem ceramicznym) lub pływającą pokrywę ograniczającą transfer tlenu przez powierzchnię ścieków. Regulację warunków pracy reaktorów prowadzono zasadniczo ręcznie w oparciu o monitoring i rejestrację temperatury, pH i stężenia tlenu rozpuszczonego.

#### 3.2.4.1. Badania szybkości poboru tlenu

Badania szybkości poboru tlenu (OUR) przeprowadzono w dwóch wariantach:

1. testy OUR przy niskim początkowym stosunku substratu do biomasy  $S_0/X_0$ , miały na celu wyznaczenie szybkości zużycia tlenu przez osad czynny przy utlenianiu substratu łatwo- i wolnorozkładalnego oraz zawartości tych frakcji w ściekach mechanicznie oczyszczonych,
2. testy OUR przy wysokim początkowym stosunku substratu do biomasy  $S_0/X_0$  były próbą oszacowania zawartości frakcji bakterii heterotroficznych w ściekach.

W badaniach wykorzystano respirometr BM-T (rys. 3.6.), który składa się z termostowanego płaszczem wodnym reaktora o pojemności 1 dm<sup>3</sup>, podzielonego na komorę napowietrzania (górną) i komorę pomiarową (dół), i wyposażonego w system mieszania i napowietrzania. System sterowania w oparciu o pomiar stężenia tlenu rozpuszczonego pozwala na prowadzenie zautomatyzowanych cyklicznych pomiarów szybkości zużycia tlenu. Dokładny opis urządzenia dostępny jest na stronie producenta (Surcis).



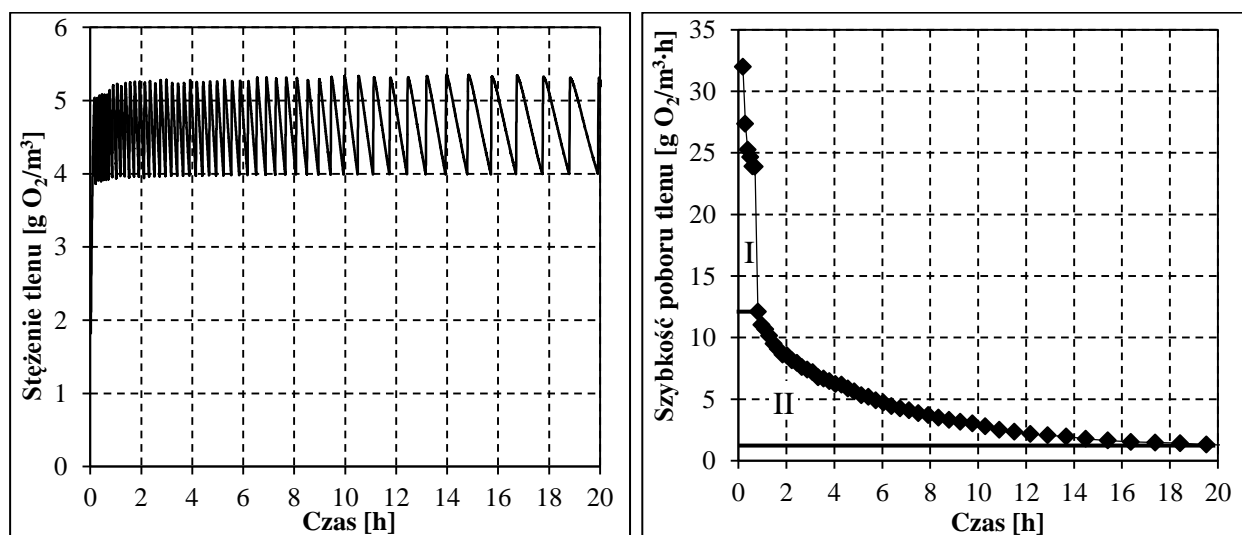
Rys. 3.6. Schemat respirometru BM-T

**Badania przy niskim początkowym stosunku substratu do biomasy  $S_0/X_0$**  prowadzono na osadzie czynnym pobranym z komór nityfikacji oczyszczalni ścieków, z której pochodziły ścieki mechanicznie oczyszczone poddawane badaniom. Przed testem, osad był napowietrzany przez minimum dobę, w celu uzyskania stanu oddychania endogennego. Przed rozpoczęciem testu do osadu dodawano inhibitor nityfikacji –  $10 \text{ mg/dm}^3$  N-alliotiomocznika, a następnie mierzono szybkość poboru tlenu przez osad w stanie oddychania endogennego.

Test wykonywano wg poniższej procedury (na podstawie):

- 1) przed rozpoczęciem testu oznaczano stężenie zawiesin organicznych w próbce osadu czynnego w stanie oddychania endogennego oraz ChZT próbki ścieków mechanicznie oczyszczonych,
- 2) w respirometrze w kontrolowanej temperaturze  $20^\circ\text{C}$  mieszano odmierzone wcześniej porcje osadu czynnego i ścieków w takiej proporcji, aby uzyskać objętość próbki zmieszanej równą  $1,0 \text{ dm}^3$ , przy  $S_0/X_0 = 0,1\text{--}0,3 \text{ g ChZT/g smo}$ ;
- 3) test rozpoczynano natychmiast po zmieszczeniu próbek, włączając system napowietrzania oraz automatyczną rejestrację danych pomiarowych;
- 4) test prowadzono jako cykliczny test szybkości poboru tlenu (stężenie tlenu w zakresie  $5\text{--}6 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ ), aż do ponownego uzyskania stanu oddychania endogennego;
- 5) w zadanych odstępach czasu ( $10\text{--}60$  minut) z reaktora pobierano próbki, które natychmiast filtrowano, a w przesączu oznaczano ChZT;
- 6) na koniec testu pobierano próbkę osadu, w której oznaczano stężenie zawiesin organicznych.

Cykliczny pomiar szybkości poboru tlenu charakteryzuje naprzemienne występowanie faz napowietrzania (wzrost stężenia tlenu) oraz faz pomiaru szybkości poboru tlenu. Wraz z wyczerpywaniem się substratu biodegradowalnego szybkość poboru tlenu się zmniejsza, co obrazowane jest przez mniejsze nachylenie kolejnych odcinków respirogramu (rys. 3.7. – lewa).



Rys. 3.7. Przebieg stężenia tlenu (lewa) oraz szybkości poboru tlenu (prawa) w czasie cyklicznego testu OUR przy niskim  $S_0/X_0$

Do poszczególnych odcinków respirogramu metodą regresji liniowej dopasowywano proste, których tangens kąta nachylenia jest równy szybkości poboru tlenu. Zaobserwowany podczas testu przebieg zmian szybkości poboru tlenu wraz z wyznaczonymi strefami odpowiadającymi

zużyciu substratu łatworozkładalnego (I), wolnorozkładalnego (II) oraz oddychaniu endogennemu przedstawiono na rysunku 3.7. (prawa).

Zużycie tlenu związane z utlenianiem poszczególnych frakcji związków organicznych wyznaczano całkując pola powierzchni poszczególnych stref respirogramu, a następnie przeliczano w celu wyznaczenia ChZT frakcji biodegradowalnych zgodnie z równaniem:

$$bChZT = \frac{ZO_2}{1-Y_H} \cdot \frac{V_S + V_{OS}}{V_S} \quad (3.6)$$

gdzie:

$bChZT$  – biodegradowalne ChZT, g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>

$ZO_2$  – wyznaczone zużycie tlenu, g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>

$Y_H$  – współczynnik wydajności przyrostu heterotrofów, g ChZT/g ChZT

$V_S$  – objętość ścieków użyta do testu, dm<sup>3</sup>

$V_{OS}$  – objętość osadu czynnego użyta do testu, dm<sup>3</sup>

**Badania przy wysokim początkowym stosunku substratu do biomasy  $S_0/X_0$**  prowadzono na ściekach mechanicznie oczyszczonych bez dodatku osadu czynnego zgodnie z metodyką zaproponowaną przez Wentzel i in. (1995).

Eksperyment prowadzono jako cykliczny test OUR (utrzymując stężenie tlenu w zakresie 5–6 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>) przez 10–20 godzin, po wprowadzeniu porcji (1 dm<sup>3</sup>) ścieków mechanicznie oczyszczonych do respirometru w kontrolowanej temperaturze 20°C.

Na początku testu, z uwagi na dużą dostępność substratu łatworozkładalnego, obserwuje się wykładniczy wzrost szybkości poboru tlenu związany z fazą wykładniczego wzrostu heterotrofów zawartych w ściekach, a następnie gwałtowny spadek OUR po wyczerpaniu substratu (por. rys. 3.8.). Obserwowana zależność szybkości poboru tlenu od czasu, wg modeli ASM, po obustronnym zlogarytmowaniu wyrażona równaniem:

$$\ln(OUR_t) = \frac{(\mu_H - b_H)}{24} \cdot t + \ln \left[ \frac{\mu_H \cdot (1 - Y_H) \cdot X_{H,0}}{24 \cdot Y_H} \right] \quad (3.7)$$

gdzie:

$OUR_t$  – szybkość poboru tlenu w chwili  $t$ , g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>h

$\mu_H$  – stała szybkości przyrostu heterotrofów, d<sup>-1</sup>

$b_H$  – stała szybkości obumierania heterotrofów, d<sup>-1</sup>

$X_{H,0}$  – początkowe stężenie heterotrofów, g ChZT/m<sup>3</sup>

$Y_H$  – współczynnik wydajności przyrostu heterotrofów, g ChZT/g ChZT

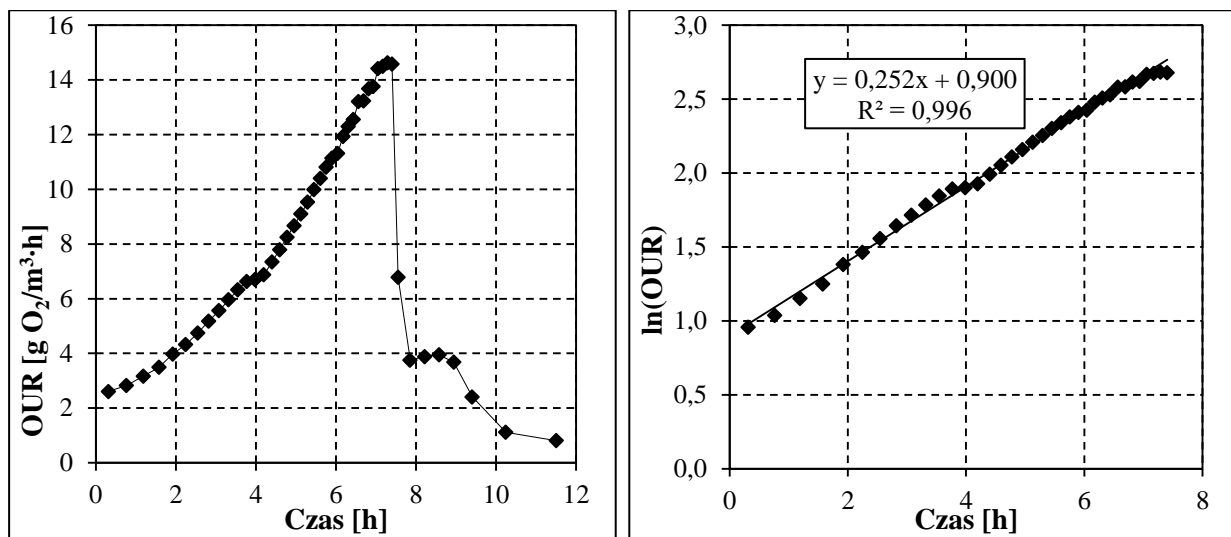
jest funkcją liniową postaci:  $y(t) = a \cdot t + b$  (por. rys. 3.8.), której:

$$\text{współczynnik kierunkowy} \quad a = (\mu_H - b_H) / 24 \quad (3.8)$$

$$\text{natomiast wyraz wolny:} \quad b = \ln \left[ \frac{\mu_H \cdot (1 - Y_H) \cdot X_{H,0}}{24 \cdot Y_H} \right] \quad (3.9)$$

Zatem początkowe stężenie heterotrofów w ściekach można oszacować jako:

$$X_{H,0} = \frac{24 \cdot e^b}{(24 \cdot a + b_H)(1 - Y_H) / Y_H} \quad (3.10)$$



Rys. 3.8. Przebieg OUR (lewa) oraz  $\ln(\text{OUR})$  (prawa) w czasie cyklicznego testu OUR przy wysokim  $S_0/X_0$

### 3.2.4.2. Badania szybkości nityfikacji

Badania szybkości nityfikacji miały na celu wyznaczenie wartości maksymalnej stałej szybkości przyrostu nityfikantów w temperaturze 10 i 20 °C, wg metodyki testu porcjowego przy wysokim stosunku substratu do biomasy  $S_0/X_0$  zaproponowanej przez Melcera i in. (2003).

Metoda ta polega na estymacji parametru  $\mu_{A, \max}$  na podstawie wykładniczego wzrostu stężenia  $N\text{-NO}_x$  (sumy azotu azotynowego i azotanowego) w czasie, obserwowanego w laboratoryjnym reaktorze wsadowym wypełnionym ściekami oczyszczonymi zaszczerpionymi niewielką ilością osadu czynnego, po dodaniu dużej dawki azotu amonowego, co skutkuje wykładniczym wzrostem nityfikantów.

Główną zaletą tej metody, w porównaniu do klasycznej metody przy niskim stosunku  $S_0/X_0$ , jest brak konieczności określenia początkowego stężenia nityfikantów w teście, co w przypadku osadu czynnego z oczyszczalni ścieków jest praktycznie niemożliwe z uwagi na niepewność danych pomiarowych. Z tego względu, w przypadku metody klasycznej, zalecana jest eksploatacja laboratoryjnego układu osadu czynnego przez okres około dwóch miesięcy, w celu wyznaczenia początkowego stężenia nityfikantów.

Test wykonywano wg poniższej procedury:

- 1) porcję ścieków oczyszczonych, w reaktorze w kontrolowanej temperaturze (10 lub 20 °C), zaszczerpiano niewielką ilością osadu czynnego z komory nityfikacji, aby uzyskać całkowitą objętość próbki zmieszanej równą 3,0 dm<sup>3</sup>, przy stężeniu zawiesin organicznych w granicach 30–35 g smo/m<sup>3</sup>;
- 2) test rozpoczynano dawkując odpowiednią ilość chlorku amonu tak, aby uzyskać początkowe stężenie azotu amonowego ~120 g N/m<sup>3</sup>;
- 3) test prowadzono przez 4–8 dni, w zadanych odstępach czasu (4–5 godzin) 4 razy na dobę pobierając z reaktora próbki, które natychmiast filtrowano, a w przesączu oznaczano stężenia  $N\text{-NH}_4$ ,  $N\text{-NO}_2$ , oraz  $N\text{-NO}_3$ ;

- 4) w trakcie testu kontrolowano stężenie tlenu ( $>4,0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) sterując napowietrzaniem za pomocą wyłączników czasowych, których ustawienia modyfikowano w trakcie testu z uwagi na wzrastającą szybkość zużycia tlenu;
- 5) pH w reaktorze utrzymywano w granicach 7,2–8,0, dozując 0,5–1,0 g wodorowęglanu potasu, jeżeli w wyniku przebiegającej nityfikacji pH obniżało się do wartości 7,2;
- 6) na końcu testu pobierano próbkę osadu, w której oznaczano stężenie zawiesin organicznych.

Wynik testu, czyli przebieg stężenia N-NO<sub>x</sub> w czasie, opisany jest równaniem:

$$S_{NOx,t} = S_{NOx,0} + \frac{\mu_A \cdot X_{A,0}}{Y_A \cdot (\mu_A - b_A)} \cdot [e^{(\mu_A - b_A)t} - 1] \quad (3.11)$$

gdzie:

$S_{NOx,t}$  – stężenie utlenionego azotu po czasie t, g N/m<sup>3</sup>

$S_{NOx,0}$  – początkowe stężenie utlenionego azotu, g N/m<sup>3</sup>

$X_{A,0}$  – początkowe stężenie nityfikantów, g ChZT/m<sup>3</sup>

$Y_A$  – współczynnik wydajności przyrostu nityfikantów, g ChZT/g N

$\mu_A$  – stała szybkości przyrostu nityfikantów, d<sup>-1</sup>

$b_A$  – stała szybkości obumierania nityfikantów, d<sup>-1</sup>

Z uwagi na nieliniowy charakter powyższej zależności, w celu estymacji wartości parametrów zapewniających optymalne dopasowanie równania 3.11. do wyników testu, zastosowano metodę regresji nieliniowej dostępną w dodatku Solver w programie Microsoft Excel. Metoda umożliwia wyznaczenie wartości  $S_{NOx,0}$ ,  $X_{A,0}$ , oraz różnicy  $\mu_A - b_A$ , przy założeniu wartości  $Y_A$ , przy czym wartość  $Y_A$  ma wpływ tylko na wyznaczenie początkowego stężenia nityfikantów w teście. Dodatkowo, po założeniu (wyznaczeniu) wartości  $b_A$ , możliwe jest bezpośrednie wyznaczenie wartości  $\mu_A$ .

W celu określenia wartości maksymalnej stałej szybkości przyrostu nityfikantów  $\mu_{A,max}$ , wartość  $\mu_A$  estymowaną na podstawie równania 3.11. korygowano, z uwagi na średnie stężenie tlenu w trakcie testu  $S_{O_2}$ , za pomocą równania 3.12., przyjmując stałą nasycenia tlenu dla nityfikantów  $K_{O,A} = 0,5 \text{ g O}_2/\text{m}^3$  (wartość domyślna modelu ASM 2d).

$$\mu_{A,max} = \mu_A \left/ \frac{S_{O_2}}{K_{O,A} + S_{O_2}} \right. \quad (3.12)$$

### 3.2.4.3. Badania szybkości denityfikacji

Badania szybkości denityfikacji miały na celu wyznaczenie szybkości zużycia azotanów (NUR) przez osad czynny przy utlenianiu substratu łatwo- i wolnorozkładalnego oraz zawartości tych frakcji w ściekach mechanicznie oczyszczonych.

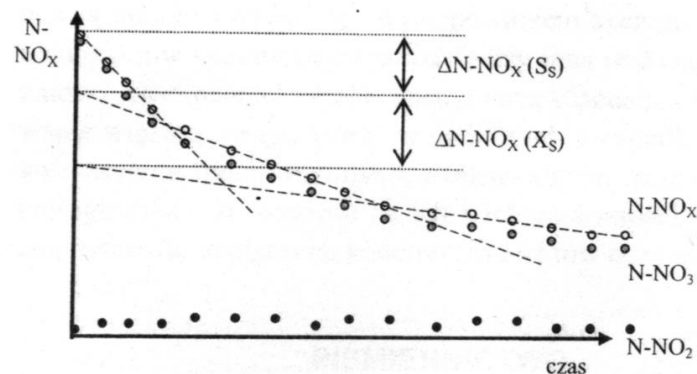
Testy NUR prowadzono przy niskim początkowym stosunku substratu do biomasy  $S_0/X_0$ , równoległe z analogicznymi testami OUR (pkt. 3.2.4.1). Testy prowadzono na osadzie czynnym pobranym z komór nityfikacji oczyszczalni ścieków, z której pochodziły ścieki mechanicznie oczyszczone poddawane badaniom. Przed testem, osad był napowietrzany przez minimum dobę, w celu uzyskania stanu oddychania endogennego.

Test wykonywano wg poniższej procedury (na podstawie Naidoo i in. (1998)):

- 1) przed rozpoczęciem testu oznaczano stężenie zawiesin organicznych w próbce osadu czynnego w stanie oddychania endogennego oraz ChZT próbki ścieków mechanicznie oczyszczonych,
- 2) w reaktorze wsadowym w kontrolowanej temperaturze 20 °C mieszano odmierzono wcześniej porcje osadu czynnego (uprzednio odtlenionego) i ścieków w takiej proporcji, aby uzyskać objętość próbki zmieszanej równą 3,0 dm<sup>3</sup>, przy  $S_0/X_0 = 0,1-0,3$  g ChZT/g smo, reaktor przykrywano, aby zminimalizować transfer tlenu przez powierzchnię ścieków;
- 3) test rozpoczynano natychmiast po zmieszaniu próbek, dawkując odpowiednią ilość azotanu potasu tak, aby uzyskać początkowe stężenie azotu azotanowego równe 40–50 g N/m<sup>3</sup>;
- 4) test prowadzono przez 6–6,5 godziny, w zadanych odstępach czasu (5–60 minut) pobierając z reaktora próbki, które natychmiast filtrowano, a w przesączu oznaczano ChZT i stężenia N–NO<sub>3</sub>, N–NO<sub>2</sub> oraz P–PO<sub>4</sub>;
- 5) na koniec testu pobierano próbkę osadu, w której oznaczano stężenie zawiesin organicznych.

Uzyskane wyniki nanoszono na wykres, przy czym interpretacja przebiegu testu powinna bazować na stężeniu sumy azotu azotanowego i azotynowego (który może się akumulować w warunkach testu wsadowego) wyznaczanym jako  $N-NO_x = N-NO_3 + 0,6 \cdot N-NO_2$  (redukcja 1 g N–NO<sub>2</sub> wymaga takiej samej ilości elektronów jak redukcja 0,6 g N–NO<sub>3</sub>)

Przy odpowiednim doborze stosunku  $S_0/X_0$  oraz czasu trwania testu można zaobserwować trzy fazy o zróżnicowanych szybkościach denitryfikacji (wyznaczanych metodą regresji liniowej), związane kolejno z utlenianiem substratu łatwo- i wolnorozkładalnego oraz oddychaniem endogennym (rys. 3.9.).



Rys. 3.9. Wyznaczanie frakcji biodegradowalnych ChZT w warunkach anoksykacyjnych

Wyznaczone zużycie N–NO<sub>x</sub> związane z utlenianiem poszczególnych frakcji związków organicznych, przeliczano w celu wyznaczenia ChZT frakcji biodegradowalnych zgodnie z równaniem:

$$bChZT = \frac{2,86 \cdot \Delta N-NO_x \cdot (V_s + V_{os})}{1 - Y_H \cdot V_s} \quad (3.13)$$

gdzie:

$bChZT$  – biodegradowalne ChZT, g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>

2,86 – współczynnik przeliczeniowy, g O<sub>2</sub>/g N

$\Delta N-NO_x$  – wyznaczone zużycie N–NO<sub>x</sub>, g N/m<sup>3</sup>

$Y_H$  – współczynnik wydajności przyrostu heterotrofów, g ChZT/g ChZT

$V_s$  – objętość ścieków użyta do testu, dm<sup>3</sup>

$V_{os}$  – objętość osadu czynnego użyta do testu, dm<sup>3</sup>

*3.2.4.4. Badania szybkości uwalniania i poboru fosforanów*

Badania szybkości uwalniania i poboru fosforanów miały na celu dostarczenie danych dotyczących stechiometrii i kinetyki procesu wzmożonej biologicznej defosfatacji, które zostały wykorzystane przy kalibracji modelu osadu czynnego WOŚ.

Badania prowadzono w reaktorach wsadowych na osadzie czynnym pobranym z odpływu komory nitrifikacji. Test podzielony był na dwie części:

1. w pierwszej badano przebieg uwalniania fosforanów z komórek bakterii PAO w warunkach beztlenowych, a bezpośrednio po jej zakończeniu,
2. w drugiej badano przebieg akumulacji fosforanów przez bakterii PAO równolegle w warunkach tlenowych i anoksydacyjnych.

Test wykonywano wg poniższej procedury (na podstawie Neethling i in. (2005)):

1. porcję 5 dm<sup>3</sup> osadu czynnego o znanym stężeniu umieszczano w reaktorze w kontrolowanej temperaturze 20 °C; reaktor przykrywano, aby zminimalizować transfer tlenu przez powierzchnię ścieków;
2. przed rozpoczęciem testu osad był stale mieszany do osiągnięcia stężenia tlenu rozpuszczonego <0,1 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>;
3. bezpośrednio przed rozpoczęciem testu pobierano próbkę „0”, w przesączu której oznaczano ChZT i stężenia P-PO<sub>4</sub> oraz N-NO<sub>3</sub>;
4. fazę beztlenową testu rozpoczynano dawkując odpowiednią ilość octanu sodu, aby uzyskać początkowe stężenie LKT równe 150 g octanu/m<sup>3</sup>;
5. fazę beztlenową prowadzono przez 2,5–3 godzin, w zadanych odstępach czasu (5–30 min.) pobierając z reaktora próbki, które natychmiast filtrowano, a w przesączu oznaczano ChZT i stężenie P-PO<sub>4</sub> (w pierwszej i ostatniej dodatkowo stężenia LKT i N-NO<sub>3</sub>);
6. po zakończeniu fazy beztlenowej pobierano próbkę osadu, w której oznaczano stężenie zawiesin organicznych, a osad rozdzielano na dwie porcje po 2 dm<sup>3</sup> i umieszczano w dwóch mniejszych reaktorach;
7. w reaktorze 1. napowietrzonym przez 3,5 godziny badano pobór fosforanów w warunkach tlenowych, w zadanych odstępach czasu (5–30 min.) pobierając z reaktora próbki, które natychmiast filtrowano, a w przesączu oznaczano ChZT i stężenie P-PO<sub>4</sub>;
8. w reaktorze 2. nienapowietrzonym, po dodaniu azotanu potasu w dawce 30–35 g N/m<sup>3</sup>, przez 3,5 godziny badano pobór fosforanów w warunkach anoksydacyjnych, w zadanych odstępach czasu (5–30 min.) pobierając z reaktora próbki, które natychmiast filtrowano, a w przesączu oznaczano ChZT i stężenia P-PO<sub>4</sub>, N-NO<sub>3</sub> i N-NO<sub>2</sub>;
9. na końcu pobierano próbki osadu po fazie tlenowej i anoksydacyjnej, w których oznaczano stężenie zawiesin organicznych.

Na podstawie uzyskanych wyników wyznaczano szybkości uwalniania i poboru fosforanów, a także współczynnik zmniejszający szybkość w warunkach anoksydacyjnych.

### 3.2.5. Zakres i metodyka oznaczeń analitycznych

Zakres i metodykę oznaczeń analitycznych wykorzystywanych w trakcie badań zestawiono w tabeli 3.12.

Przed wykonaniem oznaczeń w próbkach niesączonych ścieków i osadów, miarodajną objętość próbki poddawano homogenizacji z wykorzystaniem homogenizatora laboratoryjnego (czas 5 min., 10 000 obr/min), i w tak przygotowanej próbce wykonywano założone oznaczenia (po ewentualnym rozcieńczeniu).

Do filtracji próbek wykorzystywano filtry z włókna szklanego o nominalnej średnicy porów 1,2  $\mu\text{m}$  (zamienniki Whatman GF/C), jak również filtry membranowe o nominalnej średnicy porów 0,45 i 0,1  $\mu\text{m}$  z membraną PES (polietersulfon), z której nie następuje wymywanie związków organicznych do filtratu

Tabela 3.12. Wykaz zakresu i metodyki oznaczeń analitycznych

Parametr	Metodyka / Nr normy		
BZT <sub>5</sub>	Hach-Lange	LCK555	4-1650 g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>
	Zestaw manometryczny WTW OxiTop Control		
LKT	Hach-Lange	LCK365	50-2500 g Ac/m <sup>3</sup>
	Metoda chromatografii gazowej – laboratorium Aquanet		
ChZT		LCK414	5-60 g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>
	Hach-Lange	LCK314	15-150 g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>
		LCI400	0-1000 g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>
		LCK514	100-2000 g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>
Azot ogólny	Hach-Lange	LCK138	1-16 g N/m <sup>3</sup>
		LCK238	5-40 g N/m <sup>3</sup>
		LCK338	20-100 g N/m <sup>3</sup>
Azot amonowy	Hach-Lange	LCK304	0,015-2,0 g N/m <sup>3</sup>
		LCK305	1-12 g N/m <sup>3</sup>
		LCK303	2-47 g N/m <sup>3</sup>
Azot azotynowy	Hach-Lange	LCK341	0,015-0,6 g N/m <sup>3</sup>
		LCK342	0,6-6 g N/m <sup>3</sup>
Azot azotanowy	Hach-Lange	LCK339	0,23-13,5 g N/m <sup>3</sup>
		LCK340	5-35 g N/m <sup>3</sup>
Fosfor ogólny i fosforanowy	Hach-Lange	LCK349	0,05-1,5 g P/m <sup>3</sup>
		LCK348	0,5-5 g P/m <sup>3</sup>
		LCK350	2-20 g P/m <sup>3</sup>
Magnez	Hach-Lange	LCK326	0,5-50 g Mg/m <sup>3</sup>
Potas	Hach-Lange	LCK328	8-50 g K/m <sup>3</sup>
Chlorki	Hach-Lange	LCK311	1-1000 g Cl/m <sup>3</sup>
Zawiesiny ogólne, mineralne i organiczne	PN-EN 872 2007 + Ap1:2007		
Zasadowość	PN-90/C-04576/07		
pH Temperatura Tlen rozpuszczony	WTW Multi 350i + MPP 350 Hach HQ 40d + IntelliCal pH + IntelliCal LDO		

## 3.2.5.1. Metoda oznaczania LKT

Powszechnie zalecaną metodą oznaczania LKT w ściekach jest specjalistyczna, a przez to kosztowna i trudno dostępna, chromatografia gazowa (koszt ~200 zł netto/próbkę), choć w Polsce stosuje się również mało dokładną metodę destylacyjną.

Dostępne są także komercyjne proste i tanie testy kuwetowe (koszt ~15 zł netto/próbkę) pozwalające oznaczać LKT nawet w warunkach polowych np. test LCK365 firmy Hach-Lange (50–2500 g Ac/m<sup>3</sup>), generalnie przeznaczone do oznaczeń w cieczy osadowej z WKF.

Aby sprawdzić, czy metoda ta nadaje się również do oznaczania stosunkowo niskich stężeń LKT w ściekach, przeprowadzono badania weryfikacyjne na roztworach wzorcowych octanu sodu (tabela 3.13) oraz próbkach ścieków mechanicznie oczyszczonych z dodatkiem wzorca octanu sodu (tabela 3.14). Wyniki porównano również do wyników otrzymanych metodą chromatografii gazowej.

Stężenie LKT przeliczano na ChZT frakcji S<sub>A</sub>, przyjmując przelicznik 1,067 g ChZT/g Ac.

Tabela 3.13. Wyniki oznaczeń LKT i ChZT w roztworach wzorcowych octanu sodu

L.p.	LKT, g Ac/m <sup>3</sup> (test kuwetowy)			ChZT, g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>		
	Stężenie wzorca	Wynik oznaczenia	Różnica	Teoretyczne wzorca	Wynik oznaczenia	Różnica
1	0	21,5	21,5	0,0	0,5	0,5
2	50	72,5	22,5	53,3	57,8	4,5
3	100	124	24	107	107	0,4
4	150	174	24	160	161	1,1

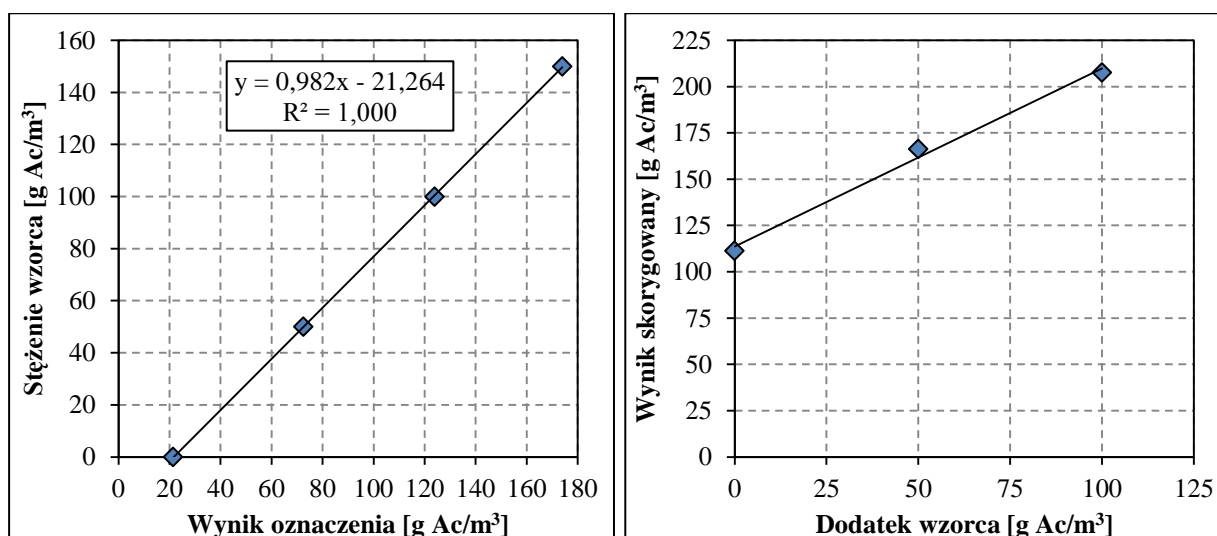
Tabela 3.14. Wyniki oznaczeń LKT i ChZT w próbkach ścieków z dodatkiem wzorca octanu sodu

L.p.	Próbka	LKT, g Ac/m <sup>3</sup> (test kuwetowy)				ChZT, g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>			
		Dodatek wzorca	Wynik		Różnica (w <sub>n</sub> -w <sub>1</sub> )	Teoretyczne		Wynik oznaczenia w <sub>n</sub>	Różnica (w <sub>n</sub> -w <sub>1</sub> )
			oznaczenia	skorygowany w <sub>n</sub>		dodatku wzorca	próbki		
1	Ścieki	0	135	111	-	0,0	-	269	-
2	Ścieki +50	50	191	166	56	53,3	322	320	51
3	Ścieki +100	100	233	208	98	106,6	376	370	101

Na podstawie badań weryfikacyjnych stwierdzono, że testy kuwetowe LCK365 zawyżają oznaczane stężenia LKT, przy czym błąd ten ma charakter systematyczny, dzięki czemu możliwe było wyznaczenie równania, wg którego korygowano wyniki oznaczeń LKT (rys. 3.10.):

$$LKT_{skorygowane} = 0,982 \cdot LKT_{oznaczone} - 21,264 \quad (3.14)$$

Skorygowane wyniki oznaczeń LKT testem LCK365 porównano z wynikami oznaczeń wykonanych metodą chromatografii gazowej przez zewnętrzne laboratorium. Średnia różnica, na podstawie 9 kolejnych dobowych próbek zlewanych ścieków mechanicznie oczyszczonych z WOŚ, nie przekraczała 10%, co uznano za wynik satysfakcjonujący.



Rys. 3.10. Wyznaczenie równania korygującego wyniki oznaczeń LKT (lewa) oraz weryfikacja w próbkach ścieków (prawa)

### 3.2.5.2. Metoda oznaczanie zawiesin ogólnych, organicznych i mineralnych

Tradycyjnie stężenie zawiesin wyznacza się metodą pośrednią, obliczając różnicę pomiędzy oznaczanymi analitycznie stężeniami suchej pozostałości i substancji rozpuszczonych. Po spaleniu obu próbek w temperaturze 550 °C możliwe jest również obliczenie stężeń zawiesin organicznych i mineralnych.

Alternatywą jest metoda bezpośrednia oznaczania stężenia zawiesin na sączkach z włókna szklanego o średnicy porów 1,2 μm (zamiennikach Whatman GF/C), opisana w normie PN-EN 872 2007 + Ap1:2007. Metoda zakłada przefiltrowanie, przez uprzednio zważony sączek, określonej objętości próbki, a następnie wody destylowanej w celu wymycia substancji rozpuszczonych. Sączek, wraz z zatrzymanymi na nim zawiesinami, jest następnie suszony i ponownie ważony, w celu określenia masy zawiesin i obliczenia ich stężenia w pierwotnej próbce.

Metoda bezpośrednia jest zdecydowanie szybsza i mniej pracochłonna niż metoda klasyczna, gdyż wymaga przetwarzania tylko pojedynczej próbki, a ponadto eliminuje etap odparowania próbki. Natomiast sam sączek umieszcza się na aluminiowych tackach, zdecydowanie mniejszych i lżejszych niż typowe parownice czy krystalizatory.

Norma PN-EN 872 nie przewiduje jednak oznaczenia stężenia zawiesin mineralnych i organicznych, choć analogiczna metoda oznaczania zawiesin wg Standard Methods podaje sposób ich oznaczenia (wykorzystuje jednak inny typ sączka, o średnicy porów 1,5 μm).

Postanowiono zweryfikować, czy metoda bezpośrednia zgodna z normą PN-EN 872 może zostać rozszerzona o oznaczenia frakcji organicznych i mineralnych zawiesin.

W tym celu, w trzech powtórzeniach, przeprowadzono założoną standardową procedurę oznaczenia zawiesin (w tym frakcji organicznej i mineralnej), przy czym zamiast próbki ścieków przefiltrowano próbkę 100 cm<sup>3</sup> wody destylowanej, aby sprawdzić zachowanie sączków przy spalaniu w temperaturze 550 °C (tabela 3.15). Weryfikację powtórzono również dla innych partii sączków nie notując istotnych różnic.

Tabela 3.15. Wyniki badań weryfikacyjnych sączków z włókna szklanego

Powtórzenie (sączek)	Waga sączka wraz z aluminiową tacką, g			Ubytek masy sączka po przefiltrowaniu 100 cm <sup>3</sup> wody destylowanej i suszeniu w 105 °C, g	Ubytek masy sączka po spaleniu w 550 °C, g	
	nowy	po przemyciu i suszeniu	po spaleniu		względem wagi po suszeniu	względem wagi pocz.
1	1,2735	1,2733	1,2726	0,0002	0,0007	0,0009
2	1,3120	1,3118	1,3111	0,0002	0,0007	0,0009
3	1,2898	1,2896	1,2889	0,0002	0,0007	0,0009
			<b>Średnia</b>	<b>0,0002</b>	<b>0,0007</b>	<b>0,0009</b>

Stwierdzono, że ubytek masy sączka po przefiltrowaniu próbki i wysuszeniu w 105 °C wynosi średnio 0,2 mg, natomiast dalszy ubytek masy sączka po spaleniu w temperaturze 550 °C, wynosi średnio 0,7 mg (łącznie 0,9 mg względem nowego sączka). Z uwagi na systematyczny i spójny charakter ubytków, przyjęto, że metoda może zostać zastosowana w praktyce laboratoryjnej do wyznaczania stężenia zawiesin w ściekach oraz osadzie czynnym. Wyznaczone wartości ubytków przyjęto jako wartości korygujące w obliczeniach stężenia zawiesin ogólnych, mineralnych i organicznych, wyznaczanych zgodnie z powyższą normą.

---

## DEFINICJA PROJEKTU

Pierwszy etap protokołu IWA zakłada wypracowanie i uzgodnienie jednoznacznie zdefiniowanego celu i zakresu projektu wraz z odpowiednim harmonogramem realizacji i budżetem (por. pkt. 2.4.1.), ale zaleca również dopuszczenie możliwości modyfikacji powyższych założeń początkowych, co okazało się niezwykle istotne przy realizacji projektu, do którego odnosi się niniejsza praca.

Wyjściowy, zawarty w umowie, cel projektu zakładał optymalizację pracy systemu napowietrzania istniejących (starych) reaktorów biologicznych pod kątem minimalizacji kosztów napowietrzania WOŚ, której kluczowym elementem była analiza symulacyjna alternatywnych algorytmów sterowania stężeniem tlenu.

Umowa zawarta pomiędzy MPWiK S.A. we Wrocławiu, a zespołem Politechniki Wrocławskiej oprócz standardowych zapisów zawierała szczegółowy harmonogram zadaniowo-finansowy określający zakres zadań po stronie wykonawcy (zaplanowanie i wykonanie badań oraz opracowanie i interpretacja ich wyników, wsparcie merytoryczne przy wdrażaniu wyników projektu) i zamawiającego (umożliwienie dostępu do obiektu i prowadzenia badań, zapewnienie typowych warunków eksploatacyjnych, praktyczne testy i wdrożenie zaproponowanych rozwiązań).

W trakcie realizacji projektu, z uwagi na zidentyfikowaną niezadawalającą jakość danych eksploatacyjnych (por. pkt. 5.1.) oraz brak możliwości zapewnienia typowych warunków pracy (niezbędnych do prawidłowej kalibracji modelu), w wyniku przedłużającej się rozbudowy i modernizacji WOŚ oraz remontu doprowadzającego ścieki kolektora „Odra”, zdecydowano o wdrożeniu działań korygujących oraz przesunięciu terminów realizacji poszczególnych zadań.

Brak długiego okresu stabilnych warunków pracy WOŚ, spowodował również konieczność zastosowania nietypowej, oryginalnej procedury kalibracji modelu układu osadu czynnego (por. pkt. 7.1.1.), która jednakże pozwoliła na sprawdzenie zachowania i przewidywań modelu w szerokim zakresie warunków eksploatacyjnych.

Niewystarczający zakres modernizacji starych reaktorów biologicznych, skutkujący problemami z utrzymaniem wymaganej jakości odpływu (w zakresie azotu ogólnego), przyczynił się do podjęcia decyzji o modyfikacji celu i rozszerzeniu zakresu badań symulacyjnych (por. pkt. 8.1.).

Punkt ciężkości rozpatrywanych strategii sterowania przesunął się więc w stronę poprawy sprawności oczyszczania (usuwania azotu) nawet za cenę wzrostu kosztów eksploatacji.

W konsekwencji wprowadzonych zmian, okres realizacji projektu początkowo zaplanowany na 43 miesiące (1.06.2010 do 31.12.2013 r.) został wydłużony o 18 miesięcy, co nie spowodowało jednak konieczności zwiększenia budżetu projektu.

Należy przy tym podkreślić, że podjęte decyzje przełożyły się na znaczącą poprawę jakości zebranych danych eksploatacyjnych, w konsekwencji lepszą kalibrację i walidację modelu, a tym samym większą wiarygodność jego przewidywań. Sprawily również, że cel i zakres projektu był bardziej adekwatny do zmienionej sytuacji po zakończeniu rozbudowy WOŚ, dzięki czemu jego rezultaty w większym stopniu odpowiadały potrzebom zamawiającego.

Zdaniem autora, badawczo–wdrożeńowy charakter projektów symulacyjnych, przy typowej i nieuniknionej niepewności dotyczącej dostępności i jakości danych wejściowych z rzeczywistego obiektu w pełnej skali technicznej, oznacza, że dla pomyślnego zakończenia projektu, konieczne jest zazwyczaj przyjęcie elastycznego podejścia do jego realizacji, zarówno ze strony zamawiającego, jak i wykonawcy.

Sposób realizacji projektu powinien dopuszczać, za zgodą obu stron, możliwość pewnej modyfikacji zarówno celu, zakresu, jak i harmonogramu oraz budżetu projektu, w miarę postępu prac i napotykanym przeszkód. Podejście to może być jednak niechętnie akceptowane, gdyż jest trudne do ujęcia w standardowych zapisach umownych, a ponadto zwiększa ryzyko przekroczenia harmonogramu i budżetu projektu, co jest niekorzystne dla obu stron umowy. Pewnym rozwiązaniem może być założone z góry etapowanie projektu, choćby wg etapów protokołu IWA, w którym realizacją kolejnego etapu uzależniona jest od obustronnego pozytywnego zatwierdzenia etapu wcześniejszego.

---

## ZBIERANIE I WERYFIKACJA DANYCH

Drugi etap protokołu IWA ma na celu zebranie, analizę i ocenę oraz ewentualną korektę zbiorów danych wykorzystywanych w projekcie symulacyjnym – obejmujących zarówno dane wejściowe do modelu (dane projektowe, procesowe i dotyczące obciążenia OŚ), parametry kinetyczne i stechiometryczne modelu, ale również dane dotyczące działania OŚ wykorzystywane do oceny prawidłowości przewidywań modelu (por. pkt. 2.4.2).

### 5.1. Wstępna analiza danych eksploatacyjnych

Wstępny etap zbierania i weryfikacji danych miał na celu analizę danych eksploatacyjnych WOŚ pod kątem ich kompletności, poprawności i identyfikacji zmienności oraz możliwości późniejszego wykorzystania do kalibracji modelu i optymalizacji pracy obiektu, biorąc pod uwagę ich spójność wewnętrzną (związaną np. z przesłankami teoretycznymi i fizycznymi prawami rządzącymi procesem) oraz statystyczną poprawność, w celu eliminacji wartości ewidentnie błędnych i odstających oraz identyfikacji niesprawnych urządzeń pomiarowych.

Analizie poddano dane laboratoryjne z okresu styczeń 2007 – marzec 2010 oraz wskazania wybranych urządzeń pomiarowych z okresu listopad 2008 – czerwiec 2010.

W analizie danych wykorzystano następujące wyniki analiz laboratoryjnych ścieków surowych oraz oczyszczonych mechanicznie i biologicznie:

- BZT<sub>5</sub> oraz ChZT,
- azot ogólny, organiczny, amonowy i azotanowy,
- fosfor ogólny, organiczny i fosforanowy,
- zawiesiny ogólne, mineralne i lotne,
- zasadowość ogólna,

a także stężenia suchej masy osadu oznaczane w KN i osadzie nadmiernym.

Ponadto, analizie poddano wskazania urządzeń pomiarowych on-line mierzących:

- natężenie przepływu ścieków oczyszczonych,
- natężenia przepływu osadu nadmiernego i recykulowanego oraz recykulacji azotanów,
- natężenia przepływu powietrza do komór KD/KN i KN,
- stężenia tlenu w komorach KB, KD, KD/KN i KN,

- stężenia azotanów w KD, w odpływie z KN oraz w ściekach oczyszczonych,
- stężenia azotu amonowego w odpływie z KN oraz w ściekach oczyszczonych,
- stężenia fosforu fosforanowego w odpływie KN oraz w ściekach oczyszczonych
- stężenie zawiesin w odpływie z KN, osadzie recykulowanym oraz ściekach oczyszczonych.

Na podstawie powyższych danych wyznaczono i przeanalizowano:

- szeregi czasowe stężeń i ładunków zanieczyszczeń w ściekach surowych oraz oczyszczonych mechanicznie i biologicznie,
- zależności i proporcje między wybranymi frakcjami zanieczyszczeń w ściekach;
- różnice pomiędzy wynikami analiz laboratoryjnych i pomiarów on-line;
- szeregi czasowe wieku osadu i stężeń osadu w komorach, recykulowanego i nadmiernego,
- skuteczność usuwania zanieczyszczeń w osadnikach wstępnych,
- bilans masy osadu dla osadników wtórnych.

Na podstawie analizy powyższych danych źródłowych zidentyfikowano i wyszczególniono szereg problemów, które podzielono na trzy grupy:

### 1. problemy dotyczące eksploatacji oczyszczalni:

- eksploatacja oczyszczalni bazująca na utrzymywaniu założonego (zmiennego w ciągu roku) stężenia osadu, a nie kontroli wieku osadu,
- nierównomierność rozdziału ścieków i osadu recykulowanego na poszczególne ciągi,

### 2. problemy dotyczące urządzeń pomiarowych:

- brak pomiaru dopływu ścieków mechanicznie oczyszczonych oraz wątpliwości dotyczące prawidłowości wskazań przepływomierzy ścieków oczyszczonych, recyrkulacji wewnętrznej i zewnętrznej oraz osadu nadmiernego,
- rozbieżności pomiędzy zużyciem energii notowanym przez mierniki zainstalowane przy dmuchawach i zużyciem energii obliczonym na podstawie zarejestrowanych przepływów powietrza i charakterystyki zainstalowanych dmuchaw,
- niespójne z wynikami analiz laboratoryjnych wskazania sond azotu azotanowego, sond i analizatorów azotu amonowego, analizatorów fosforu fosforanowego oraz sond gęstości osadu mierzących stężenie zawiesin,
- częste przypadki brakujących lub ewidentnie błędnych wartości,
- mozolna i pracochłonna procedura eksportu danych z systemu SCADA,

### 3. problemy dotyczące analiz laboratoryjnych:

- wykonywanie analiz laboratoryjnych w stałe dni tygodnia (np. wtorki i czwartki w przypadku analiz ścieków), co uniemożliwia wyznaczenie zmienności tygodniowej,
- oznaczenia w ściekach surowych wykonywane dwa razy w tygodniu, a w ściekach mechanicznie oczyszczonych raz w tygodniu – dla eksploatacji oczyszczalni znacznie korzystniejsza byłaby sytuacja odwrotna.
- zbyt ograniczony zakres analiz ścieków i osadów, a także wątpliwa zasadność oraz częstotliwość wykonywania części oznaczeń,
- wątpliwe wartości oznaczeń oraz niespójne wartości stosunków stężeń wybranych frakcji zanieczyszczeń w pewnych przedziałach analizowanego okresu.

- błędna metodyka oznaczania stężenia osadu czynnego i nadmiernego – oznaczano suchą pozostałość, a nie zawiesiny, co generowało istotny błąd związany z uwzględnieniem substancji rozpuszczonych,
- błędna metodyka oznaczania BZT<sub>5</sub> – bez dodatku inhibitora nityfikacji,
- brak oznaczeń fosforu fosforanowego – wyliczano na podstawie stężenia fosforu ogólnego,
- niespójność wyników analiz laboratoryjnych i pomiarów on-line.

Zidentyfikowana niezadawalająca jakość danych eksploatacyjnych oraz brak możliwości zapewnienia typowych warunków pracy (niezbędnych do prawidłowej kalibracji modelu), w wyniku przedłużającej się rozbudowy i modernizacji WOŚ, spowodowały podjęcie decyzji o wdrożeniu działań korygujących oraz przesunięciu terminu przeprowadzenia szarży pomiarowej na potrzeby kalibracji modelu.

Poprawa jakości gromadzonych danych stała się bezwzględnie konieczna z uwagi na znaczny wzrost wymagań dotyczących jakości ścieków oczyszczonych w nowym pozwoleniu wodnoprawnym po rozbudowie WOŚ oraz wymogi optymalizacji procesu. W związku z rozbudową i optymalizacją WOŚ zaproponowany został również rozszerzony i uaktualniony zakres rutynowych analiz laboratoryjnych. Ponadto, zaproponowano wprowadzenie modyfikacji do stosowanych metod analitycznych w celu wyeliminowania zidentyfikowanych błędów metodologicznych mogących generować niespójności w uzyskiwanych wynikach.

W celu weryfikacji i poprawy jakości gromadzonych danych oraz zwiększenia efektywności eksploatacji oczyszczalni sformułowano poniższe zalecenia:

- wdrożenie kontroli wieku osadu w oparciu o metodę hydrauliczną (por. pkt. 2.5.1),
- opomiarowanie rozdziału ścieków i osadu recykulowanego pomiędzy poszczególne ciągi i kontrolowanie poprawności rozdziału w oparciu o stężenia osadu w KOCz,
- zweryfikowanie rozbieżności w zużyciu energii określonym na podstawie licznika oraz na podstawie natężenia przepływu powietrza i charakterystyki dmuchaw,
- zmodyfikowanie systemu archiwizacji danych,
- zweryfikowanie poprawności oznaczeń laboratoryjnych i wskazań urządzeń pomiarowych poprzez badania porównawcze i kontrolne,
- wprowadzenie systematycznej kalibracji i konserwacji urządzeń pomiarowych wraz z okresową kontrolą na podstawie oznaczeń laboratoryjnych,
- wprowadzenie losowego wyboru dni poboru próbek, aby zwiększyć miarodajność analiz laboratoryjnych i umożliwić wyznaczenie zmienności w ciągu tygodnia,
- zmiana zakresu, częstotliwości i metodyki wykonywania analiz laboratoryjnych, pod kątem dostosowania do potrzeb eksploatacji i optymalizacji oczyszczalni:
  - odpowiednie przygotowanie próbek niesączonych (homogenizacja) i sączonych (przez filtr z włókna szklanego 1,2 μm),
  - oznaczanie w próbkach ścieków LKT, fosforu fosforanowego, rozpuszczonych form ChZT, N<sub>og</sub>, P<sub>og</sub>, oraz BZT<sub>5</sub> z dodatkiem inhibitora nityfikacji,
  - wyrażanie wszystkich form azotu i fosforu odpowiednio w g N/m<sup>3</sup> i g P/m<sup>3</sup>,
  - większa częstotliwość oznaczeń w ściekach mechanicznie oczyszczonych,

- oznaczanie stężenia zawiesin oraz stężenia osadu czynnego i nadmiernego metodą wagową bezpośrednią, zgodnie z normą PN-EN 872, wraz z rozszerzeniem opisanym w pkt. 3.2.5.2,
- oznaczanie ChZT oraz stężenia azotu i fosforu ogólnego w osadzie z komór rozdziału przed osadnikami wtórnymi.

Dzięki wdrożeniu większości powyższych zaleceń oraz wymianie wyeksploatowanych urządzeń pomiarowych i większemu zakresowi opomiarowania po modernizacji i rozbudowie WOŚ, udało się osiągnąć znaczną poprawę jakości danych eksploatacyjnych oraz zwiększenie efektywności eksploatacji oczyszczalni.

Zdaniem autora, niezadowalająca jakość danych eksploatacyjnych WOŚ nie jest odosobnionym przypadkiem, lecz prawdopodobnie dotyczy wielu OŚ w Polsce. Analogiczne problemy zaobserwowano również w trakcie analizy danych eksploatacyjnych z LOŚ – stwierdzono brak kontroli wieku osadu (skutkujący okresową niestabilnością procesu nityfikacji) i błędną metodykę oznaczania stężenia osadu czynnego, a także małą częstotliwość (średnio 2 razy w miesiącu, w stałe dni tygodnia) poboru próbek ścieków i osadów do analizy, przy braku bieżącej weryfikacji poprawności i spójności wyników oznaczeń laboratoryjnych i pomiarów on-line.

Podsumowując, należy podkreślić, że, na potrzeby prawidłowej eksploatacji obiektu, analizy ścieków i osadów powinny być wykonywane regularnie, tak aby ich wyniki mogły rzetelnie obrazować rzeczywisty i miarodajny stan pracy OŚ (w zakresie obciążenia i sprawności oczyszczania), który dopiero następnie powinien być porównywany z wymogami pozwolenia wodnoprawnego, w celu oceny pracy OŚ i podejmowania decyzji eksploatacyjnych. Z obserwacji autora wynika jednak, że w praktyce częstotliwość i wybór dni poboru próbek ścieków oraz zakres analiz dobierane są głównie na potrzeby rozliczeń zgodności z wymogami pozwolenia wodnoprawnego. Skutkuje to małą częstotliwością i wąskim zakresem monitoringu analitycznego, a ponadto, biorąc pod uwagę, że ocenę zgodności prowadzi się generalnie na podstawie wartości średnich rocznych, skłania do poboru próbek w dniach lub okresach poprawnej pracy OŚ. Takie podejście może maskować ewentualne problemy eksploatacyjne, a tym samym odsuwać w czasie konieczność zmiernienia się z nimi. Niestety, konsekwencją takiego postępowania może być nieobiektywny obraz obciążenia i sprawności OŚ, co w przyszłości utrudni określenie skali i przyczyn problemów, a tym samym dobranie właściwych działań naprawczych.

Ponadto, niewłaściwą jest bardzo powszechna praktyka oznaczania stężenia (suchej masy) osadu czynnego zgodnie z normą PN-EN 12880: *Charakterystyka osadów ściekowych – Oznaczanie suchej masy poprzez oznaczanie zawartości suchej pozostałości lub zawartości wody*, która zakłada oznaczenie stężenia suchej pozostałości, a nie stężenia zawiesin. Powoduje to zawyżenie wyników stężenia osadu o 20-30% (z uwagi na stężenie substancji rozpuszczonych), a ponadto w nawet większym stopniu wypacza oznaczenie frakcji organicznej osadu, z uwagi na odwrotne proporcje substancji organicznych i mineralnych w zawiesinie (osad czynny) i substancjach rozpuszczonych (ścieki oczyszczone).

## 5.2. Analiza danych eksploatacyjnych na potrzeby kalibracji

Jak wspomniano wcześniej, niezadawalającą jakość danych eksploatacyjnych oraz brak możliwości zapewnienia typowych warunków pracy obiektu w wyniku przedłużającej się rozbudowy i modernizacji WOŚ, spowodowały podjęcie decyzji o przesunięciu terminu przeprowadzenia szarży pomiarowej na potrzeby kalibracji modelu, przy czym jako nieprzekraczalny termin przyjęto koniec lipca 2013 r.

Zakończenie przebudowy ciągu ściekowego WOŚ nastąpiło w połowie 2012 roku. Nie oznaczało to jednak przywrócenia typowych warunków eksploatacyjnych, gdyż od sierpnia 2012 do kwietnia 2013 r. prowadzony był remont kolektora doprowadzającego ścieki do oczyszczalni, w wyniku czego ilość ścieków dopływających do WOŚ została ograniczona do około 50% wartości typowych. Ponadto, od października 2012 do stycznia 2013 r., z uwagi na problemy z eksploatacją suszarni osadów, występowały ograniczenia w odbiorze osadu nadmiernego, wskutek czego w połowie stycznia 2013 r. wiek osadu znacznie przekraczał 100 d, a stężenie osadu czynnego w reaktorach biologicznych wynosiło prawie  $10 \text{ kg sm/m}^3$ , pomimo zaledwie 50% obciążenia WOŚ ładunkiem zanieczyszczeń.

Normalne warunki zasilania i eksploatacji zostały przywrócone na przełomie kwietnia i maja 2013 r., i od tego momentu rozpoczęło się wpracowywanie reaktorów biologicznych do typowych warunków eksploatacji (choć przy stałe wzrastającej temperaturze w KOCz).

Dodatkowo, choć szarża pomiarowa, zgodnie z ogólnymi zaleceniami i przyjętymi założeniami, została przeprowadzona w okresie pogody suchej, to okres rozbiegowy przed szarżą charakteryzował się dużym udziałem dni deszczowych, co miało istotne przełożenie na ilość i skład ścieków kierowanych do reaktorów biologicznych.

Powyższe czynniki, przekładające się na brak długiego okresu stabilnych warunków pracy, spowodowały konieczność zastosowania oryginalnej procedury kalibracji modelu układu osadu czynnego (por. pkt. 7.1.), na potrzeby której ostatecznie wykorzystano wyniki rutynowych badań eksploatacyjnych z okresu od 1. lutego do 18. sierpnia 2013 r. oraz zebrane w czasie specjalnie zaplanowanej dziewięciodniowej szarży pomiarowej w okresie od 20. do 28. lipca 2013 r.

Dane eksploatacyjne podzielono na dwa zdecydowanie różniące się między sobą okresy:

- 1. lutego do 30. kwietnia 2013 r. charakteryzujący się niską temperaturą i obciążeniem, wysokim stężeniem osadu oraz stopniowo przywracaną kontrolą wieku osadu,
- 1 maja do 18. sierpnia 2013 r. charakteryzujący się typowym obciążeniem, stężeniem i wiekiem osadu oraz stopniowo wzrastającą temperaturą.

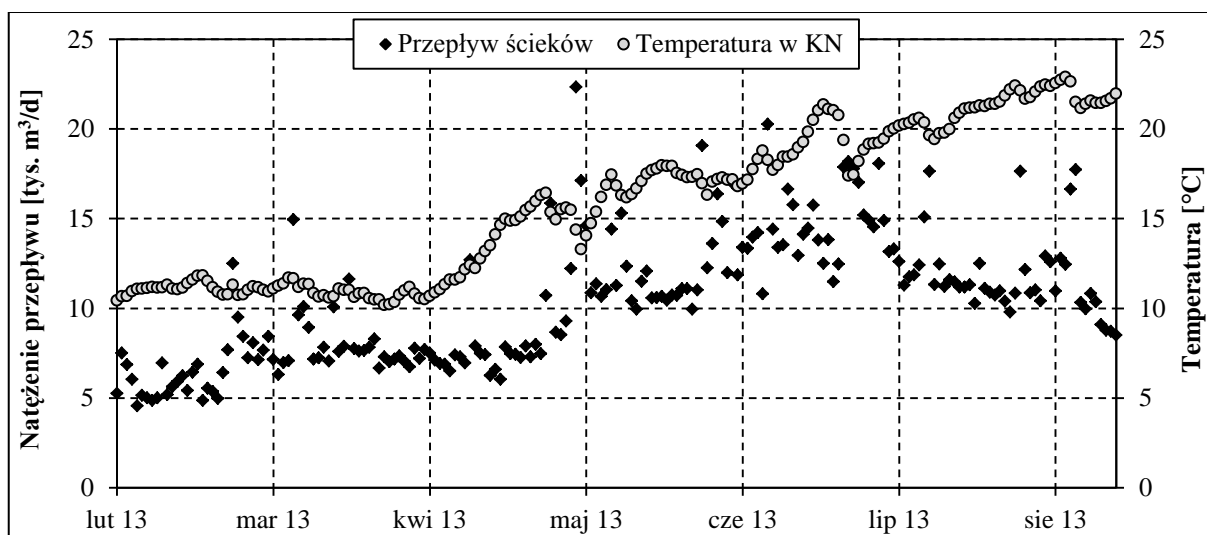
Podstawowe parametry charakteryzujące i wyróżniające te okresy przedstawiono w tabeli 5.1., a w celu lepszego zobrazowania przebiegi czasowe ich dobowych wartości w okresie od lutego do sierpnia 2013 r. pokazano na rysunkach od 5.1. do 5.5.

W celu ograniczenia objętości pracy i uniknięcia powtarzania prezentowanego materiału dokładne przebiegi i pełen zakres danych (szczególnie dotyczących ścieków oczyszczonych) pokazano łącznie z wynikami przewidywań modelu w punkcie 7.1.3.

Tabela 5.1. Zestawienie istotnych parametrów wyróżniających okresy przyjęte do analizy danych

Parametr	Jednostka	Okres	
		1.02.-30.04.2013	1.05.-18.08.2013
Przeływ ścieków (do 1 ciągu)	m <sup>3</sup> /d	7 493 ± 1 935	12 849 ± 2 700
Temperatura	°C	11,8 ± 1,6	19,2 ± 2,3
WO	d	42 ± 78	28 ± 12
Stężenie osadu czynnego	kg sm/m <sup>3</sup>	5,6 ± 2,1	3,2 ± 0,4
Przeływ recyrkulacji zewnętrznej (do 1 ciągu)	m <sup>3</sup> /d	5 044 ± 551	5 944 ± 1 765
Przeływ recyrkulacji wewnętrznej (do 1 ciągu)	m <sup>3</sup> /d	29 811 ± 5 727	39 302 ± 6 091
Przeływ powietrza (do 1 ciągu)	m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /d	21 711 ± 4 986	28 337 ± 4 443

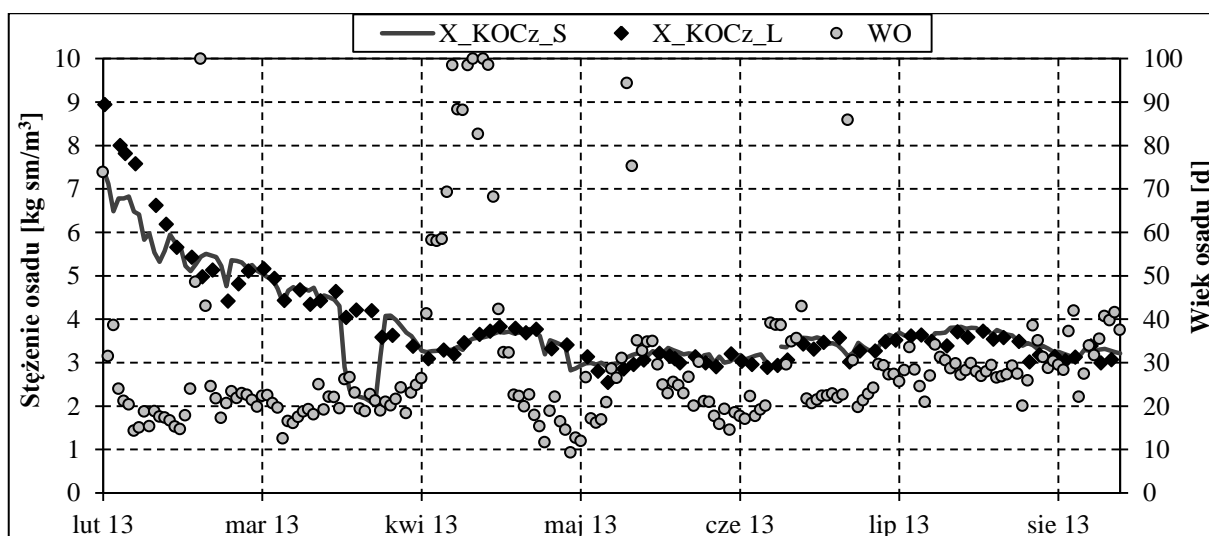
Przebiegi czasowe średniego dobowego natężenia dopływu ścieków mechanicznie oczyszczonych do części biologicznej oczyszczalni (w przeliczeniu na 1 ciąg) oraz temperatury ścieków na odpływie z komory nityfikacji pokazano na rysunku 5.1.



Rys. 5.1. Natężenie dopływu ścieków do pojedynczego ciągu oraz temperatura w komorze nityfikacji

Przebiegi czasowe średniego stężenia osadu czynnego (w komorach napowietrzania – średnia dla ciągów C1-C4) na podstawie analiz laboratoryjnych (X\_KOCz\_L) i danych z pomiarów on-line (X\_KOCz\_S) oraz dobowych wartości wieku osadu wyznaczanych na podstawie dobowych wartości ładunku odprowadzanego osadu nadmiernego pokazano na rysunku 5.2. Zagadnienie wyznaczania wieku osadu zostało szerzej opisane w rozdziale 5.7.

Charakterystykę ścieków mechanicznie oczyszczonych dopływających do części biologicznej oczyszczalni oraz ścieków biologicznie oczyszczonych odpływających z oczyszczalni, na podstawie rutynowo prowadzonych oznaczeń laboratoryjnych, z podziałem na dwa przyjęte powyżej okresy, przedstawiono w tabeli 5.2. Ponadto, stężenia i udziały charakterystycznych form zanieczyszczeń zestawiono z analogicznymi danymi uzyskanymi w trakcie szarzy pomiarowej w tabelach 5.3 i 5.4.

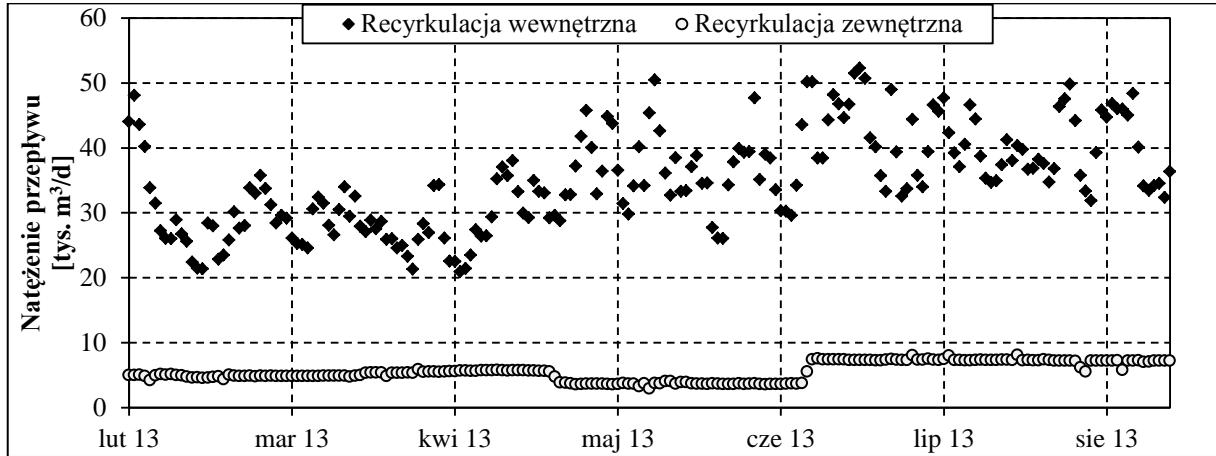


Rys. 5.2. Stężenie osadu czynnego w KN (S – pomiary online, L – oznaczenia laboratoryjne) oraz wiek osadu

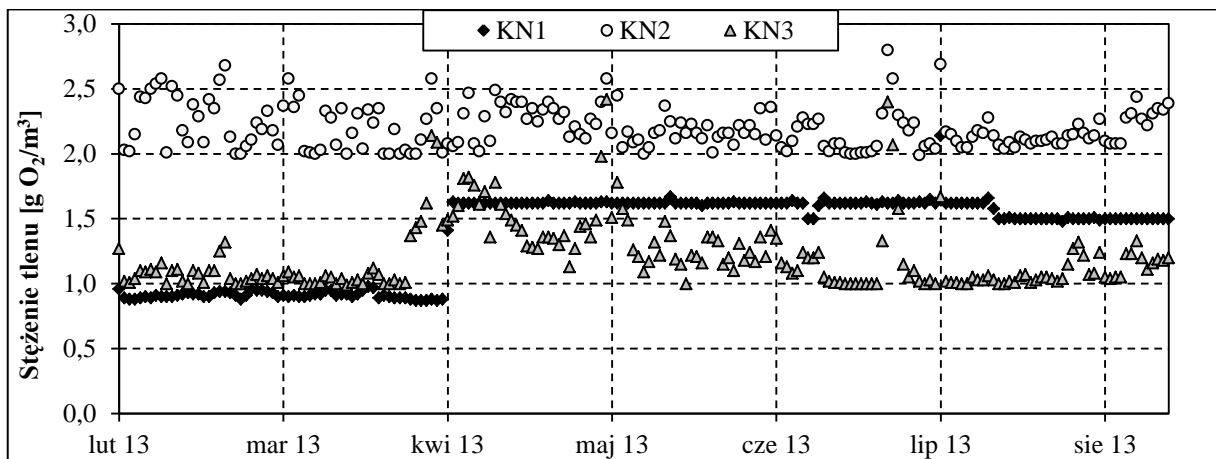
Tabela 5.2. Charakterystyka ścieków oczyszczonych mechanicznie i biologicznie WOŚ

Parametr	Jednostka	Ścieki mechanicznie oczyszczone		Ścieki biologicznie oczyszczone	
		02-04.2013 r.	05-08.2013 r.	02-04.2013 r.	05-08.2013 r.
Przepływ	m <sup>3</sup> /d	7 493 ± 1 935	12 849 ± 2 700	7 310 ± 1 927	12 674 ± 2 680
ChZT	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	472 ± 97	382 ± 65	27,5 ± 4,7	29,9 ± 5,4
	kg O <sub>2</sub> /d	3230 ± 935	4900 ± 986	189 ± 48	393 ± 120
BZT <sub>5</sub>	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	260 ± 47	212 ± 51	2,4 ± 1,3	3,0 ± 1,9
	kg O <sub>2</sub> /d	1789 ± 512	2715 ± 723	17 ± 11	42 ± 37
N <sub>og</sub>	g N/m <sup>3</sup>	66,3 ± 6,9	56,6 ± 12,0	11,3 ± 2,0	10,3 ± 1,4
	kg N/d	449 ± 75	718 ± 145	78 ± 21	134 ± 30
N-NH <sub>4</sub>	g N/m <sup>3</sup>	48,0 ± 6,4	40,2 ± 9,0	0,16 ± 0,25	0,16 ± 0,33
	kg N/d	323 ± 43	506 ± 101	1,2 ± 2,1	2,5 ± 6,1
N <sub>org</sub>	g N/m <sup>3</sup>	17,8 ± 6,3	15,7 ± 6,4	2,0 ± 0,9	1,4 ± 0,5
	kg N/d	123 ± 51	202 ± 82	14 ± 7	19 ± 10
N-NO <sub>2</sub>	g N/m <sup>3</sup>	-	-	0,02 ± 0,01	0,02 ± 0,01
	kg N/d	-	-	0,13 ± 0,07	0,23 ± 0,10
N-NO <sub>3</sub>	g N/m <sup>3</sup>	-	-	9,2 ± 1,9	8,8 ± 1,6
	kg N/d	-	-	63 ± 17	113 ± 26
P <sub>og</sub>	g P/m <sup>3</sup>	8,0 ± 1,4	6,2 ± 1,2	0,57 ± 0,21	0,65 ± 0,44
	kg P/d	54 ± 11	79 ± 14	3,9 ± 1,5	8,7 ± 6,8
P-PO <sub>4</sub>	g P/m <sup>3</sup>	4,3 ± 1,0	3,4 ± 1,0	0,45 ± 0,22	0,56 ± 0,44
	kg P/d	29 ± 8	43 ± 10	3,0 ± 1,6	7,4 ± 6,2
P <sub>org</sub>	g P/m <sup>3</sup>	3,7 ± 1,1	2,7 ± 0,7	0,13 ± 0,07	0,09 ± 0,04
	kg P/d	24 ± 8	35 ± 10	0,90 ± 0,48	1,15 ± 0,51
Zawiesiny ogólne	g sm/m <sup>3</sup>	155 ± 60	165 ± 58	5,0 ± 3,4	6,4 ± 7,0
	kg sm/d	1083 ± 587	2130 ± 814	35 ± 27	85 ± 89
Zawiesiny organiczne	g smo/m <sup>3</sup>	120 ± 57	118 ± 33	4,9 ± 2,4	5,7 ± 4,7
	kg smo/d	843 ± 543	1516 ± 511	35 ± 22	74 ± 57
Zawiesiny mineralne	g sm/m <sup>3</sup>	35 ± 15	48 ± 37	2,3 ± 1,4	3,6 ± 3,7
	kg sm/d	240 ± 110	612 ± 463	16 ± 11	47 ± 45
Zasadowość	val/m <sup>3</sup>	8,2 ± 0,7	8,0 ± 0,8	4,1 ± 0,3	4,3 ± 0,5
	kval/d	57 ± 10	105 ± 17	28 ± 5	56 ± 9

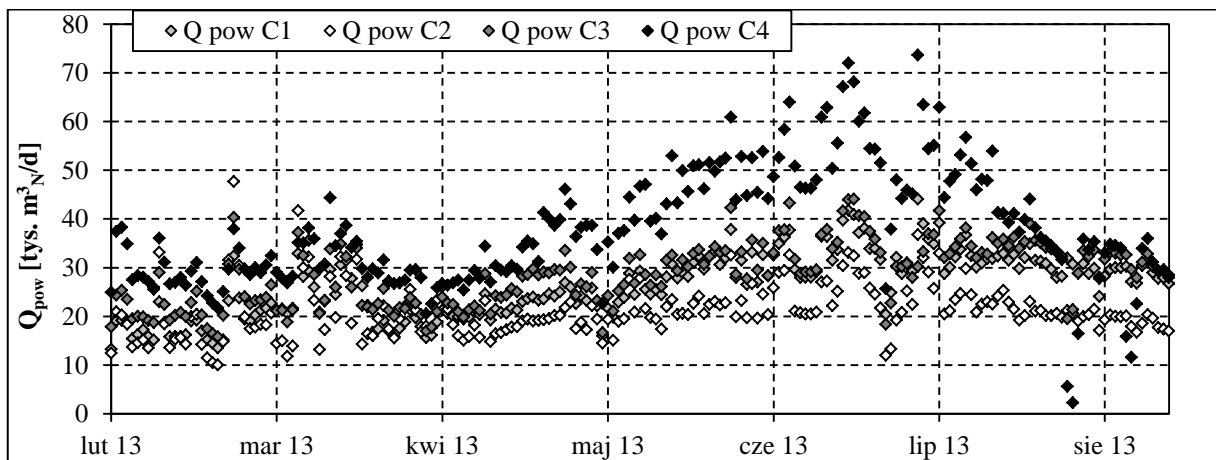
Przebiegi czasowe średniego dobowego natężenia przepływu recyrkulacji wewnętrznej (azotanów) oraz recyrkulacji zewnętrznej (osadu) (wartości uśrednione dla ciągów C1-C4) przedstawiono na rysunku 5.3. Przebiegi czasowe średniego dobowego stężenia tlenu rozpuszczonego w poszczególnych częściach (KN1-3) komory napowietrzania (wartości uśrednione dla ciągów C1-C4) przedstawiono na rysunku 5.4. Przebiegi czasowe dobowej ilości powietrza podawanego do komór napowietrzania ciągów C1-C4 przedstawiono na rysunku 5.5.



Rys. 5.3. Natężenie przepływu recyrkulacji wewnętrznej i zewnętrznej (wartości dla 1 ciągu)



Rys. 5.4. Średnie dobowe stężenia tlenu rozpuszczonego w poszczególnych częściach komory napowietrzania



Rys. 5.5. Dobowa ilość powietrza podawanego do komór napowietrzania ciągów C1-C4

### 5.3. Badania właściwości ścieków

Wyznaczone w trakcie szarży pomiarowej stężenia i udziały charakterystycznych form zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie wraz z analogicznymi danymi z badań rutynowych zestawiono odpowiednio w tabeli 5.3 i 5.4., w celu oceny reprezentatywności danych zebranych w okresie szarży dla typowej pracy oczyszczalni ścieków.

Tabela 5.3. Stężenia i udziały charakterystycznych form zanieczyszczeń w ściekach mechanicznie oczyszczonych

Forma zanieczyszczenia	Jednostka	Wartość		
		Szarża pomiarowa	Badania rutynowe	
			02-04.2013 r.	05-08.2013 r.
ChZT	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	395 ± 17	472 ± 97	387 ± 64
BZT <sub>5</sub>	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	241 ± 19	260 ± 47	215 ± 50
	% ChZT	63 ± 6	55 ± 5	55 ± 9
ChZT rozp. + koloid. (<1,2 μm)	% ChZT	44,0 ± 4,0	44,7 ± 1,4	41,6 ± 7,4
LKT	% ChZT	18,0 ± 1,9	12,4 ± 2,2	15,0 ± 4,8
N <sub>og</sub>	g N/m <sup>3</sup>	59,0 ± 3,0	66,3 ± 6,9	57,2 ± 11,7
N <sub>og</sub> rozp. + koloid. (<1,2 μm)	% N <sub>og</sub>	85,8 ± 2,6	81,3 ± 4,4	80,2 ± 4,8
N <sub>org</sub>	% N <sub>og</sub>	19,4 ± 3,7	27,3 ± 8,4	28,8 ± 8,0
N-NH <sub>4</sub>	% N <sub>og</sub>	80,6 ± 3,7	72,7 ± 8,4	71,2 ± 8,0
ChZT/N <sub>og</sub>	g O <sub>2</sub> /g N	6,7 ± 0,5	7,2 ± 1,3	7,0 ± 1,7
BZT <sub>5</sub> /N <sub>og</sub>	g O <sub>2</sub> /g N	4,1 ± 0,4	4,0 ± 0,7	3,8 ± 0,9
P <sub>og</sub>	g P/m <sup>3</sup>	7,38 ± 1,07	7,98 ± 1,42	6,36 ± 1,25
P <sub>og</sub> rozp. + koloid. (<1,2 μm)	% P <sub>og</sub>	65,2 ± 3,0	58,1 ± 6,2	54,4 ± 8,8
P <sub>org</sub>	% P <sub>og</sub>	39,7 ± 1,7	46 ± 11	44 ± 10
P-PO <sub>4</sub>	% P <sub>og</sub>	60,3 ± 1,7	54 ± 11	56 ± 10
ChZT/P <sub>og</sub>	g O <sub>2</sub> /g P	54 ± 7	60 ± 8	62 ± 11
BZT <sub>5</sub> /P <sub>og</sub>	g O <sub>2</sub> /g P	35 ± 3	33 ± 4	34 ± 6
Zawiesiny ogólne	g sm/m <sup>3</sup>	127 ± 8	155 ± 60	167 ± 67
Zawiesiny organiczne	g smo/m <sup>3</sup>	101 ± 7	120 ± 57	120 ± 32
	% zaw. og.	79 ± 2	76 ± 11	74 ± 12
Zawiesiny mineralne	g sm/m <sup>3</sup>	26 ± 3	35 ± 15	48 ± 37
	% zaw. og.	21 ± 2	24 ± 11	26 ± 12
ChZT (>1,2 μm) / zaw. org.	g ChZT/g smo	2,18 ± 0,17	2,46 ± 0,99	1,83 ± 0,44
N <sub>org</sub> /ChZT (>1,2 μm)	g N/g ChZT	0,039 ± 0,006	0,049 ± 0,009	0,048 ± 0,015
N <sub>org</sub> /(ChZT-LKT) (<1,2 μm)	g N/g ChZT	0,030 ± 0,013	0,054 ± 0,024	0,053 ± 0,020
P <sub>org</sub> /ChZT (>1,2 μm)	g P/g ChZT	0,008 ± 0,001	0,013 ± 0,002	0,013 ± 0,003
P <sub>org</sub> /(ChZT-LKT) (<1,2 μm)	g P/g ChZT	0,004 ± 0,002	0,004 ± 0,004	0,009 ± 0,013
Zasadowość	val/m <sup>3</sup>	8,3 ± 0,2	8,2 ± 0,7	8,0 ± 0,8

Wyznaczony w trakcie szarży skład ścieków mechanicznie oczyszczonych generalnie jest zbliżony do składu ścieków charakterystycznego dla typowej pracy WOŚ w okresie od maja do sierpnia 2013 r., choć można zaobserwować podwyższone udziały frakcji rozpuszczonych oraz niższe średnie stężenie zawiesin. Można zakładać, że różnice te związane są z faktem, iż szarża została przeprowadzona w okresie pogody suchej, a rutynowe badania obejmują również analizy w trakcie dopływu ścieków deszczowych, które przekładają się na większe obciążenie hydrauliczne, a tym samym mniejszą sprawność osadników wstępnych, skutkującą podwyższonymi udziałami frakcji zawieszonych. Można zatem przyjąć, że wyznaczony skład ścieków mechanicznie oczyszczonych jest reprezentatywny dla WOŚ w okresie pogody suchej.

Tabela 5.4. Stężenia i udziały charakterystycznych form zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych

Forma zanieczyszczenia	Jednostka	Wartość		
		Szarża pomiarowa	Badania rutynowe	
			02-04.2013 r.	05-08.2013 r.
ChZT	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	22,2 ± 0,8	27,5 ± 4,7	29,9 ± 5,4
BZT <sub>5</sub>	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	2,6 ± 0,5	2,4 ± 1,3	3,0 ± 1,9
	% ChZT	11 ± 2	9 ± 5	10 ± 6
ChZT rozp. + koloid. (<1,2 μm)	% ChZT	93,9 ± 1,3	92 ± 6	89 ± 11
N <sub>og</sub>	g N/m <sup>3</sup>	12,4 ± 1,1	11,3 ± 2,0	10,3 ± 1,4
N <sub>og</sub> rozp. + koloid. (<1,2 μm)	% N <sub>og</sub>	98,1 ± 0,5	93,2 ± 3,8	95,8 ± 3,2
N <sub>org</sub>	% N <sub>og</sub>	14,4 ± 2,3	17,3 ± 7,5	13,9 ± 5,6
N-NH <sub>4</sub>	% N <sub>og</sub>	0,4 ± 0,1	1,4 ± 2,5	1,7 ± 4,0
N-NO <sub>x</sub>	% N <sub>og</sub>	85,2 ± 2,3	81,3 ± 8,2	85,0 ± 8,5
P <sub>og</sub>	g P/m <sup>3</sup>	0,13 ± 0,02	0,57 ± 0,21	0,65 ± 0,44
P <sub>og</sub> rozp. + koloid. (<1,2 μm)	% P <sub>og</sub>	73,7 ± 4,8	79 ± 10	86 ± 10
P <sub>org</sub>	% P <sub>og</sub>	54,9 ± 6,5	25 ± 12	24 ± 15
P-PO <sub>4</sub>	% P <sub>og</sub>	45,1 ± 6,5	75 ± 12	76 ± 17
Zawiesiny ogólne	g sm/m <sup>3</sup>	1,5 ± 0,4	5,0 ± 3,4	6,4 ± 7,0
Zawiesiny organiczne	g smo/m <sup>3</sup>	1,1 ± 0,3	4,9 ± 2,4	5,7 ± 4,7
	% zaw. og.	71 ± 3	68 ± 9	64 ± 9
Zawiesiny mineralne	g sm/m <sup>3</sup>	0,4 ± 0,1	2,3 ± 1,4	3,6 ± 3,7
	% zaw. og.	29 ± 3	32 ± 9	36 ± 9
N <sub>org</sub> /ChZT (>1,2 μm)	g N/g ChZT	0,18 ± 0,05	0,55 ± 0,47	0,28 ± 0,27
N <sub>org</sub> /ChZT (<1,2 μm)	g N/g ChZT	0,075 ± 0,017	0,065 ± 0,027	0,040 ± 0,025
P <sub>org</sub> /ChZT (>1,2 μm)	g P/g ChZT	0,026 ± 0,005	0,08 ± 0,06	0,04 ± 0,05
P <sub>org</sub> /ChZT (<1,2 μm)	g P/g ChZT	0,0018 ± 0,0002	0,0012 ± 0,0004	0,0011 ± 0,0008
Zasadowość	val/m <sup>3</sup>	4,4 ± 0,1	4,1 ± 0,3	4,3 ± 0,5

Wyznaczony w trakcie szarży skład ścieków biologicznie oczyszczonych generalnie jest zbliżony do składu ścieków charakterystycznego dla typowej pracy WOŚ w okresie od maja do sierpnia 2013 r., choć, oprócz podwyższonych udziałów frakcji rozpuszczonych oraz niższego średniego stężenia zawieszin wynikających z pogody suchej, można zaobserwować również różnice w stężeniach azotu i fosforu ogólnego. Należy przy tym zaznaczyć, że w trakcie szarży badany był skład ścieków oczyszczonych odpływających ze starej części WOŚ, a rutynowe badania prowadzone są na ściekach odpływających z całej oczyszczalni. Obserwowane różnice w stężeniach związków biogennych są zatem prawdopodobnie skutkiem odmiennej sprawności usuwania azotu i fosforu w starych i nowych reaktorach biologicznych, wynikającej z różnic konstrukcyjnych i procesowych, które dokładniej omówiono w rozdziale 8.2.

W ramach badań właściwości ścieków przeprowadzono badania zmienności godzinowej i dobowej składu ścieków oraz badania podziału frakcyjnego związków organicznych, azotu i fosforu w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie, których metodykę opisano odpowiednio w pkt. 3.2.1.1 oraz 3.2.1.2., a wyniki przedstawiono w kolejnych podrozdziałach.

### **5.3.1. Badania zmienności składu ścieków**

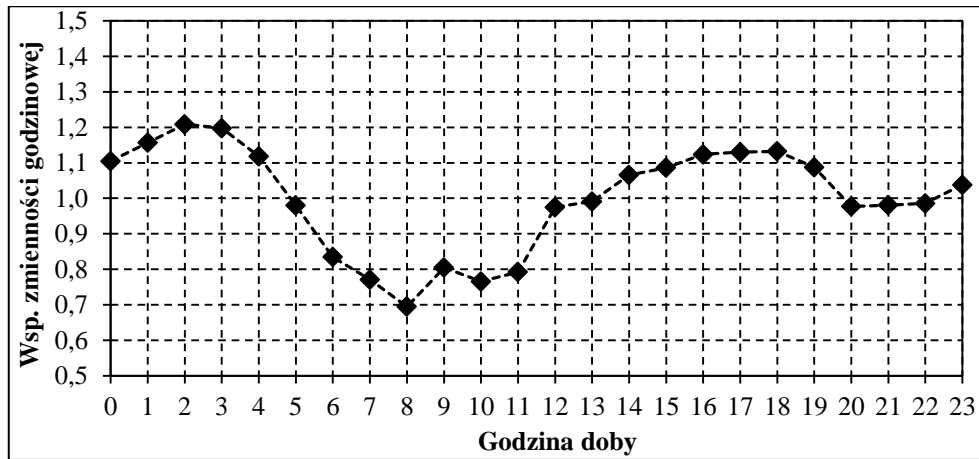
Badania zmienności składu ścieków miały na celu identyfikację zmienności godzinowej i dobowej wartości stężeń i ładunków zanieczyszczeń ścieków oczyszczonych mechanicznie i biologicznie WOŚ.

Badania zmienności składu ścieków mechanicznie oczyszczonych miały na celu nie tylko określenie dynamiki zmienności ilości i składu ścieków kierowanych do reaktorów biologicznych na potrzeby kalibracji modelu osadu czynnego, ale także wyznaczenie współczynników zmienności godzinowej i dobowej, koniecznych do budowy szkieletu zmienności wejść na potrzeby właściwych badań symulacyjnych strategii sterowania pracą bloków biologicznych WOŚ.

Badania zmienności składu ścieków biologicznie oczyszczonych miały na celu głównie określenie odpowiedzi układu osadu czynnego na dynamiczną zmienność ilości i składu ścieków kierowanych do reaktorów biologicznych, a ich wyniki zostały zaprezentowane w rozdziale 5.4. łącznie z profilami stężeń zanieczyszczeń w komorach osadu czynnego.

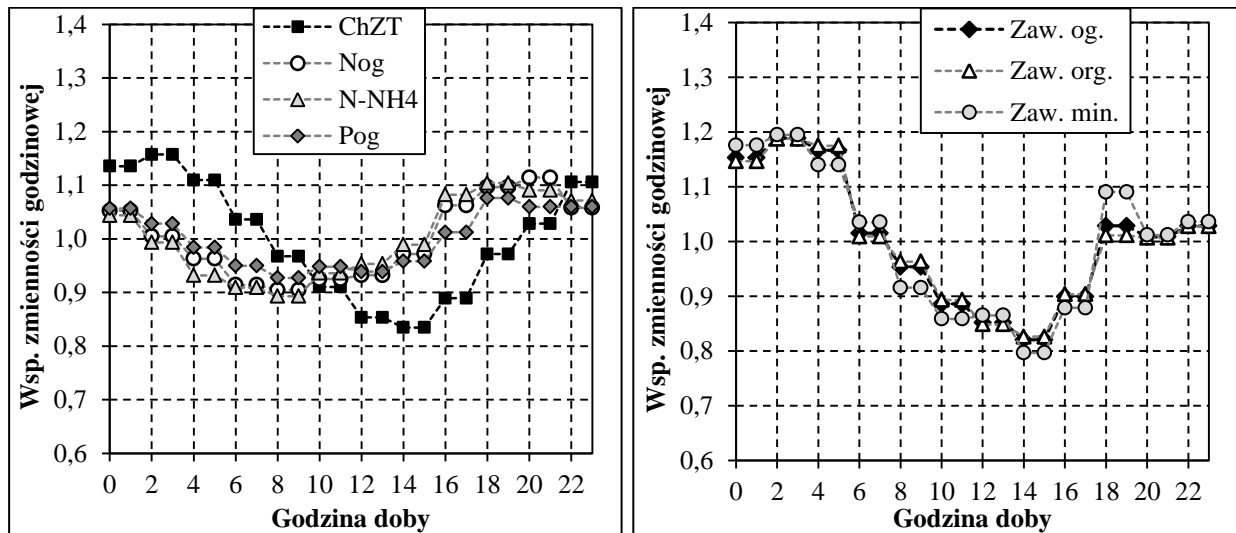
Uśrednioną zmienność godzinową natężenia dopływu ścieków w ciągu doby przedstawiono na rysunku 5.6. Wartości współczynników dla kolejnych godzin w dobie obliczono jako średnią z odpowiednich ilorazów przepływów godzinowych i przepływu średniego ( $Q_h/(Q_d/24)$ ) w poszczególnych dobach.

Analiza zmienności godzinowej dopływu ścieków pozwala stwierdzić, że wartości godzinowe natężenia przepływu mieszczą się w granicach 0,7–1,2 wartości średniej dobowej, przy czym minimalne przepływy ścieków obserwowane były w godzinach od 6 do 11 rano, natomiast w godzinach od 14 do 19 oraz od północy do 4 rano notowano przepływy przekraczające wartość średnią dobową. Obserwowany charakter zmienności wynika z rozległości sieci kanalizacyjnej oraz długiego kolektora doprowadzającego ścieki do oczyszczalni.

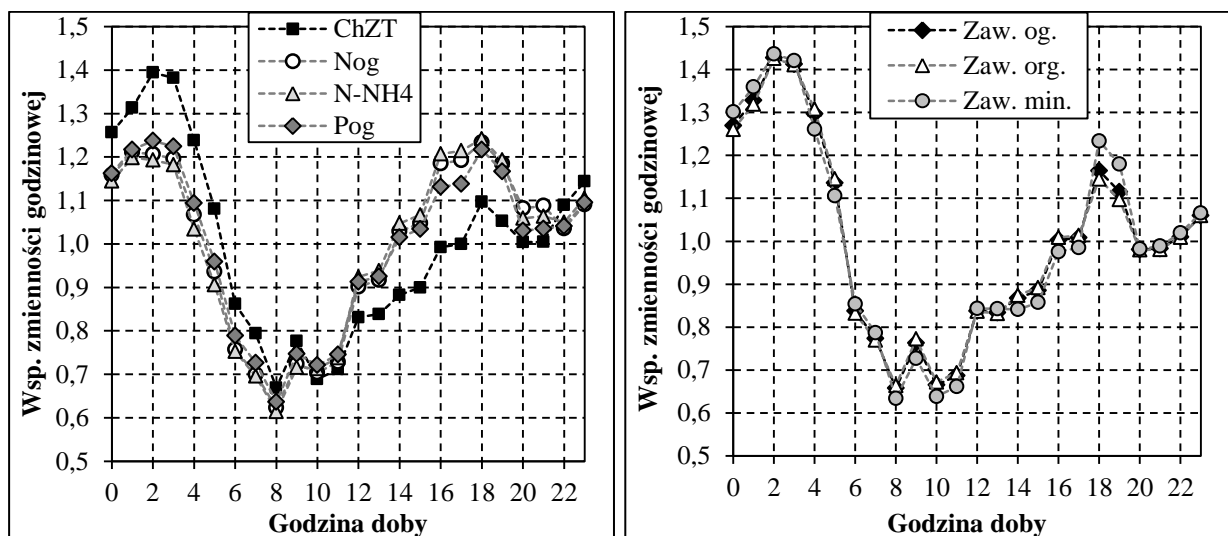


Rys. 5.6. Usredniona zmienność godzinowa natężenia dopływu ścieków do oczyszczalni

Usrednioną zmienność godzinową stężeń oraz ładunków zanieczyszczeń w ciągu doby przedstawiono odpowiednio na rysunkach 5.7. i 5.8. Wartości współczynników dla kolejnych godzin w dobie obliczono jako średnią z odpowiednich ilorazów stężeń (ładunków) w próbkach 2-godzinnych i wartości średnich stężeń (ładunków) ( $X_{2h}/X_{sr,d}$ ) w poszczególnych dobach.



Rys. 5.7. Usredniona zmienność godzinowa stężeń oraz wskaźników zanieczyszczeń



Rys. 5.8. Usredniona zmienność godzinowa ładunków zanieczyszczeń

Zebrane wyniki zmienności składu ścieków mechanicznie oczyszczonych pozwalają stwierdzić występowanie istotnej zmienności zarówno stężeń, jak i ładunków zanieczyszczeń w ciągu doby, przy czym analizowane zanieczyszczenia wykazują odmienne charakterystyki zmienności.

Wartości godzinowe stężeń związków azotu i fosforu mieszczą się w granicach 0,9–1,1 wartości średniej dobowej, przy czym minimalne wartości obserwowane były w godzinach od 6 do 9.

Wartości godzinowe ChZT i stężenia zawiesin mieszczą się w granicach 0,8–1,2 wartości średniej dobowej, przy czym minimalne wartości obserwowane były w godzinach od 12 do 15.

Zmienność godzinowa ładunków zanieczyszczeń (0,6–1,4 wartości średniej dobowej) jest wypadkową zmienności godzinowej stężeń zanieczyszczeń i natężenia przepływu ścieków. Najniższe ładunki notowano w godzinach od 6 do 12, natomiast ładunki przekraczające wartość średnią w godzinach od 16 do 19 oraz od północy do 4 rano.

Badania zmienności dobowej parametrów ścieków mechanicznie oczyszczonych obejmowały analizy próbek zlewanych średniodobowych w zakresie ChZT całkowitego i rozpuszczonego, azotu amonowego oraz ogólnego całkowitego i rozpuszczonego, fosforu fosforanowego oraz ogólnego całkowitego i rozpuszczonego, a także zawiesin (z uwzględnieniem frakcji organicznej i mineralnej).

Współczynniki zmienności dobowej stężeń i ładunków związków organicznych, związków azotu i fosforu oraz zawiesin przedstawiono odpowiednio w tabelach 5.5 oraz 5.6.

**Tabela 5.5. Współczynniki zmienności dobowej wartości wskaźników i stężeń zanieczyszczeń**

Współczynniki zmienności dobowej	Dzień tygodnia						
	PN	WT	ŚR	CZW	PT	SOB	ND
Parametr	PN	WT	ŚR	CZW	PT	SOB	ND
LKT	0,96	0,84	1,10	1,05	0,87	1,04	1,14
ChZT	1,01	1,05	1,01	1,03	0,92	0,97	1,01
ChZT <1,2 $\mu\text{m}$	0,95	0,96	1,03	0,99	0,96	1,01	1,10
ChZT <0,1 $\mu\text{m}$	0,94	0,96	1,03	0,98	1,00	1,00	1,11
N <sub>og</sub>	1,08	0,99	1,01	1,02	1,04	0,95	0,91
N <sub>og</sub> <1,2 $\mu\text{m}$	1,03	1,00	1,02	1,04	1,06	0,95	0,90
N <sub>og</sub> <0,1 $\mu\text{m}$	1,03	1,00	1,02	1,05	1,06	0,95	0,89
N-NH <sub>4</sub>	0,97	1,01	1,02	1,08	1,08	0,95	0,89
P <sub>og</sub>	1,03	1,05	0,99	1,08	1,02	0,93	0,91
P <sub>og</sub> <1,2 $\mu\text{m}$	1,03	1,06	0,97	1,15	0,97	0,90	0,91
P <sub>og</sub> <0,1 $\mu\text{m}$	1,01	1,04	0,98	1,10	1,00	0,94	0,92
P-PO <sub>4</sub>	1,03	1,04	1,00	1,04	1,01	0,94	0,93
Zawiesiny og.	1,05	1,09	0,95	1,05	1,00	0,98	0,89
Zawiesiny org.	1,06	1,10	0,93	1,05	0,96	1,00	0,88
Zawiesiny min.	0,99	1,06	1,03	1,03	1,14	0,88	0,88

Obserwowana zmienność dobowa stężeń oraz ładunków zanieczyszczeń mieściła się generalnie odpowiednio w przedziale  $\pm 15\%$  oraz  $\pm 20\%$  wartości średniej. Najniższe współczynniki zmienności ładunków zanieczyszczeń obserwowano generalnie w soboty i niedziele, co wskazuje na dość typowe mniejsze obciążenie oczyszczalni w czasie weekendów.

Tabela 5.6. Współczynniki zmienności dobowej przepływu ścieków i ładunków zanieczyszczeń

Współczynniki zmienności dobowej	Dzień tygodnia						
	PN	WT	ŚR	CZW	PT	SOB	ND
Parametr							
Przepływ ścieków	1,14	1,02	1,00	0,98	1,00	0,95	0,90
LKT	1,10	0,86	1,10	1,04	0,88	0,99	1,03
ChZT	1,16	1,07	1,01	1,02	0,92	0,93	0,90
ChZT <1,2 $\mu\text{m}$	1,09	0,98	1,03	0,98	0,96	0,97	0,99
ChZT <0,1 $\mu\text{m}$	1,08	0,98	1,03	0,96	1,00	0,95	0,99
N <sub>og</sub>	1,23	1,01	1,00	1,00	1,04	0,90	0,81
N <sub>og</sub> <1,2 $\mu\text{m}$	1,18	1,01	1,02	1,03	1,06	0,90	0,80
N <sub>og</sub> <0,1 $\mu\text{m}$	1,18	1,02	1,01	1,03	1,06	0,90	0,79
N-NH <sub>4</sub>	1,11	1,02	1,02	1,06	1,08	0,90	0,80
P <sub>og</sub>	1,17	1,06	0,99	1,06	1,02	0,88	0,81
P <sub>og</sub> <1,2 $\mu\text{m}$	1,17	1,07	0,97	1,13	0,98	0,86	0,81
P <sub>og</sub> <0,1 $\mu\text{m}$	1,16	1,06	0,98	1,08	1,00	0,90	0,83
P-PO <sub>4</sub>	1,18	1,06	0,99	1,02	1,01	0,89	0,83
Zawiesiny og.	1,19	1,11	0,95	1,03	1,00	0,93	0,79
Zawiesiny org.	1,21	1,12	0,93	1,03	0,97	0,95	0,78
Zawiesiny min.	1,13	1,08	1,02	1,01	1,14	0,84	0,79

### 5.3.2. Badania podziału frakcyjnego zanieczyszczeń w ściekach

Badania podziału frakcyjnego związków organicznych, azotu i fosforu w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie miały na celu wyznaczenie podziału zanieczyszczeń na frakcje zawieszoną, koloidalną i rozpuszczoną oraz porównanie alternatywnych metod charakterystyki frakcji zanieczyszczeń modelu ASM 2d, których wyniki stanowiły podstawę do identyfikacji udziałów frakcji zanieczyszczeń, stanowiących zbiór danych wejściowych do modelu układu osadu czynnego WOŚ.

#### 5.3.2.1. Podział frakcyjny zanieczyszczeń z uwagi na stopień dyspersji

Badania podziału frakcyjnego zanieczyszczeń z uwagi na stopień dyspersji miały na celu wyznaczenie udziałów frakcji zawieszonej (>1,2  $\mu\text{m}$ ), koloidalnej (0,1–1,2  $\mu\text{m}$ ) i rozpuszczonej (<0,1  $\mu\text{m}$ ) związków organicznych oraz związków azotu i fosforu zgodnie z metodyką bazującą na wykorzystaniu filtrów membranowych o różnych średnicach porów, opisaną przez Mąkinę i in. (2011).

Metoda ta pozwala nie tylko na spójne ujęcie podziału frakcyjnego głównych grup zanieczyszczeń, czyli związków organicznych, azotu i fosforu (a tym samym oszacowanie

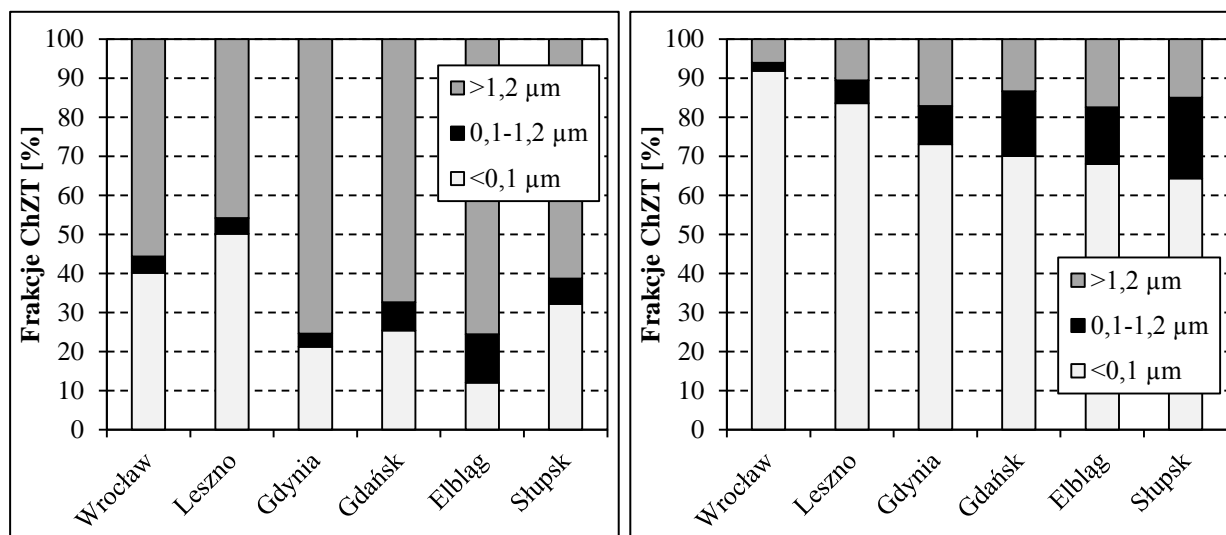
udziałów azotu i fosforu we frakcjach ChZT), ale także śledzenie transformacji poszczególnych frakcji na różnych etapach oczyszczania ścieków, czy określenie stopnia dyspersji organicznych form azotu i fosforu w ściekach oczyszczonych, co jest istotne szczególnie w kontekście coraz bardziej zaostrzonych wymogów usuwania azotu i fosforu ze ścieków (Czerwionka i in., 2012).

Uzyskane dla OŚ we Wrocławiu i Lesznie wyniki ( $n$  – liczba pomiarów) w zakresie frakcji związków organicznych i związków azotu porównano z wynikami analogicznych badań, przeprowadzonych przez Pagillę i in. (2008) na ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie z kilku oczyszczalni w północnej Polsce (Gdańsk, Gdynia, Elbląg i Słupsk).

Wyznaczony dla WOŚ i LOŚ **podział frakcyjny związków organicznych** w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie zestawiono w tabeli 5.7., a porównanie z wynikami analogicznych badań na oczyszczalniach w północnej Polsce pokazano na rysunku 5.9.

Tabela 5.7. Podział frakcyjny związków organicznych w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie WOŚ i LOŚ

Frakcje związków organicznych	Jednostka	Ścieki oczyszczone					
		mechanicznie			biologicznie		
		WOŚ ( $n=9$ )	LOŚ ( $n=7$ )	Pagilla i in. (2008)	WOŚ ( $n=9$ )	LOŚ ( $n=7$ )	Pagilla i in. (2008)
ChZT	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	$391 \pm 20$	$415 \pm 59$	488-825	$22,2 \pm 0,8$	$20,6 \pm 3,4$	25-52
>1,2 $\mu\text{m}$	% ChZT	$55,6 \pm 3,6$	$45,8 \pm 3,3$	61-75	$6,1 \pm 1,3$	$10,6 \pm 3,9$	13-18
0,1-1,2 $\mu\text{m}$	% ChZT	$4,2 \pm 0,7$	$4,0 \pm 1,5$	3-12	$2,1 \pm 1,0$	$5,8 \pm 2,9$	10-21
<0,1 $\mu\text{m}$	% ChZT	$40,1 \pm 3,8$	$50,2 \pm 4,3$	12-32	$91,9 \pm 1,6$	$83,6 \pm 5,2$	64-73



Rys. 5.9. Porównanie podziału frakcyjnego związków organicznych w ściekach oczyszczonych mechanicznie (lewa) i biologicznie (prawa)

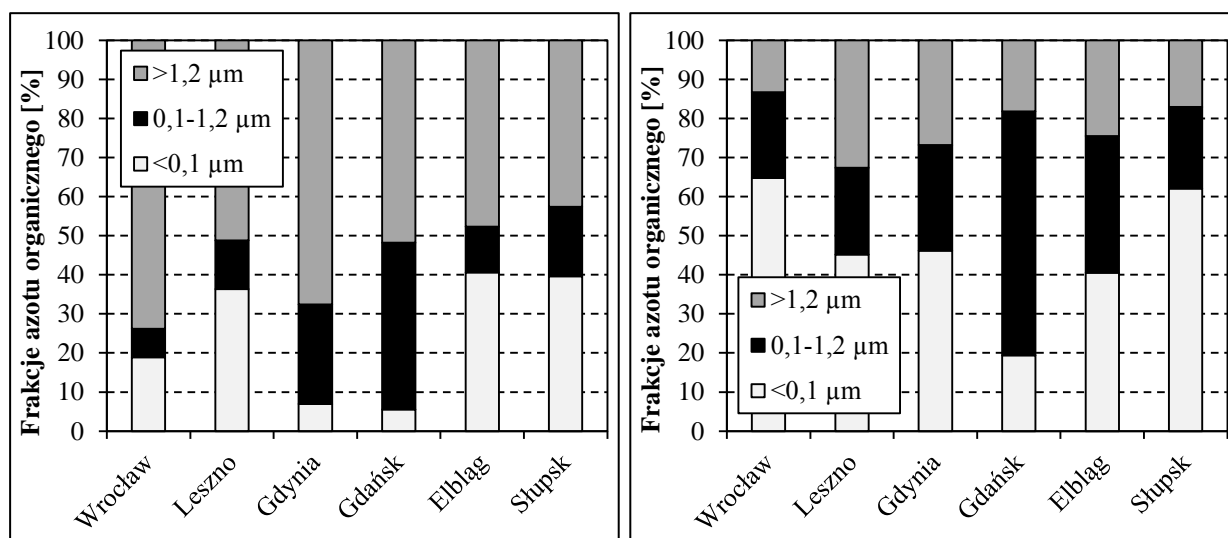
Wyznaczone dla WOŚ i LOŚ, średnie ChZT ścieków oczyszczonych mechanicznie oraz biologicznie wynosiło odpowiednio  $\sim 400$  oraz  $\sim 20 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ , i było istotnie niższe niż w przypadku OŚ w północnej Polsce, a jednocześnie charakteryzowało się podwyższonymi udziałami frakcji rozpuszczonej. Udział frakcji rozpuszczonej w ściekach mechanicznie oczyszczonych wynosił 40–50% i był porównywalny z udziałem frakcji zawieszanej (46–57%), która dominowała w przypadku pozostałych OŚ. Ścieki z WOŚ i LOŚ charakteryzowały się również bardzo niskimi udziałami frakcji koloidalnej, zarówno po oczyszczaniu mechanicznym

(~4%), jak i biologicznym (2–6%). W ściekach oczyszczonych biologicznie stwierdzono przeważający (84–92%) udział frakcji rozpuszczonej ChZT, co wskazuje na wysoką efektywność procesu sedimentacji wtórnej.

Wyznaczone dla WOŚ i LOŚ **podział frakcyjny azotu ogólnego** w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie zestawiono w tabeli 5.8., a porównanie **frakcji azotu organicznego** z wynikami analogicznych badań na OŚ w północnej Polsce pokazano na rysunku 5.10.

Tabela 5.8. Podział frakcyjny związków azotu w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie WOŚ i LOŚ

Frakcje związków azotu	Jednostka	Ścieki oczyszczone					
		mechanicznie			biologicznie		
		WOŚ (n=9)	LOŚ (n=7)	Pagilla i in. (2008)	WOŚ (n=9)	LOŚ (n=7)	Pagilla i in. (2008)
$N_{og}$	g N/m <sup>3</sup>	59,0 ± 3,0	58,7 ± 6,4	57-80	12,4 ± 1,1	11,1 ± 1,9	8,3-17
N-NH <sub>4</sub>	% N <sub>og</sub>	80,6 ± 3,7	77,7 ± 3,4	53-65	0,4 ± 0,1	2,9 ± 1,5	1,6-27
N-NO <sub>x</sub>	% N <sub>og</sub>	-	-	0,2-0,5	85,2 ± 2,3	77,3 ± 4,6	47-79
N <sub>org</sub>	% N <sub>og</sub>	19,4 ± 3,7	22,3 ± 3,4	35-47	14,4 ± 2,3	19,8 ± 5,4	20-50
N <sub>org</sub> >1,2 μm	% N <sub>og</sub>	14,2 ± 2,6	11,5 ± 3,0	-	1,9 ± 0,5	6,5 ± 5,0	-
	% N <sub>org</sub>	73,8 ± 8,0	51,2 ± 8,8	43-68	13,3 ± 3,1	33 ± 23	17-27
N <sub>org</sub> 0,1–1,2 μm	% N <sub>og</sub>	1,4 ± 0,6	2,7 ± 1,0	-	3,1 ± 1,2	4,7 ± 5,0	-
	% N <sub>org</sub>	7,3 ± 3,7	12,5 ± 5,2	12-43	22 ± 10	22 ± 17	21-62
N <sub>org</sub> <0,1 μm	% N <sub>og</sub>	3,8 ± 1,8	8,2 ± 2,0	-	9,4 ± 2,4	8,6 ± 7,6	-
	% N <sub>og</sub>	18,9 ± 6,2	36,4 ± 6,7	5,5-41	64,7 ± 8,5	45 ± 37	19-62



Rys. 5.10. Porównanie podziału frakcyjnego azotu organicznego w ściekach oczyszczonych mechanicznie (lewa) i biologicznie (prawa)

Wyznaczone dla WOŚ i LOŚ, średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych mechanicznie oraz biologicznie wynosiło odpowiednio ~59 oraz 11–12 g N/m<sup>3</sup>, i mieściło się w zakresie wartości notowanych w OŚ w północnej Polsce, przy czym obserwowano dominujący udział frakcji nieorganicznej (odpowiednio azotu amonowego oraz azotanowego) stanowiącej ~80% N<sub>og</sub>. Wyznaczony udział azotu organicznego w N<sub>og</sub> w ściekach oczyszczonych mechanicznie (~20%) i biologicznie (15–20%), potwierdza, iż zazwyczaj podział frakcyjny

azotu organicznego ma zdecydowanie mniejsze znaczenie niż w przypadku związków organicznych. W ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ dominującą frakcją azotu organicznego była frakcja zawieszona (51-74% N<sub>org</sub>), co generalnie pokrywa się z przywołanymi danymi literaturowymi. Natomiast w ściekach oczyszczonych biologicznie stwierdzono przeważający (45–65% N<sub>org</sub>) udział frakcji rozpuszczonej azotu organicznego, przy znaczącym udziale frakcji koloidalnej (~22% N<sub>org</sub>), co również odpowiada udziałom notowanym w pozostałych OŚ. W przypadku WOŚ i LOŚ działania dążące do poprawy efektywności usuwania azotu powinny koncentrować się na poprawie usuwania azotu azotanowego (stanowiącego odpowiednio 85% i 77% N<sub>org</sub>) w procesie denitryfikacji.

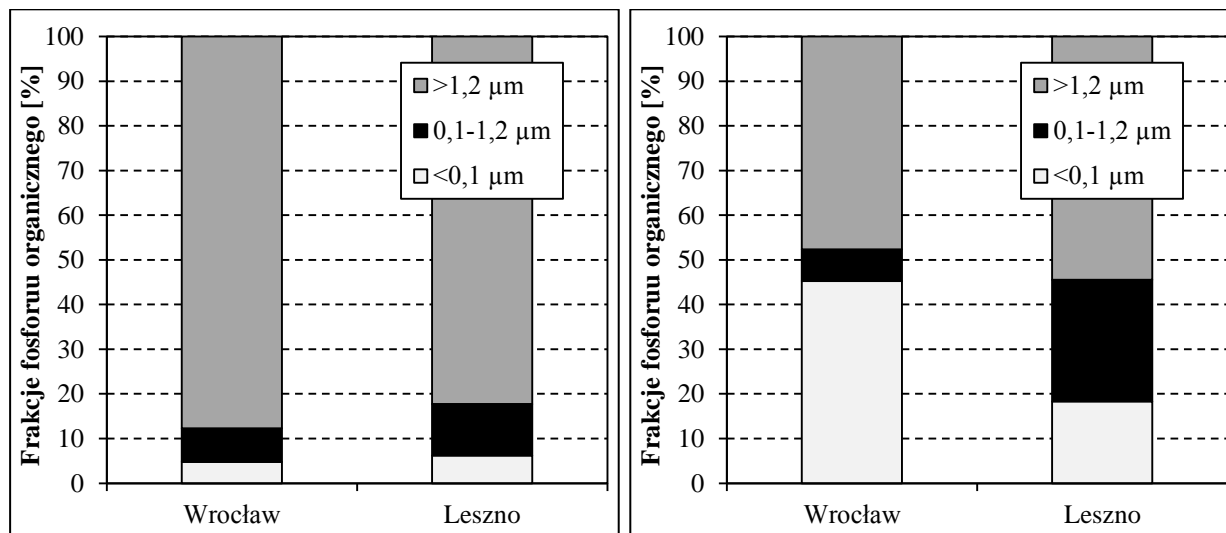
Wyznaczony dla WOŚ i LOŚ **podział frakcyjny fosforu ogólnego** w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie zestawiono w tabeli 5.9., a porównanie **frakcji fosforu organicznego** pokazano na rysunku 5.11.

Tabela 5.9. Podział frakcyjny związków fosforu w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie WOŚ i LOŚ

Fracje związków fosforu	Jednostka	Ścieki oczyszczone			
		mechanicznie		biologicznie	
		WOŚ (n=9)	LOŚ (n=7)	WOŚ (n=9)	LOŚ (n=7)
P <sub>og</sub>	g P/m <sup>3</sup>	7,4 ± 1,1	8,2 ± 0,9	0,13 ± 0,02	1,51 ± 0,31
P-PO <sub>4</sub>	% P <sub>og</sub>	60,3 ± 1,7	65,1 ± 5,6	45,1 ± 6,5	93,1 ± 3,6
P <sub>org</sub>	% P <sub>og</sub>	39,7 ± 1,7	34,9 ± 5,6	54,9 ± 6,5	6,9 ± 3,6
P <sub>org</sub> >1,2 μm	% P <sub>og</sub>	34,8 ± 3,0	28,9 ± 6,4	26,3 ± 4,8	4,1 ± 3,2
	% P <sub>org</sub>	87,7 ± 7,0	82,2 ± 7,1	47,7 ± 5,2	54,4 ± 23,5
P <sub>org</sub> 0,1–1,2 μm	% P <sub>og</sub>	3,0 ± 1,9	3,9 ± 2,3	3,9 ± 3,0	1,8 ± 1,3
	% P <sub>org</sub>	7,5 ± 4,6	11,5 ± 7,3	7,1 ± 5,5	27,2 ± 21,1
P <sub>org</sub> <0,1 μm	% P <sub>og</sub>	1,9 ± 1,4	2,2 ± 1,0	24,8 ± 4,1	1,1 ± 0,5
	% P <sub>org</sub>	4,8 ± 3,6	6,2 ± 2,7	45,3 ± 6,4	18,3 ± 9,0

Wyznaczone dla WOŚ i LOŚ, średnie stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych mechanicznie było zbliżone i wynosiło odpowiednio 7,4 oraz 8,2 g P/m<sup>3</sup>, mieściło się zatem w dolnym zakresie wartości 5–25 g P/m<sup>3</sup> podawanych w literaturze (Dymaczewski, 2011). Interesująco, w kontekście interpretacji wyników, kształtowało się natomiast średnie stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych biologicznie, które dla LOŚ wynosiło 1,5 g P/m<sup>3</sup> i mieściło się w typowym zakresie 1–2 g P/m<sup>3</sup> wymagań dla średnich i dużych OŚ w Polsce, a dla WOŚ wynosiło zaledwie 0,13 g P/m<sup>3</sup>, co odpowiada bardzo rygorystycznym wymaganiom (<0,2 g P/m<sup>3</sup>) stawianym niektórym OŚ w Stanach Zjednoczonych (Pagilla, 2008). W ściekach oczyszczonych mechanicznie WOŚ i LOŚ przeważającą frakcją fosforu ogólnego był nieorganiczny fosfor fosforanowy (60–65% P<sub>og</sub>), natomiast w ramach fosforu organicznego (35–40% P<sub>og</sub>) dominowała frakcja zawieszona (82–87% P<sub>org</sub>). W ściekach oczyszczonych biologicznie LOŚ frakcja fosforu fosforanowego stanowiła 93% fosforu ogólnego, natomiast w ramach fosforu organicznego (zaledwie 7% P<sub>og</sub>) dominowała frakcja zawieszona (54% P<sub>org</sub>), przy istotnym udziale frakcji koloidalnej (27% P<sub>org</sub>), zatem działania dążące do poprawy

efektywności usuwania fosforu powinny koncentrować się na poprawie usuwania fosforu fosforanowego. Natomiast, w ściekach oczyszczonych biologicznie WOŚ, przy bardzo niskim stężeniu fosforu ogólnego, udział frakcji fosforu fosforanowego (45%  $P_{og}$ ) był niższy niż udział fosforu organicznego (55%  $P_{og}$ ), w ramach którego obserwowano zbliżone ( $\sim 45\%$   $P_{org}$ ) udziały frakcji zawieszanej i rozpuszczonej.



Rys. 5.11. Porównanie podziału frakcyjnego fosforu organicznego w ściekach oczyszczonych mechanicznie (lewa) i biologicznie (prawa)

Podsumowując należy stwierdzić, że podział frakcyjny zanieczyszczeń w ściekach surowych i mechanicznie oczyszczonych jest cechą charakterystyczną danej oczyszczalni ścieków i jest wypadkową zarówno właściwości ścieków trafiających do kanalizacji (w tym rodzaju i udziału ścieków przemysłowych), jak i charakteru sieci kanalizacyjnej oraz sposobu eksploatacji urządzeń węzła wstępnego oczyszczania ścieków (np. stosowania wstępnego strącania).

Cechami wspólnymi ogólnospławnych sieci kanalizacyjnych we Wrocławiu i Lesznie jest płaska i nizinna zlewnia ścieków oraz długi kolektor grawitacyjny doprowadzający ścieki do OŚ położonych w znacznej odległości od centrum miast (WOŚ na obrzeżach miasta około 15 km od centrum, LOŚ poza miastem około 8 km od centrum). Ponadto, we Wrocławiu, w celu zwalczania odorów, w wybranych punktach na sieci kanalizacyjnej dawkowany jest preparat Ferrox (roztwór kationów żelaza oraz anionów azotanowych), który również może mieć wpływ na procesy przemian zanieczyszczeń zachodzące podczas przepływu ścieków w kanalizacji.

Dodatkowo, w okresie prowadzenia badań na WOŚ i LOŚ osadniki wstępne pracowały przy stosunkowo niskim obciążeniu hydraulicznym (odpowiednio 0,8 oraz 0,4  $m^3/m^2 \cdot h$ ) oraz długim czasie przetrzymania (odpowiednio 2,6 oraz 4,8 h), co mogło się przełożyć na obserwowane podwyższone udziały frakcji rozpuszczonych w ściekach mechanicznie oczyszczonych.

Podział frakcyjny zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych biologicznie jest pochodną składu ścieków doprowadzanych do reaktorów biologicznych, jak również rodzaju i efektywności stosowanych procesów biologicznego oczyszczania oraz separacji zawiesin, a także ewentualnego symultanicznego lub końcowego strącania fosforanów, którego efektem ubocznym jest poprawa usuwania frakcji koloidalnej oraz zawieszanej zanieczyszczeń.

## 5.3.2.2. Podział na frakcje modelu ASM 2d

Badania podziału związków organicznych, azotu i fosforu w ściekach mechanicznie oczyszczonych na frakcje modelu ASM 2d miały na celu porównanie alternatywnych metod charakterystyki frakcji zanieczyszczeń (głównie związków organicznych), a ich wyniki stanowiły podstawę do identyfikacji udziałów frakcji zanieczyszczeń stanowiących zbiór danych wejściowych do modelu układu osadu czynnego WOŚ.

W kolejnych podrozdziałach przedstawiono wyniki ( $n$  – liczba pomiarów) uzyskane dla poszczególnych frakcji zanieczyszczeń dla WOŚ oraz porównawczo LOŚ, a także typowe zakresy wartości i udziałów podawane w literaturze.

Założono, że podział frakcyjny zanieczyszczeń w ściekach WOŚ zostanie wyznaczony w oparciu o syntezę wyników różnych metod, natomiast ostateczna jego weryfikacja zostanie dokonana już na etapie właściwej kalibracji modelu, w oparciu o porównanie przewidywań modelu z wynikami z obiektu rzeczywistego (por. pkt. 7.1.2).

5.3.2.2.1. Frakcja  $S_I$ 

Wyniki oznaczeń frakcji niebiodegradowalnej rozpuszczonej  $S_I$ , w ściekach biologicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ, metodami fizyczno-chemicznymi opartymi o filtrację przez filtry o zróżnicowanej wielkości porów (1,2, 0,45, 0,1  $\mu\text{m}$ ), z ewentualną wstępną flokulacją (ff 0,45  $\mu\text{m}$ ), zestawiono w tabeli 5.10.

Tabela 5.10. Zestawienie wyników oznaczeń frakcji  $S_I$ 

Frakcja	Jednostka	Metoda	WOŚ ( $n=9$ )	LOŚ ( $n=7$ )	Wartości literaturowe*
$S_I$	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	<1,2 $\mu\text{m}$	$20,9 \pm 0,7$	$18,4 \pm 2,8$	20-100 $\text{g O}_2/\text{m}^3$ 3-20% ChZT
		<0,45 $\mu\text{m}$	$20,7 \pm 0,7$	$17,7 \pm 2,8$	
		<0,1 $\mu\text{m}$	$20,4 \pm 0,7$	$17,1 \pm 2,4$	
		ff 0,45 $\mu\text{m}$	$19,6 \pm 2,1$	-	
	% ChZT	<0,1 $\mu\text{m}$	$5,2 \pm 0,3$	$4,1 \pm 0,2$	

\* Henze i in. (2000), Melcer i in. (2003), Mąkinia (2010)

Wyznaczone stężenia frakcji  $S_I$  w ściekach biologicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ nie różnią się istotnie pomiędzy zastosowanymi metodami, szczególnie na tle średniej wartości całkowitego ChZT w ściekach mechanicznie oczyszczonych równej  $\sim 400 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ . Uzyskane wyniki są typowe dla niskoobciążonych, wysokosprawnych OŚ, z uwagi na zazwyczaj bardzo małą zawartość w ściekach oczyszczonych frakcji koloidalnej, która jest usidlana w kłaczkach osadu czynnego (Melcer i in., 2003). Niemniej jednak zaleca się wykorzystanie filtrów o możliwie małym rozmiarze porów.

Do dalszych analiz przyjęto wyniki uzyskane metodą <0,1  $\mu\text{m}$ , a zatem średnie stężenie frakcji  $S_I$  wyznaczone w ściekach WOŚ i LOŚ wynosiło odpowiednio 20,4 i 17,1  $\text{g O}_2/\text{m}^3$ , co odpowiadało średniemu udziałowi w całkowitym ChZT na poziomie odpowiednio 5,2% i 4,1%. Wartości te mieszczą się w dolnym zakresie typowych wartości podawanych w literaturze.

5.3.2.2.2. Frakcja  $S_A$ 

Wyniki oznaczeń frakcji produktów fermentacji  $S_A$ , w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ, metodą z wykorzystaniem testów kuwetowych LKT zestawiono w tabeli 5.11.

Tabela 5.11. Zestawienie wyników oznaczeń frakcji  $S_A$ 

Frakcja	Jednostka	WOŚ (n=9)	LOŚ (n=7)	Wartości literaturowe*
$S_A$	g Ac/m <sup>3</sup>	66 ± 8	75 ± 19	10-60 g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> 2-15% ChZT
	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	70 ± 8	80 ± 21	
	% ChZT	18 ± 2	19 ± 3	

\* Henze i in. (2000), Mąkinia (2010)

Średnie stężenie frakcji  $S_A$  wyznaczone w ściekach WOŚ i LOŚ wynosiło odpowiednio 70 i 80 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>, co odpowiadało średniemu udziałowi w całkowitym ChZT na poziomie odpowiednio 18% i 19% – wartości te przekraczają nieznacznie zakres wartości typowych podawanych w literaturze, co może być spowodowane opisaną wcześniej charakterystyką systemów kanalizacyjnych we Wrocławiu i Lesznie.

Prowadzone równoległe, kontrolne oznaczenia LKT metodą chromatografii gazowej w ściekach WOŚ wykazały, że frakcję  $S_A$  stanowił głównie kwas octowy, którego średni udział w sumie LKT przekraczał 80%, natomiast średnie stężenia pozostałych oznaczanych kwasów (propionowego, izomasłowego, masłowego i izowalerianowego) były zbliżone i kształtowały się na poziomie 2–3 g/m<sup>3</sup> – w żadnej z próbek nie stwierdzono obecności kwasu walerianowego.

5.3.2.2.3. Frakcja  $S_S$ 

Wyniki oznaczeń frakcji biodegradowalnej łatworozkładalnej  $S_S$ , w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ, metodami fizyczno-chemicznymi opartymi o filtrację przez filtry o zróżnicowanej wielkości porów (1,2, 0,45, 0,1 μm), z ewentualną wstępną flokulacją (ff 0,45 μm), oraz metodami respirometrycznymi opartymi o pomiar szybkości poboru tlenu (OUR) lub azotanów (NUR) zestawiono w tabeli 5.12, a w celu lepszego zobrazowania pokazano również na rysunku 5.12.

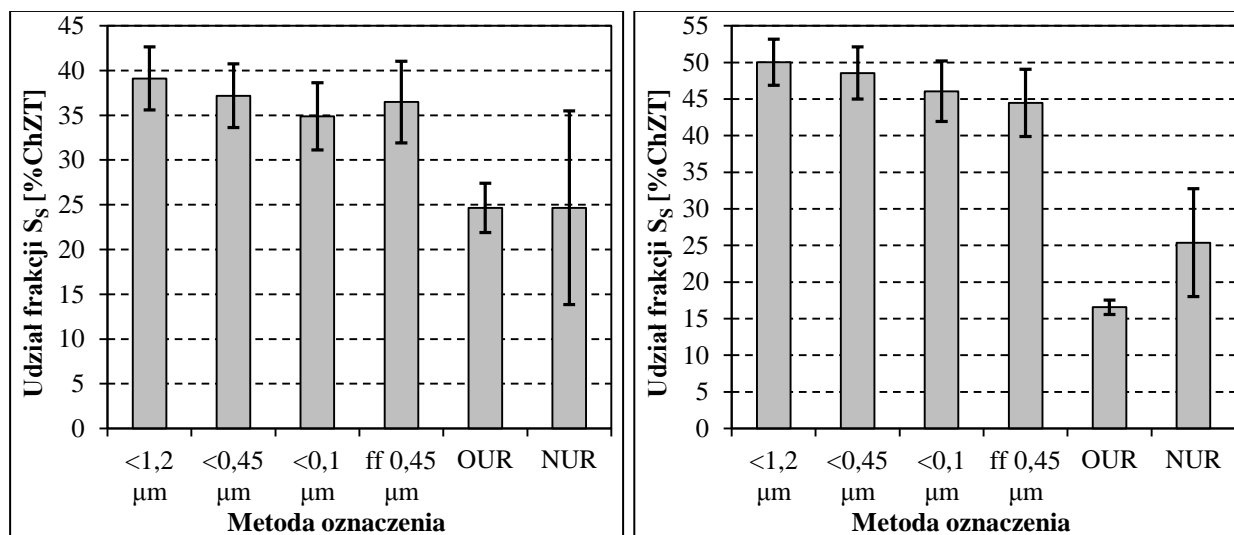
Wyznaczone udziały frakcji  $S_S$  w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ różnią się istotnie w zależności od zastosowanej metody – wynoszą odpowiednio 35–39% i 44–50% w przypadku metod fizyczno-chemicznych oraz ~25% i 17–25% w przypadku metod respirometrycznych.

W ostatnich latach opublikowano kilka prac, w których również stwierdzono tego rodzaju rozbieżności (Ginestet i in., 2002; Gillot i Choubert, 2010; Fall i in., 2011). Dostępne w literaturze dane dotyczące udziałów frakcji  $S_S$  wyznaczanych różnymi metodami wskazują, że udziały frakcji  $S_S$  wyznaczone metodami fizyczno-chemicznymi (10–50% ChZT) są istotnie wyższe niż udziały wyznaczone metodami respirometrycznymi (5–30% ChZT). Brak jest jednocześnie danych dotyczących konsekwencji przyjęcia podziału frakcyjnego, wyznaczonego w oparciu o alternatywne metody, na kalibrację i wyniki przewidywań modeli osadu czynnego, tym bardziej, że udziały poszczególnych frakcji są nierzadko modyfikowane na etapie kalibracji.

Tabela 5.12. Zestawienie wyników oznaczeń frakcji  $S_S$ 

Frakcja	Metoda	Jednostka	WOŚ	$n$	LOŚ	$n$	Wartości literaturowe*
$S_S$	<1,2 $\mu\text{m}$	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	$153 \pm 14$	9	$209 \pm 36$	7	30-300 $\text{g O}_2/\text{m}^3$ 5-50% ChZT
		% ChZT	$39 \pm 4$		$50 \pm 3$		
	<0,45 $\mu\text{m}$	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	$145 \pm 14$	9	$203 \pm 36$	7	
		% ChZT	$37 \pm 4$		$49 \pm 4$		
	<0,1 $\mu\text{m}$	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	$136 \pm 14$	9	$192 \pm 35$	7	
		% ChZT	$35 \pm 4$		$46 \pm 4$		
	ff 0,45 $\mu\text{m}$	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	$142 \pm 16$	9	$185 \pm 34$	7	
		% ChZT	$36 \pm 5$		$44 \pm 5$		
	OUR	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	$94 \pm 16$	8	$84 \pm 5$	3	
		% ChZT	$25 \pm 3$		$17 \pm 1$		
	NUR	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	$90 \pm 49$	2	$120 \pm 57$	2	
		% ChZT	$25 \pm 11$		$25 \pm 7$		

\* Henze i in. (2000), Melcer i in. (2003), Mąkinia (2010)



Rys. 5.12. Udział frakcji  $S_S$  w całkowitym ChZT w ściekach WOŚ (lewa) i LOŚ (prawa)

Powyższe kontrowersje, jak również wady i zalety poszczególnych metod, sprawiły, że nie ma obecnie ogólnie przyjętej i standardowej procedury wyznaczania frakcji  $S_S$ . Niedawno opublikowany protokół kalibracji IWA (Rieger i in., 2013), choć nie rozstrzyga ostatecznie o prawidłowości żadnej z dostępnych metod, tymczasowo zaleca stosowanie metody z wstępną flokulacją i filtracją ścieków (ff 0,45  $\mu\text{m}$ ).

Badania przedstawione w niniejszej pracy pokazały, że wyniki uzyskiwane metodą filtracji <0,1  $\mu\text{m}$  oraz metodą z wstępną flokulacją i filtracją ścieków (ff 0,45  $\mu\text{m}$ ) są porównywalne, natomiast istotną zaletą metodą filtracji <0,1  $\mu\text{m}$  jest fakt, iż pozwala ona na spójne wyznaczenie nie tylko frakcji ChZT, ale również azotu i fosforu. W subiektywnej opinia autora, metoda filtracji <0,1  $\mu\text{m}$  jest również prostsza i szybsza w wykonaniu.

Do dalszych analiz przyjęto wyniki uzyskane metodą filtracji  $<0,1 \mu\text{m}$ , a zatem średnie stężenie frakcji  $S_S$  wyznaczone w ściekach WOŚ i LOŚ wynosiło odpowiednio  $136$  i  $192 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ , co odpowiadało średniemu udziałowi w całkowitym ChZT na poziomie odpowiednio  $35\%$  i  $46\%$  – uzyskane wartości mieszczą w zakresie typowych wartości podawanych w literaturze.

#### 5.3.2.2.4. Frakcja $S_F$

Zawartość frakcji fermentowalnej  $S_F$ , w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ, wyliczoną z różnicy frakcji  $S_S$  ( $<0,1 \mu\text{m}$ ) oraz  $S_A$  zestawiono w tabeli 5.13.

Tabela 5.13. Zestawienie wyników oznaczeń frakcji  $S_F$

Frakcja	Jednostka	WOŚ ( $n=9$ )	LOŚ ( $n=7$ )	Wartości literaturowe*
$S_F$	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	$66 \pm 10$	$112 \pm 16$	$20\text{-}250 \text{ g O}_2/\text{m}^3$
	% ChZT	$17 \pm 3$	$27 \pm 2$	$10\text{-}30\% \text{ ChZT}$

\* Henze i in. (2000)

Średnie stężenie frakcji  $S_F$  wyznaczone w ściekach WOŚ i LOŚ wynosiło odpowiednio  $66$  i  $112 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ , co odpowiadało średniemu udziałowi w całkowitym ChZT na poziomie odpowiednio  $17\%$  i  $27\%$  – wartości te mieszczą się w zakresie typowych wartości podawanych w literaturze.

#### 5.3.2.2.5. Frakcja $X_S$

Wyniki oznaczeń frakcji biodegradowalnej wolnorozkładalnej  $X_S$ , w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ, metodami respirometrycznymi opartymi o długoterminowy pomiar BZT (dBZT) oraz krótkotrwały pomiar szybkości poboru tlenu (OUR) zestawiono w tabeli 5.14.

Tabela 5.14. Zestawienie wyników oznaczeń frakcji  $X_S$

Frakcja	Metoda	Jednostka	WOŚ	$n$	LOŚ	$n$	Wartości literaturowe*
$X_S$	dBZT	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	$173 \pm 22$	6	$133 \pm 6$	3	$80\text{-}600 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ $30\text{-}80\% \text{ ChZT}$
		% ChZT	$43 \pm 6$		$25 \pm 1$		
	OUR	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	$212 \pm 21$	8	$274 \pm 35$	3	
		% ChZT	$56 \pm 5$		$54 \pm 8$		
$S_S + X_S$	dBZT	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	$313 \pm 14$	6	$365 \pm 2$	3	-
		% ChZT	$79 \pm 3$		$70 \pm 1$		
	OUR	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	$306 \pm 32$	8	$358 \pm 33$	3	
		% ChZT	$80 \pm 5$		$70 \pm 7$		

\* Henze i in. (2000), Melcer i in. (2003), Mąkinia (2010)

Wyznaczone średnie udziały frakcji  $X_S$  w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ różnią się istotnie w zależności od przyjętej metody oznaczania – wynoszą odpowiednio  $43\%$  i  $25\%$  w przypadku metody dBZT oraz  $56\%$  i  $54\%$  w przypadku metody OUR. Różnica ta wynika jednak z przyjętego sposobu interpretacji wyników powyższych metod, a dokładniej

z odmiennego sposobu wyznaczenia frakcji  $S_S$ : filtracja  $<0,1 \mu\text{m}$  dla metody dBZT (opis poniżej) oraz pomiar szybkości zużycia tlenu dla metody OUR (opis w pkt. 5.6.1). Wyznaczona obiema metodami zawartość biodegradowalnego ChZT (suma frakcji  $S_S+X_S$ ) jest zbliżona i wynosi  $\sim 80\%$  ChZT dla WOŚ oraz  $\sim 70\%$  ChZT dla LOŚ. Udziały frakcji  $X_S$  wyznaczone metodami dBZT i OUR można traktować odpowiednio jako dolną i górną granicę prawdopodobnej zawartości frakcji  $X_S$  w ściekach.

Mając na uwadze trudność jednoznacznego rozgraniczenia charakterystycznych stref respirogramów (patrz rysunek 3.7.), a w konsekwencji wyznaczenia frakcji  $S_S$  tą metodą, do dalszych analiz wzięto wyniki uzyskane przy przyjęciu frakcji  $S_S < 0,1 \mu\text{m}$ . W konsekwencji przyjęto średnie stężenie frakcji  $X_S$  w ściekach WOŚ równe  $173 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ , co odpowiada średniemu udziałowi w całkowitym ChZT na poziomie odpowiednio 43%. Wartości te mieszczą w zakresie typowych wartości podawanych w literaturze.

Wyniki **długoterminowego testu BZT** mającego na celu wyznaczenie całkowitego biodegradowalnego ChZT (sumy frakcji  $S_S$  i  $X_S$ ) w ściekach WOŚ i LOŚ zestawiono w tabeli 5.15. (metodykę opisano w pkt. 3.2.1.2.2).

**Tabela 5.15. Zestawienie wyników długoterminowego testu BZT**

Parametr	Jednostka	WOŚ ( $n=6$ )		LOŚ ( $n=3$ )	
<b>Wyniki testu bChZT</b>					
BZT <sub>5</sub>	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	251 ± 10		297 ± 6	
kBZT	$\text{d}^{-1}$	0,61 ± 0,09		0,61 ± 0,04	
BZT <sub>c</sub>	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	266 ± 12		310 ± 2	
bChZT	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	313 ± 14		365 ± 2	
<b>Wyznaczone frakcje ChZT *</b>					
<b>Frakcja</b>		$\text{g O}_2/\text{m}^3$	% ChZT	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	% ChZT
<b>ChZT</b>		399 ± 22	-	525 ± 5	-
<b><math>S_S + X_S</math> (bChZT)</b>		313 ± 14	79 ± 3	365 ± 2	70 ± 1
<b><math>S_S</math> (<math>&lt;0,1 \mu\text{m}</math>)</b>		141 ± 28	35 ± 6	233 ± 5	44 ± 1
<b><math>X_S</math></b>		173 ± 22	43 ± 6	133 ± 6	25 ± 1
<b><math>S_I + X_I</math></b>		86 ± 13	21 ± 3	160 ± 3	30 ± 1
<b><math>S_I</math> (<math>&lt;0,1 \mu\text{m}</math>)</b>		20 ± 1	5,1 ± 0,3	22 ± 1	4,2 ± 0,2
<b><math>X_I</math></b>		66 ± 13	16 ± 3	138 ± 5	26 ± 1

\* szarym tłem wyróżniono wartości przyjęte na podstawie wyników innych metod

Test dBZT, na podstawie przebiegu zmian BZT próbki ścieków w czasie długotrwałej inkubacji, pozwolił na wyznaczenie biodegradowalnego ChZT ( $\text{bChZT} = S_S + X_S$ ), co przy wyznaczonej wcześniej zawartości frakcji  $S_S$  w ściekach umożliwiło wyliczenie zawartości frakcji  $X_S$ . Ponadto, z różnicy pomiędzy oznaczonym analitycznie ChZT ścieków oraz bChZT, będącej sumą frakcji niebiodegradowalnych ( $S_I + X_I$ ), po przyjęciu oznaczonej wcześniej zawartości frakcji  $S_I$  w ściekach, wyliczono zawartości frakcji  $X_I$ .

5.3.2.2.6. Frakcja  $X_I$ 

Wyniki oznaczeń frakcji niebiodegradowalnej nierozpuszczonej  $X_I$ , w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ, metodami respirometrycznymi opartymi o długoterminowy pomiar BZT (dBZT) oraz krótkotrwały pomiar szybkości poboru tlenu (OUR), a także metodą bazującą na bilansie masy dla laboratoryjnego reaktora SBR w stanie quasi-ustalonym (test  $X_I$ ) zestawiono w tabeli 5.16.

Tabela 5.16. Zestawienie wyników oznaczeń frakcji  $X_I$ 

Frakcja	Metoda	Jednostka	WOŚ	$n$	LOŚ	$n$	Wartości literaturowe*
$X_I$	dBZT	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	$66 \pm 13$	6	$138 \pm 5$	3	30-150 $\text{g O}_2/\text{m}^3$ 7-55% ChZT
		% ChZT	$16 \pm 3$		$26 \pm 1$		
	OUR	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	$54 \pm 19$	8	$132 \pm 41$	3	
		% ChZT	$14 \pm 5$		$26 \pm 7$		
	test $X_I$	$\text{g O}_2/\text{m}^3$	58-62	1	-	-	
		% ChZT	15-16				

\* Henze i in. (2000), Melcer i in. (2003), Mąkinia (2010)

Wyznaczona różnymi metodami zawartość frakcji  $X_I$  w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ przyjmuje zbliżone wartości. Średnie stężenie frakcji  $X_I$  wyznaczone w ściekach WOŚ i LOŚ wynosiło odpowiednio 54–66 oraz 132–138  $\text{g O}_2/\text{m}^3$ , co odpowiadało średniemu udziałowi w całkowitym ChZT na poziomie odpowiednio 14–16% oraz 26% – wartości te mieszczą się w zakresie typowych wartości podawanych w literaturze.

**Długoterminowy test  $X_I$  w laboratoryjnym reaktorze SBR** miał na celu wyznaczenie zawartości frakcji  $X_I$  w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ według metodyki opisanej w pkt. 3.2.1.2.3.

W celu weryfikacji poprawności uzyskiwanych wyników, sprawdzono bilans zawiesin mineralnych dla laboratoryjnego reaktora SBR, wyrażony równaniem:

$$X_{\min,R} = \frac{V_D \cdot X_{\min,D} \cdot WO}{V_R} \quad (5.1)$$

gdzie:

$X_{\min,R}$  – stężenie zawiesin mineralnych w reaktorze,  $\text{g sm}/\text{m}^3$ ,

$X_{\min,D}$  – stężenie zawiesin mineralnych w ściekach doprowadzanych do reaktora,  $\text{g sm}/\text{m}^3$ ,

$V_D$  – dobową objętość ścieków doprowadzanych do reaktora,  $\text{dm}^3$ ,

$V_R$  – objętość reaktora,  $\text{dm}^3$ ,

$WO$  – wiek osadu, d,

Wykorzystując przyjęte i wyznaczone w trakcie testu  $X_I$  wartości parametrów, zestawione w tabeli 5.17., obliczono teoretyczne stężenia frakcji mineralnej (równanie 5.1) i organicznej (równanie 3.3) osadu czynnego w reaktorze SBR, które następnie porównano z rzeczywistymi wartościami mierzonymi w trakcie szarży pomiarowej w reaktorze SBR (tabela 5.18.).

Tabela 5.17. Zestawienie parametrów przyjętych oraz wyznaczonych na potrzeby interpretacji wyników testu  $X_I$ 

Parametr	ASM 2d			Wyznaczony w teście $X_I$				
	$Y_H$	$b_H$	f	WO	ChZT <sub>D</sub>	$X_{min, D}$	$f_{SI}$	$f_{CV}$
Jednostka	g O <sub>2</sub> /g O <sub>2</sub>	d <sup>-1</sup>	-	d	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	g sm/m <sup>3</sup>	-	g O <sub>2</sub> / g smo
Wartość	<b>0,63</b>	<b>0,4</b>	<b>0,1</b>	<b>20,6 ± 0,2</b>	<b>388 ± 7</b>	<b>20 ± 1</b>	<b>0,062 ± 0,002</b>	<b>1,48 ± 0,04</b>

Tabela 5.18. Porównanie wyznaczonych i obliczonych stężeń frakcji mineralnej i organicznej osadu czynnego w reaktorze SBR w teście  $X_I$ 

Parametr	Jednostka	Wartość			
		wyznaczona w teście $X_I$		obliczona	
$X_{min, R}$	g sm/m <sup>3</sup>	355 ± 22		341	
$X_{org, R}$	g smo/m <sup>3</sup>	<i>dla <math>f_{XI}</math></i>			
		<i>0,14</i>	<i>0,15</i>	<i>0,16</i>	<i>0,17</i>
		1071	<b>1110</b>	<b>1150</b>	1189

Na podstawie porównania wyznaczonych i obliczonych stężeń frakcji mineralnej i organicznej osadu czynnego w reaktorze SBR, stwierdzono, że bilans masy zawieszin organicznych spełniony był w zadowalającym stopniu, a szacowany udział frakcji  $X_I$  w całkowitym ChZT ścieków mechanicznie oczyszczonych WOŚ kształtował się w granicach 15–16%.

#### 5.3.2.2.7. Frakcja $X_H$

Wyniki oznaczeń frakcji bakterii heterotroficznych  $X_H$ , w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ, metodą respirometryczną opartą o pomiar szybkości poboru tlenu przy wysokim stosunku S/X zestawiono w tabeli 5.19.

Tabela 5.19. Zestawienie wyników oznaczeń frakcji  $X_H$ 

Parametr	Jednostka	WOŚ (n=11)	Wartości literaturowe*
$X_H$	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	<b>60 ± 37</b>	20-120 g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>
	% ChZT	<b>15 ± 10</b>	5-25% ChZT

\* Henze i in. (2000), Melcer i in. (2003), Mąkinia (2010)

Wyznaczone średnie stężenie frakcji  $X_H$  w ściekach wynosiło 60 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>, co odpowiadało średniemu udziałowi w całkowitym ChZT na poziomie 15% – obie wartości mieszczą się w środku zakresów typowych wartości podawanych w literaturze.

Ostatecznie, z uwagi na dużą zmienność zawartości frakcji  $X_H$  w ściekach, zdecydowano się nie uwzględniać jej w podziale frakcyjnym ChZT na potrzeby modelu ASM 2d, co jest powszechnie stosowanym podejściem. ChZT frakcji  $X_H$  zostało uwzględnione we frakcji  $X_S$ , przy czym zgodnie z zaleceniami literaturowymi przyjęto zwiększoną o ~10% (z 0,625 do 0,67) wartość współczynnika  $Y_H$  (Henze, 1992). Z uwagi na dużą szybkość przyrostu bakterii heterotroficznych, zawartości frakcji  $X_H$  w ściekach nie ma większego znaczenia w przypadku układów niskoobciążonego osadu czynnego, choć może być istotna dla prawidłowych przewidywań pracy układów wysokoobciążonych, np. stopnia A w układzie A/B.

## 5.3.2.2.8. Udziały azotu i fosforu we frakcjach związków organicznych

Wyniki oszacowania udziałów azotu i fosforu we frakcjach związków organicznych (wraz z przyjętym sposobem oszacowania), w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ, metodą fizyczno-chemiczną opartą o filtrację przez filtry o zróżnicowanej wielkości porów (1,2 i 0,1  $\mu\text{m}$ ) zestawiono w tabeli 5.20. z wartościami domyślnymi modelu ASM 2d

Tabela 5.20. Zestawienie udziału azotu i fosforu we frakcjach związków organicznych

Udział	Symbol	Jednostka	Wartość			Sposób oszacowania
			ASM 2d	WOŚ (n=9)	LOŚ (n=7)	
<b>Ścieki oczyszczone biologicznie</b>						
<b>N w S<sub>I</sub></b>	$i_{N, SI}$	g N/g ChZT	0,01	0,058 $\pm 0,017$	0,057 $\pm 0,053$	$N_{org}/ChZT (<0,1 \mu\text{m})$
<b>P w S<sub>I</sub></b>	$i_{P, SI}$	g P/g ChZT	0,00	0,0015 $\pm 0,0001$	0,0009 $\pm 0,0005$	$P_{org}/ChZT (<0,1 \mu\text{m})$
<b>Ścieki oczyszczone mechanicznie</b>						
<b>N w X<sub>I</sub></b>	$i_{N, XI}$	g N/g ChZT	0,02	0,039 $\pm 0,006$	0,036 $\pm 0,011$	$N_{org}/ChZT (>1,2 \mu\text{m})$
<b>N w X<sub>S</sub></b>	$i_{N, XS}$	g N/g ChZT	0,04			
<b>N w X<sub>B</sub></b>	$i_{N, BM}$	g N/g ChZT	0,07	0,039 $\pm 0,006$	0,041 $\pm 0,010$	$N_{org}/ChZT (>0,1 \mu\text{m})$
<b>P w X<sub>I</sub></b>	$i_{P, XI}$	g P/g ChZT	0,01	0,012 $\pm 0,003$	0,012 $\pm 0,003$	$P_{org}/ChZT (>1,2 \mu\text{m})$
<b>P w X<sub>S</sub></b>	$i_{P, XS}$	g P/g ChZT	0,01			
<b>P w X<sub>B</sub></b>	$i_{P, BM}$	g P/g ChZT	0,02	0,012 $\pm 0,002$	0,013 $\pm 0,002$	$P_{org}/ChZT (>0,1 \mu\text{m})$
<b>N w S<sub>F</sub></b>	$i_{N, SF}$	g N/g ChZT	0,03	0,032 $\pm 0,021$	0,042 $\pm 0,014$	$(N_{org}-N_{org SI})/(ChZT-LKT-S_I) (<0,1 \mu\text{m})$ dla domyślnego $i_{N, SI}$
				0,019 $\pm 0,020$	0,035 $\pm 0,014$	$(N_{org}-N_{org SI})/(ChZT-LKT-S_I) (<0,1 \mu\text{m})$ dla wyznaczonego $i_{N, SI}$
<b>P w S<sub>F</sub></b>	$i_{P, SF}$	g P/g ChZT	0,01	0,002 $\pm 0,002$	0,002 $\pm 0,001$	$(P_{org}-P_{org SI})/(ChZT-LKT-S_I) (<0,1 \mu\text{m})$ dla domyślnego $i_{P, SI}$
				0,002 $\pm 0,002$	0,001 $\pm 0,001$	$(P_{org}-P_{org SI})/(ChZT-LKT-S_I) (<0,1 \mu\text{m})$ dla wyznaczonego $i_{P, SI}$

Na podstawie przeprowadzonych badań stwierdzono zdecydowanie podwyższony udział azotu we frakcji S<sub>I</sub>, który zarówno dla WOŚ i LOŚ wynosił około 0,06 g N/g ChZT przy wartości domyślnej 0,01 g N/g ChZT. Wyznaczono również niewielki (~0,001 g P/g ChZT) lecz niezerowy udział fosforu we frakcji S<sub>I</sub>.

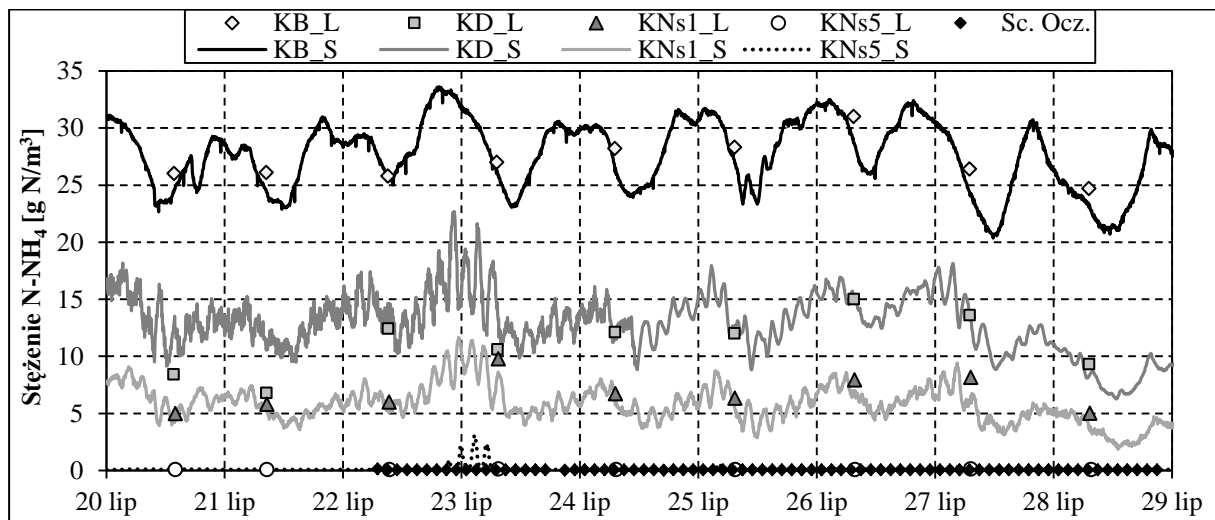
Wyznaczone udziały azotu i fosforu we frakcji zawieszony (>1,2  $\mu\text{m}$ ) oraz nierozpuszczonej (koloidalnej i zawieszony – >0,1  $\mu\text{m}$ ) wynoszące odpowiednio ~0,04 g N/g ChZT oraz ~0,012 g P/g ChZT były zbliżone do wartości domyślnych dla frakcji X<sub>S</sub>. Należy przy tym pamiętać, że z uwagi na proporcje frakcji nierozpuszczonych w ściekach, wyznaczone wartości udziałów odzwierciedlają głównie skład frakcji X<sub>S</sub>, a w mniejszym stopniu frakcji X<sub>I</sub>. W szczególności nie należy na tej podstawie korygować domyślnych udziałów azotu i fosforu w biomasy, gdyż wynikają one ze stechiometrycznego składu biomasy.

W przypadku frakcji S<sub>F</sub> stwierdzono zdecydowanie mniejszy niż domyślny (0,01 g P/g ChZT) udział fosforu wynoszący ~0,002 g P/g ChZT, przy zbliżonych do domyślnych wartościach wyznaczonego udziału azotu.

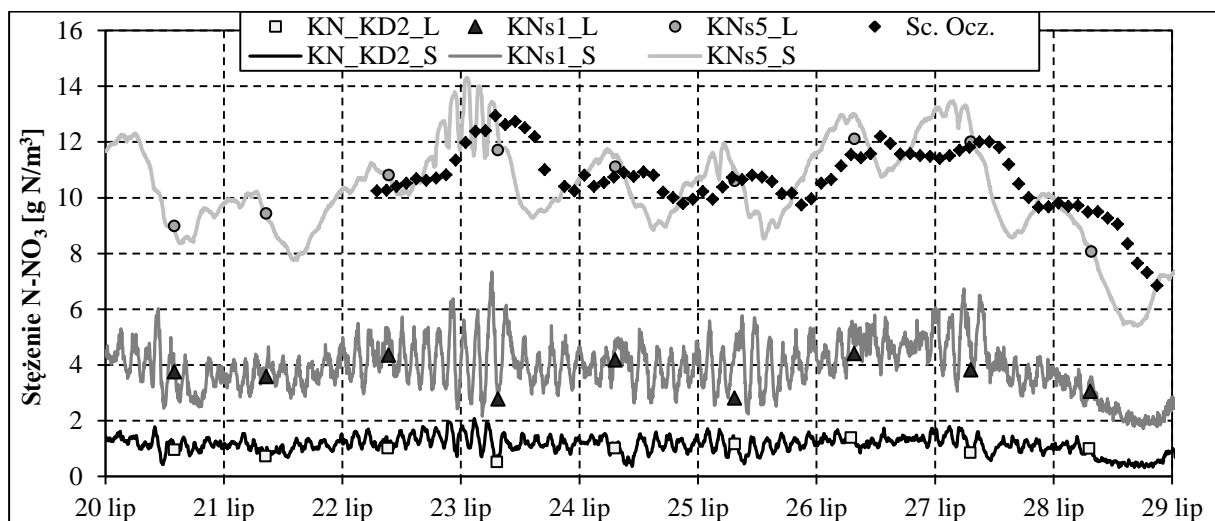
## 5.4. Badania profili stężenia zanieczyszczeń w komorach

Wyznaczenie profili stężeń zanieczyszczeń (głównie nieorganicznych form azotu i fosforu) w poszczególnych komorach reaktora biologicznego dostarcza cennych informacji na potrzeby kalibracji modelu osadu czynnego, szczególnie w przypadku niskoobciążonych wysokosprawnych OŚ, których ścieki oczyszczone zazwyczaj charakteryzują się niskimi stężeniami zanieczyszczeń i niewielką amplitudą ich zmienności, więc nie dostarczają odpowiednich informacji dla poprawnej kalibracji modelu, szczególnie w zakresie usuwania związków biogenych.

Wyznaczone przebiegi czasowe stężenia azotu amonowego i azotanowego oraz fosforu fosforanowego w wybranych punktach na długości reaktora biologicznego WOŚ przedstawiono odpowiednio na rysunkach 5.13., 5.14. oraz 5.15. Warto zwrócić uwagę na bardzo dobrą zgodność wyników kontrolnych oznaczeń laboratoryjnych („L”, punkty) z wynikami pomiarów on-line („S”, linie).

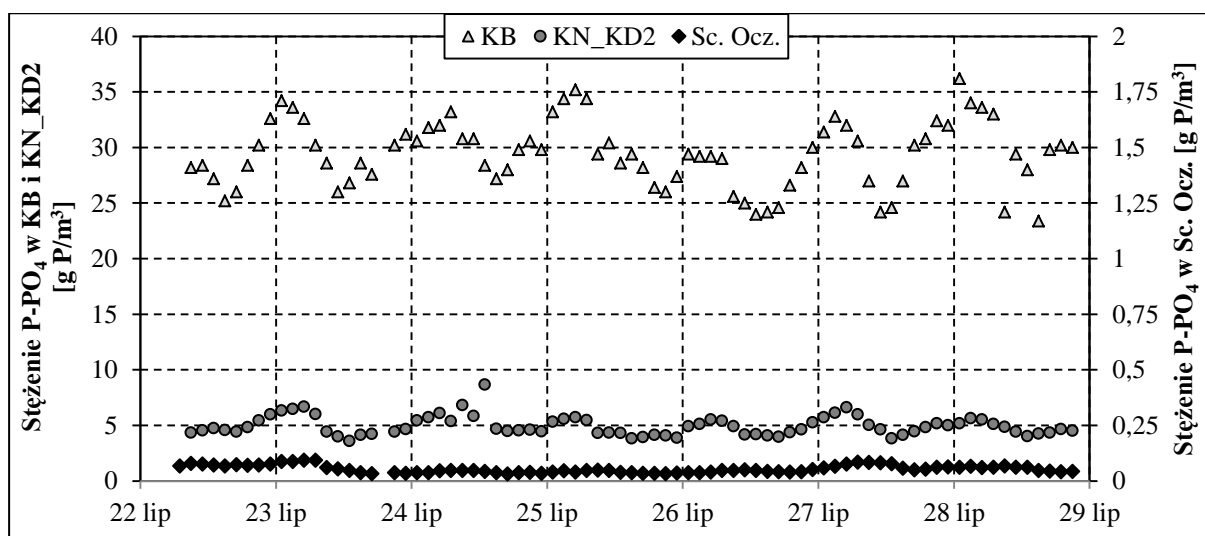


Rys. 5.13. Przebieg zmienności stężenia azotu amonowego w poszczególnych komorach w okresie szarży



Rys. 5.14. Przebieg zmienności stężenia azotu azotanowego w poszczególnych komorach w okresie szarży

W analizowanym okresie układ osadu czynnego WOŚ charakteryzował się bardzo dużym potencjałem nityfikacyjnym, gdyż już mniej więcej w 1/3 długości komory KN (punkt pomiarowy KNs5) obserwowano właściwie całkowite utlenienie azotu amonowego.



Rys. 5.15. Przebieg zmienności stężenia fosforu fosforanowego w poszczególnych komorach w okresie szarży

## 5.5. Badania właściwości osadu czynnego

### 5.5.1. Badania parametrów chemicznych osadu czynnego

Badania parametrów chemicznych osadu czynnego, przeprowadzone według metodyki opisanej w punkcie 3.2.3.1., miały na celu wyznaczenie składu osadu w zakresie wartości stężenia osadu (w tym frakcji organicznych i mineralnych), ChZT osadu oraz zawartości azotu i fosforu w osadzie.

Prawidłowe określenie składu osadu w powyższym zakresie jest bardzo istotne przy kalibracji modelu matematycznego osadu czynnego, gdyż nie ma obecnie możliwości wyznaczenia poszczególnych modelowych frakcji zanieczyszczeń w osadzie, a są to wolnozmiennie stany, które muszą być prawidłowo wysymulowane na początek okresu szarży, dla którego zazwyczaj prowadzona jest kalibracja modelu.

Parametry chemiczne osadu na odpływie z komory nityfikacji (KN) oraz osadu nadmiernego wyznaczone na podstawie badań osadów z WOŚ oraz LOŚ zostały zestawione w tabeli 5.21.

Średni udział frakcji organicznej zawiesin ogólnych w badanych osadach z WOŚ i LOŚ mieścił się w zakresie odpowiednio 69,7–69,9% oraz 65,6–65,9%. Średnie ChZT badanych osadów z WOŚ i LOŚ wynosiło odpowiednio 1,5 g O<sub>2</sub>/g smo oraz 1,45 g O<sub>2</sub>/g smo – wartości mieszczą się w typowym zakresie wartości ChZT osadu. Średnia zawartość azotu w badanych osadach z WOŚ i LOŚ wynosiła odpowiednio 0,08 g N/g smo oraz 0,07 g N/g smo – wartości mieszczą się w dolnej części zakresu wartości typowych. Średnia zawartość fosforu w badanych osadach z WOŚ i LOŚ wynosiła odpowiednio 0,06 g P/g smo oraz 0,07 g P/g smo, co świadczy o istotnym usuwaniu fosforu ze ścieków na drodze wzmoczonej biologicznej defosfatacji (przy braku chemicznego strącania). Wyznaczone wartości charakteryzowały się niewielką zmiennością – względne odchylenie standardowe mieściło się generalnie w granicach 5%, poza zawartością azotu w osadzie, w przypadku której nie przekraczało 10%.

Tabela 5.21. Zestawienie parametrów chemicznych osadu czynnego z WOŚ i LOŚ

Parametr	Jednostka	Wartości typowe*	WOŚ (n=9)		LOŚ (n=7)	
			Osad z KN	Osad nadmierny	Osad z KN	Osad nadmierny
Zawiesiny ogólne	g sm/m <sup>3</sup>		3558 ± 57	8466 ± 593	3908 ± 141	10854 ± 3961
Zawiesiny organiczne	g sm/m <sup>3</sup>		2487 ± 58	5905 ± 432	2577 ± 101	7135 ± 2645
Zawiesiny mineralne	g sm/m <sup>3</sup>		1072 ± 22	2561 ± 169	1331 ± 41	3719 ± 1317
Zaw. org.	% sm	65-75	69,9 ± 0,7	69,7 ± 0,6	65,9 ± 0,3	65,6 ± 0,5
Zaw. min.	% sm	25-35	30,1 ± 0,7	30,3 ± 0,6	34,1 ± 0,3	34,4 ± 0,5
ChZT osadu	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>		3706 ± 200	8844 ± 710	3746 ± 120	10236 ± 3394
N <sub>og</sub> w osadzie	g N/m <sup>3</sup>		207 ± 14	487 ± 47	177 ± 24	476 ± 139
P <sub>og</sub> w osadzie	g P/m <sup>3</sup>		148 ± 6	340 ± 20	167 ± 7	488 ± 160
ChZT/smo	g O <sub>2</sub> /g smo	1,4-1,6	1,49 ± 0,09	1,50 ± 0,09	1,45 ± 0,05	1,45 ± 0,07
N <sub>og</sub> /smo	g N/g smo	0,06-0,12	0,083 ± 0,007	0,082 ± 0,005	0,069 ± 0,008	0,068 ± 0,007
N <sub>og</sub> /ChZT	g N/g O <sub>2</sub>		0,056 ± 0,002	0,055 ± 0,002	0,047 ± 0,006	0,047 ± 0,003
P <sub>og</sub> /smo	g P/g smo	0,02-0,03	0,060 ± 0,002	0,058 ± 0,003	0,065 ± 0,003	0,069 ± 0,004
P <sub>og</sub> /ChZT	g P/g O <sub>2</sub>		0,040 ± 0,002	0,039 ± 0,003	0,045 ± 0,002	0,048 ± 0,001

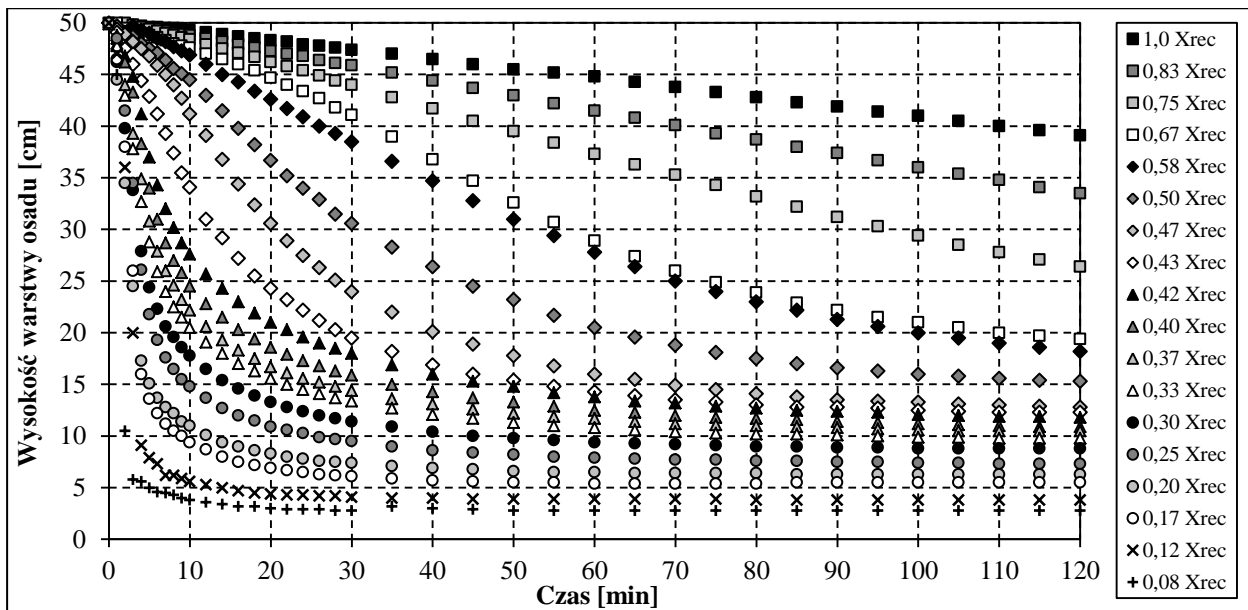
\* Rieger (2013), P<sub>og</sub>/smo - wartość typowa dla osadu czynnego bez wzmożonego usuwania fosforu na drodze biologicznej lub chemicznej

### 5.5.2. Badania właściwości sedymentacyjnych osadu czynnego

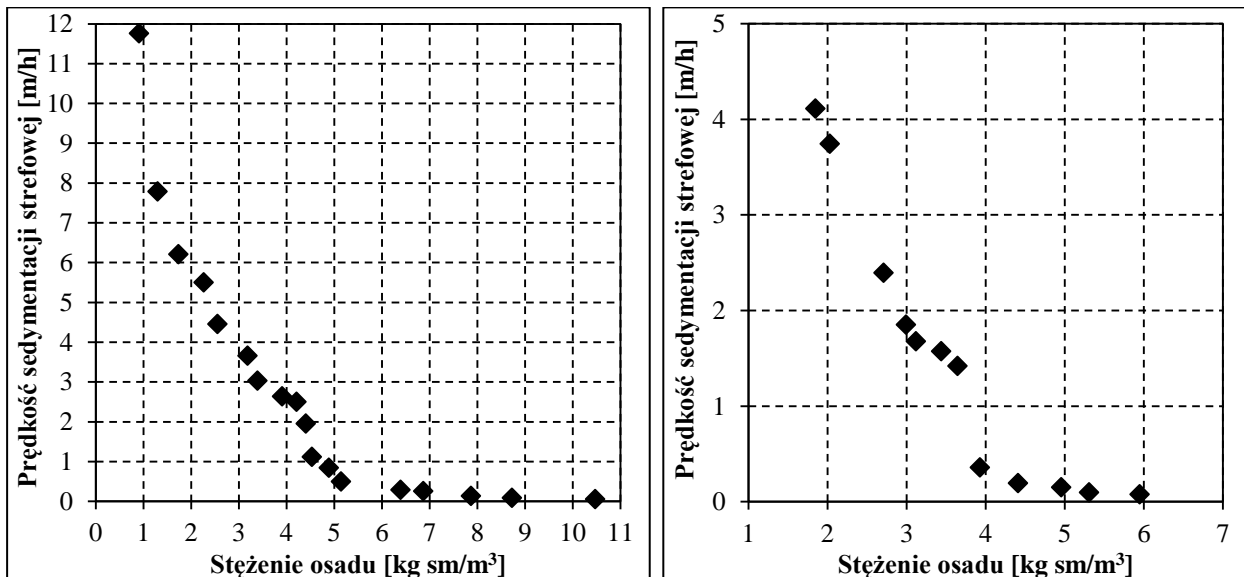
Badania właściwości sedymentacyjnych osadu czynnego miały na celu wyznaczenie zależności prędkości sedymentacji strefowej osadu od stężenia osadu na potrzeby kalibracji modelu osadnika wtórnego. Zostały przeprowadzone według metodyki opisanej w punkcie 3.2.3.2.

Wyniki badań dla osadu czynnego z reaktora F2/1 WOŚ w postaci przebiegu zmian wysokości warstwy osadu w czasie sedymentacji, w zależności od stężenia osadu (odniesionego do stężenia osadu recyrkulowanego z osadników  $X_{rec} = 10,5 \text{ kg sm/m}^3$ ) przedstawiono na rysunku 5.16. Natomiast zależność prędkości sedymentacji strefowej od stężenia osadu wyznaczoną na podstawie badań przeprowadzonych na osadzie czynnym z WOŚ oraz LOŚ przedstawiono na rysunku 5.17.

W przebadanym zakresie stężeń osadu czynnego (WOŚ: 1–11 kg sm/m<sup>3</sup>, LOŚ: 1,5–6 kg sm/m<sup>3</sup>) można wyróżnić dwa zakresy stężeń charakteryzujące się istotnie różną zależnością prędkości sedymentacji od stężenia osadu. Osad w zakresie niskich stężeń do 4–5 kg sm/m<sup>3</sup> charakteryzuje silna zależność prędkości sedymentacji od stężenia osadu, natomiast w zakresie stężeń powyżej 4–5 kg sm/m<sup>3</sup> prędkość sedymentacji jest mała (<0,5 m/h) i w niewielkim stopniu zależy od stężenia osadu. Obserwowane gwałtowne obniżenie prędkości sedymentacji strefowej przy stężeniu osadu powyżej 4–5 kg sm/m<sup>3</sup> związane jest ze znanym zjawiskiem zaburzeń (efekt ścian) występującym w skali laboratoryjnej, które może być częściowo kompensowane poprzez zapewnienie wolnego mieszania w trakcie testu (1–2 obr./min) (Stricker i in., 2007). Powyższa niedoskonałość nie miała jednak istotnego wpływu na kalibrację i przewidywania modelu, z uwagi na dobre właściwości sedymentacyjne osadu i niską warstwę osadu w osadnikach wtórnych podczas szarzy pomiarowej.



Rys. 5.16. Przebiegu zmian wysokości warstwy osadu w czasie w zależności od stężenia osadu (WOŚ)



Rys. 5.17. Zależność prędkości sedymentacji strefowej od stężenia osadu dla WOŚ (lewa) i LOŚ (prawa)

## 5.6. Badania kinetyczne osadu czynnego

### 5.6.1. Badania szybkości poboru tlenu

Badania szybkości poboru tlenu (OUR) przy niskim początkowym stosunku substratu do biomasy  $S_0/X_0$ , miały na celu wyznaczenie szybkości zużycia tlenu przez osad czynny przy utlenianiu substratu łatwo- i wolnorozkładalnego oraz zawartości tych frakcji w ściekach mechanicznie oczyszczonych według metodyki opisanej w pkt. 3.2.4.1.

W przebiegu testów OUR, przeprowadzonych na ściekach z WOŚ i LOŚ, wyróżnić można trzy strefy charakteryzujące się zróżnicowaną szybkością poboru tlenu, istotnie wyższą niż szybkość oddychania endogennego wyznaczona w oddzielnym teście (tabela 5.22.). Wyznaczone na podstawie interpretacji wyników testów OUR frakcje ChZT zestawiono w tabeli 5.23.

Tabela 5.22. Zestawienie wyników badań szybkości poboru tlenu przy niskim  $S_0/X_0$ 

Szybkość poboru tlenu	Jednostka	WOŚ (n=8)	LOŚ (n=3)
Strefa 1	mg O <sub>2</sub> /g smo·h	19,0 ± 3,6	20,6 ± 5,1
Strefa 2	mg O <sub>2</sub> /g smo·h	7,6 ± 1,1	5,8 ± 1,0
Strefa 3	mg O <sub>2</sub> /g smo·h	3,2 ± 0,7	3,3 ± 1,2
Endogenna	mg O <sub>2</sub> /g smo·h	1,1 ± 0,2	1,0 ± 0,2

Na podstawie interpretacji przebiegu zmian szybkości poboru tlenu w czasie testu OUR, możliwe jest wyznaczenie zawartości frakcji biodegradowalnych  $S_S$  oraz  $X_S$  w ściekach. Ponadto, różnica pomiędzy oznaczonym analitycznie ChZT ścieków oraz sumą frakcji  $S_S+X_S$  odpowiada sumie frakcji niebiodegradowalnych ( $S_I+X_I$ ), co po przyjęciu zawartości frakcji  $S_I$  w ściekach, umożliwia wyliczenie zawartości frakcji  $X_I$ . Zatem wyniki testu OUR posłużyły do oszacowania zawartości frakcji  $S_S$ ,  $X_S$  i  $X_I$  w ściekach – wyniki te omówiono w punkcie 5.3.2.2.

Tabela 5.23. Zestawienie frakcji ChZT wyznaczonych w teście OUR

Frakcje ChZT	WOŚ (n=8)		LOŚ (n=3)	
	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	% ChZT	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	% ChZT
ChZT	380 ± 29	-	509 ± 20	-
$S_S + X_S$	306 ± 32	80 ± 5	358 ± 33	70 ± 7
$S_S$	94 ± 16	25 ± 3	84 ± 5	16,5 ± 0,4
$X_S$	212 ± 21	56 ± 4	274 ± 35	54 ± 8
$S_I + X_I$	74 ± 19	20 ± 5	152 ± 41	30 ± 7
$S_I (<0,1 \mu\text{m})$	20,4 ± 0,2	5,4 ± 0,4	20,0 ± 0,4	3,9 ± 0,2
$X_I$	54 ± 19	14 ± 5	132 ± 41	26 ± 7

\* szarym tłem wyróżniono wartości przyjęte na podstawie wyników innych metod

Wyniki badań szybkości poboru tlenu przy wysokim początkowym stosunku substratu do biomasy  $S_0/X_0$ , przeprowadzonych zgodnie z metodyką w pkt. 3.2.4.1, zestawiono w tabeli 5.24. Wyniki badań pozwoliły na oszacowanie zawartości frakcji bakterii heterotroficznych w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ, co omówiono punkcie 5.3.2.2., a ponadto umożliwiły wyznaczenie wartości maksymalnej stałej szybkości przyrostu bakterii heterotroficznych  $\mu_H = 6,1 \pm 0,5 \text{ d}^{-1}$ , która odpowiada wartości domyślnej modelu ASM 2d.

Tabela 5.24. Zestawienie wyników badań szybkości poboru tlenu przy wysokim  $S_0/X_0$ 

Parametr	Jednostka	WOŚ	Wartości literaturowe*
		T = 20 °C (n=11)	
$Y_H$	g O <sub>2</sub> /g O <sub>2</sub>	0,625	<b>0,625-0,67</b>
$b_H$	d <sup>-1</sup>	0,4	<b>0,4-0,62</b>
$\mu_H$	d <sup>-1</sup>	<b>6,1 ± 0,5</b>	4,0-6,0
$X_{H,0}$	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	<b>60 ± 37</b>	-
	% ChZT	<b>15 ± 10</b>	7-25

\* Henze i in. (2000), Rieger i in. (2013) (**pogrubiono** wartości domyślne ASM 2d)

### 5.6.2. Badania szybkości nityfikacji

Badania szybkości nityfikacji miały na celu wyznaczenie wartości maksymalnej stałej szybkości przyrostu nityfikantów w temperaturach 10 i 20 °C, wg metodyki testu porcjowego przy wysokim stosunku substratu do biomasy  $S_0/X_0$ , zaproponowanej przez Melcera i in. (2003), a opisanej w rozdziale 3.2.4.2.

Przebieg stężeń azotu amonowego, azotynowego i azotanowego oraz całkowitego azotu nieorganicznego (sumy powyższych) w trakcie testu, także dopasowanie modelu opisanego równaniem 3.11. do wyników testu w badaniach przeprowadzonych na osadzie czynnym z WOŚ w temperaturach 10 i 20 °C przedstawiono odpowiednio na rysunkach 5.18. i 5.19.

W trakcie testu, w wyniku zachodzącej nityfikacji, obserwowano spadek stężenia azotu amonowego oraz wzrost stężenia azotu azotynowego i azotanowego, co świadczy o aktywności bakterii nityfikacyjnych pierwszej i drugiej fazy. Z uwagi na przyjęty jednostopniowy opis procesu, do dalszych analiz i dopasowania modelu wykorzystano przebieg sumarycznego stężenia azotu azotynowego i azotanowego N-NO<sub>x</sub>.

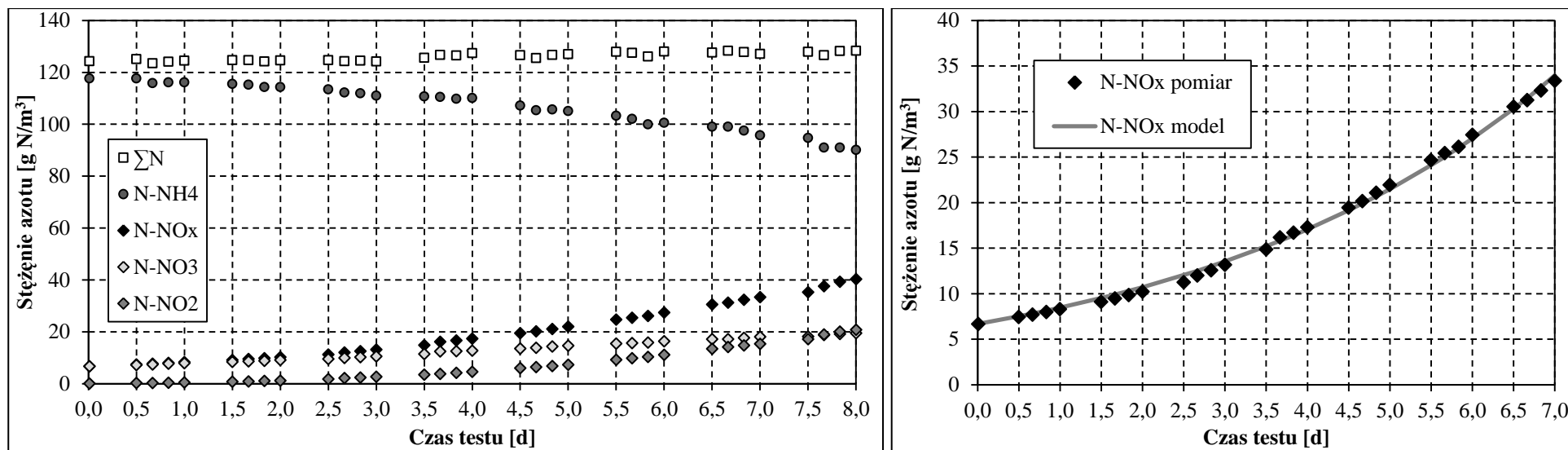
Wyniki badań szybkości nityfikacji przeprowadzonych na osadzie czynnym z WOŚ i LOŚ zestawiono w tabeli 5.25. Przy estymacji stałej szybkości przyrostu nityfikantów przyjęto, domyślne dla modelu ASM 2d, wartości stałej szybkości obumierania  $b_A$  oraz współczynnika wydajności przyrostu  $Y_A$ .

Tabela 5.25. Zestawienie wyników badań szybkości nityfikacji przy wysokim  $S_0/X_0$

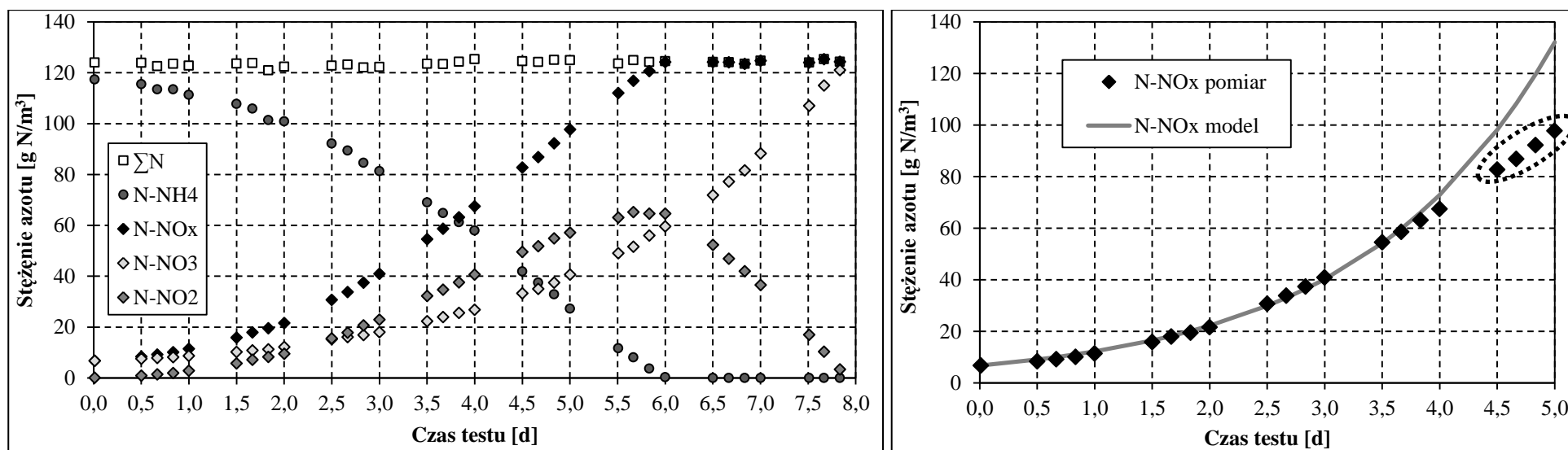
Parametr	Jednostka	WOŚ		LOŚ	Wartości literaturowe*
		T = 10 °C (n=2)	T = 20 °C (n=2)	T = 20 °C (n=3)	
$Y_A$	g O <sub>2</sub> /g N	0,24	0,24	0,24	0,15-0,24
$b_A$	d <sup>-1</sup>	0,05	0,15	0,15	<b>0,15-0,19</b> (20 °C) <b>0,05-0,13</b> (10 °C)
$X_{A,0}$	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	1,14 ± 0,20	1,14 ± 0,20	1,54 ± 0,16	-
$S_{NO,0}$	g N/m <sup>3</sup>	6,8 ± 0,2	6,8 ± 0,1	9,0 ± 2,3	-
$\mu_A$	d <sup>-1</sup>	0,34 ± 0,01	0,9 ± 0,1	0,75 ± 0,05	-
$\mu_{A,max}$	d <sup>-1</sup>	<b>0,35 ± 0,01</b>	<b>1,0 ± 0,1</b>	<b>0,81 ± 0,05</b>	0,8-1,05 ( <b>1,0</b> – 20 °C) <b>0,35-0,5</b> (10 °C)
$\theta_{\mu A}$	-	<b>1,11 ± 0,01</b>		-	1,072-1,111

\* Henze i in. (2000), Dold i in. (2005), Jones i in. (2005) (**pogrubiono** wartości domyślne ASM 2d)

Wartość maksymalnej stałej szybkości przyrostu nityfikantów wyznaczona na podstawie badań na osadzie czynnym z WOŚ oraz LOŚ wynosi odpowiednio 1,0±0,1 d<sup>-1</sup> oraz 0,81±0,05 d<sup>-1</sup>, a zatem jest odpowiednio równa oraz o ~20% niższa niż wartość domyślna modelu ASM 2d. Jednakże obie powyższe wartości mieszczą się w zawężonym zakresie 0,8–1,05 d<sup>-1</sup> postulowanym w literaturze (Jones i in., 2005). Również wartość współczynnika temperaturowego  $\theta_{\mu A} = 1,11 \pm 0,01$ , obliczona na podstawie wartości  $\mu_{A,max}$  wyznaczonych dla WOŚ w temperaturze 10 i 20 °C, jest zgodna z wartością domyślną modelu ASM 2d.



Rys. 5.18. Przebieg stężeń form azotu w trakcie testu szybkości nityfikacji – WOŚ,  $T = 10^\circ\text{C}$  (lewa) oraz dopasowanie modelu do wyników testu (prawa)



Rys. 5.19. Przebieg stężeń form azotu w trakcie testu szybkości nityfikacji – WOŚ,  $T = 20^\circ\text{C}$  (lewa) oraz dopasowanie modelu do wyników testu (prawa)

Przyjęty jednostopniowy model nityfikacji charakteryzuje się generalnie dobrym dopasowaniem do wyników testu, jednakże notowane w trakcie testu istotne stężenia azotu azotynowego powinny umożliwić również kalibrację modelu dwustopniowej nityfikacji.

Ponadto, dokładna analiza wyników ujawnia rosnące, w trakcie przebiegu eksperymentu, rozbieżności pomiędzy wynikami pomiarów a przewidywaniami przyjętego modelu (zaznaczono przerywaną elipsą na rys. 5.19), szczególnie w testach prowadzonych w temperaturze 20 °C, w których występowała istotna akumulacja azotynów. Melcer i in. (2003) również obserwowali podobne zaburzenia, przy czym sugerowali, że są one związane z limitowaniem substratowym spowodowanym niskimi stężeniami azotu amonowego w końcowej fazie testu.

W przeprowadzonych eksperymentach rozbieżności obserwowano nawet przy stężeniu azotu amonowego powyżej 20 g N-NH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>, zatem hipoteza limitowania substratowego jest mało prawdopodobna. Jednocześnie notowane były stężenia azotu azotynowego przekraczające 40 g N-NO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>, co pozwala przypuszczać, że mechanizmem odpowiedzialnym za zaburzenia mogła być inhibicja nityfikantów azotynami (a dokładniej niezdysonowanym kwasem azotawym). Badania Anthonisena i in. (1976) wykazały, że bakterie nityfikacyjne są podatne zarówno na inhibicję wolnym amoniakiem, jak i kwasem azotawym, przy czym zdecydowanie bardziej wrażliwe są nityfikanty 2. fazy.

Można zatem wnioskować, że do pełnego wyjaśnienia obserwowanych zjawisk, wymagany może być rozszerzony opis procesu dwustopniowej nityfikacji uwzględniający ewentualną inhibicję bakterii wolnym amoniakiem (w początkowej fazie testu) i kwasem azotawym (w dalszej fazie testu). Podjęto prace nad modyfikacją modelu ASM 2d w celu uwzględnienia rozszerzonego opisu nityfikacji – zagadnienie to wykracza jednak poza przyjęty zakres pracy doktorskiej i nie zostało w niej opisane.

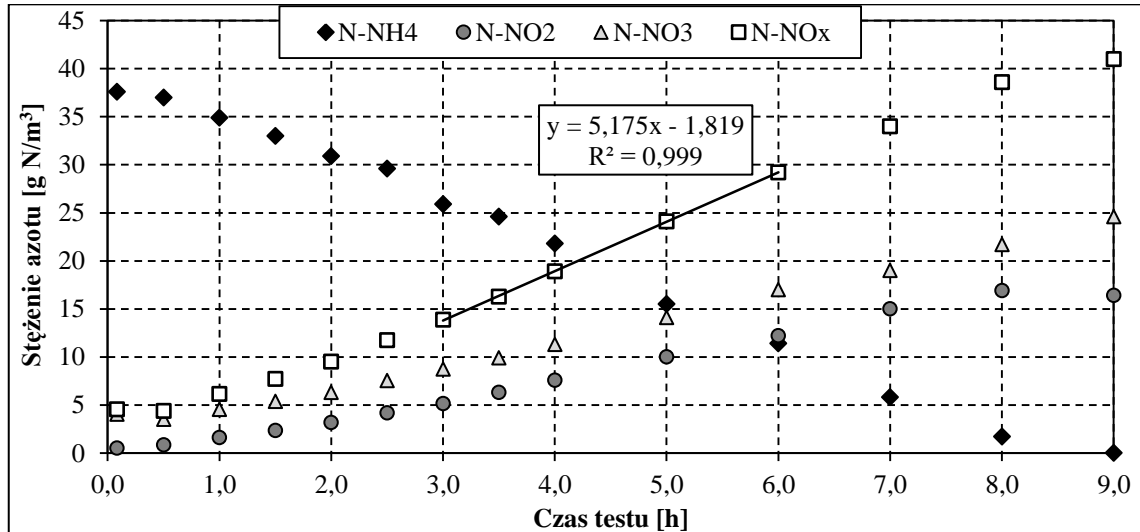
Aby porównać przebieg nityfikacji przy bardziej typowych dla warunków pracy OŚ stężeniach form azotu, w ramach szarzy pomiarowej w teście X<sub>I</sub> w laboratoryjnym reaktorze SBR (pkt. 5.3.2.2.6), przeprowadzono również testy szybkości nityfikacji przy niskim stosunku substratu do biomasy S<sub>0</sub>/X<sub>0</sub>, według metodyki opisanej w pkt. 3.2.1.2.3. – ich wyniki zestawiono w tabeli 5.26., a przebieg stężeń form azotu w trakcie testu pokazano na rys. 5.20.

**Tabela 5.26. Zestawienie wyników badań szybkości nityfikacji przy niskim S<sub>0</sub>/X<sub>0</sub>**

Parametr	Jednostka	WOS	Wartości literaturowe*
		T = 20 °C (n=2)	
$Y_A$	g O <sub>2</sub> /g N	0,24	0,15- <b>0,24</b>
$b_A$	d <sup>-1</sup>	0,15	<b>0,15</b> -0,19
$X_A/Y_A$	g N/m <sup>3</sup>	151 ± 6	-
$dS_{NO_x}/dt$	g N/m <sup>3</sup> ·h	5,5 ± 0,5	-
	g N/smo·h	5,0 ± 0,4	-
$\mu_A$	d <sup>-1</sup>	0,87 ± 0,07	-
$\mu_{A, max}$	d <sup>-1</sup>	<b>0,94 ± 0,08</b>	0,8-1,05 ( <b>1,0</b> )

\* Henze i in. (2000), Dold i in. (2005), Jones i in. (2005) (**pogrubiono** wartości domyślne ASM 2d)

Wyznaczona dla WOŚ, w teście przy niskim stosunku substratu do biomasy  $S_0/X_0$ , wartość maksymalnej stałej szybkości przyrostu nitryfikantów wynosi  $0,94 \pm 0,08 \text{ d}^{-1}$ , a zatem jest o ~5% niższa niż wartość wyznaczona w teście przy wysokim stosunku substratu do biomasy  $S_0/X_0$  oraz wartość domyślna modelu ASM 2d. Biorąc jednak pod uwagę niepewność oszacowania obu wartości, można przyjąć, że są one zgodne.



Rys. 5.20. Przebieg stężeń form azotu w trakcie testu szybkości nitryfikacji przy niskim  $S_0/X_0$

Podsumowując można stwierdzić, że wyznaczone dla WOŚ i LOŚ wartości maksymalnej stałej szybkości przyrostu nitryfikantów  $\mu_{A, max}$  mieszczą się w zakresie  $0,81\text{--}1,0 \text{ d}^{-1}$  i są zbliżone do wartości domyślnej modelu ASM 2d. Uzyskane wyniki wydają się zatem potwierdzać postawioną przez Melcera i in. (2003) tezę mówiącą, że wartości maksymalnej stałej szybkości przyrostu nitryfikantów nie różnią się znacząco pomiędzy oczyszczalniami i mieszczą się w stosunkowo wąskim zakresie  $0,8\text{--}1,05 \text{ d}^{-1}$ .

Należy jednak zauważyć, że, pomimo iż wartości stałej szybkości przyrostu nitryfikantów prawdopodobnie mieszczą się w stosunkowo wąskim zakresie, to różnice mogą sięgać nawet 20%, co, biorąc pod uwagę, opisane w pkt. 2.5.3, znaczenie tego parametru przy projektowaniu, eksploatacji i optymalizacji oczyszczalni z osadem czynnym z nitryfikacją, powoduje, że w dalszym ciągu powinien być on wyznaczany doświadczalnie dla każdej oczyszczalni ścieków.

### 5.6.3. Badania szybkości denitryfikacji

Badania szybkości denitryfikacji, przeprowadzone wg metodyki opisanej punkcie 3.2.4.3, miały na celu wyznaczenie szybkości zużycia azotanów (NUR) przez osad czynny przy utlenianiu substratu łatwo- i wolnorozkładalnego oraz odniesienie tych wartości do szybkości poboru tlenu (OUR), mierzonych w prowadzonych równolegle, analogicznych eksperymentach w warunkach tlenowych, w celu wyznaczenia wartości współczynników zmniejszających szybkości procesów w warunkach anoksycznych  $\eta_{NO_3}$ .

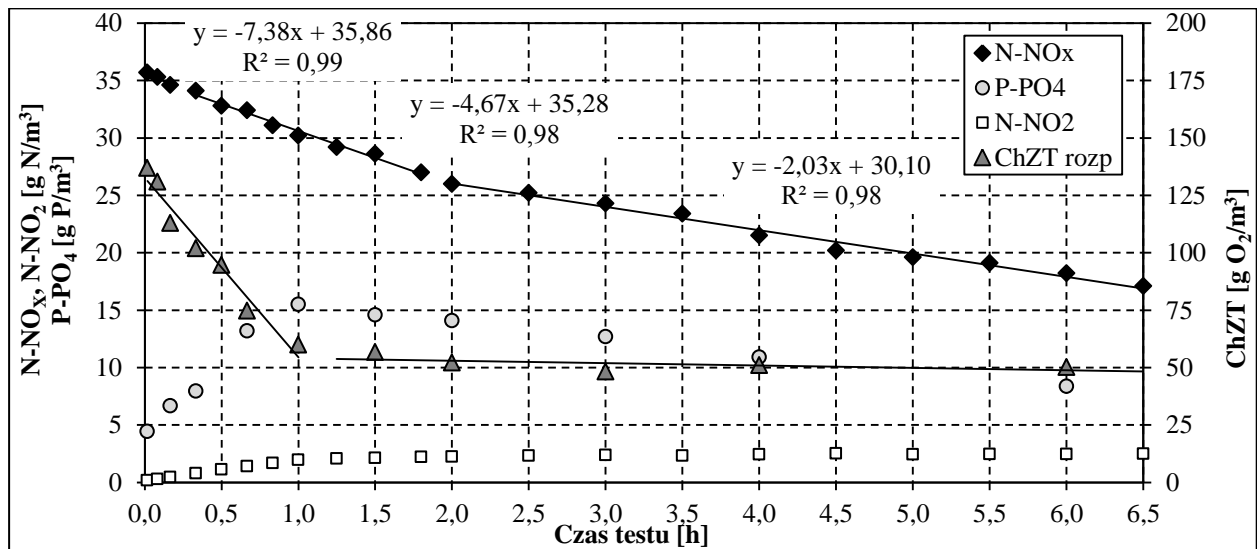
Wyniki badań zostały również wykorzystane do określenia, zgodnie z równaniem 3.13, zawartości frakcji  $S_S$  w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ i LOŚ (wyniki zestawiono w punkcie 5.3.2.2.3.).

Uśrednione wartości szybkości poboru azotanów i tlenu, a także współczynnika  $\eta_{NO_3}$ , wyznaczone w badaniach szybkości denitryfikacji przeprowadzonych na ściekach i osadzie czynnym z WOŚ oraz LOŚ, zestawiono w tabeli 5.27. Natomiast przebieg, przeprowadzonych na ściekach i osadzie czynnym z WOŚ, przykładowych równoległych testów szybkości poboru azotanów i tlenu przedstawiono odpowiednio na rysunkach 5.21. i 5.22.

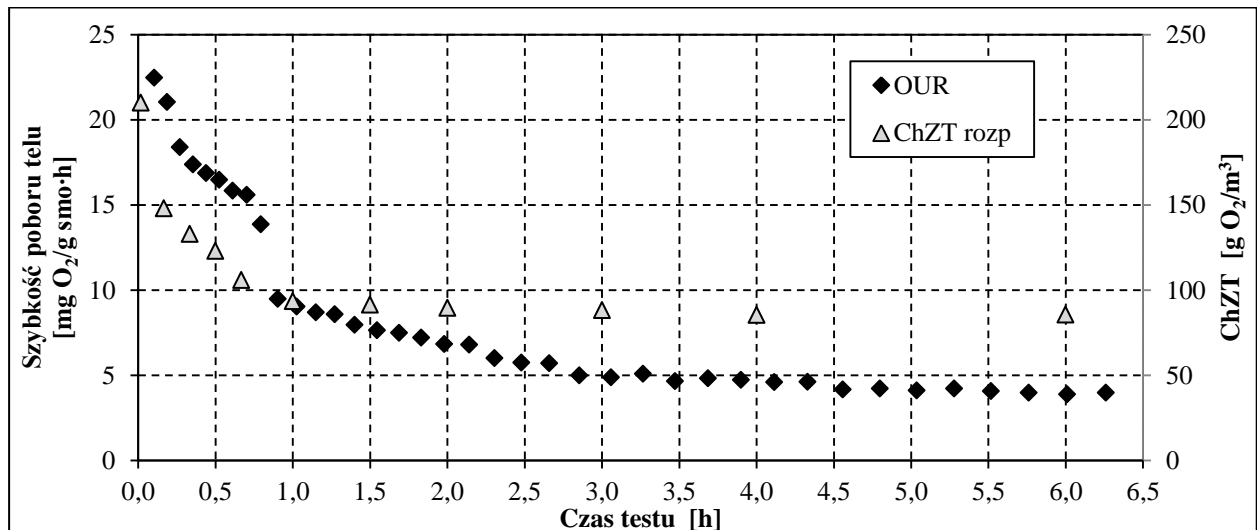
Tabela 5.27. Zestawienie wyników testów szybkości denitryfikacji WOŚ i LOŚ

Strefa	WOŚ			LOŚ			Wartości literaturowe*	
	NUR (n=2)	OUR (n=2)	$\eta_{NO_3}$	NUR (n=2)	OUR (n=2)	$\eta_{NO_3}$	NUR	$\eta_{NO_3}$
	mg N/ g smo·h	mg O <sub>2</sub> / g smo·h	-	mg N/ g smo·h	mg O <sub>2</sub> / g smo·h	-	mg N/ g smo·h	-
1	4,4 ± 0,8	18,0 ± 0,1	0,69 ± 0,12	7,7 ± 0,1	26,7 ± 0,6	0,83 ± 0,02	3,0-7,3	<b>0,6-0,8</b>
2	2,6 ± 0,7	10,0 ± 0,3	0,76 ± 0,18	5,9 ± 0,1	21,3 ± 0,3	0,79 ± 0,01	1,0-3,7	
3	1,0 ± 0,5	3,7 ± 1,1	0,74 ± 0,19	2,0 ± 0,8	6,9 ± 0,1	0,83 ± 0,27	0,6-2,2	

\* Naidoo i in. (1998), Swinarski (2011), Henze i in. (2000) (**pogrubiono** wartości domyślne ASM 2d)



Rys. 5.21. Przebieg testu szybkości denitryfikacji (NUR) – WOŚ



Rys. 5.22. Przebieg testu szybkości poboru tlenu (OUR) – WOŚ

W przebiegu, przeprowadzonych na ściekach i osadzie z WOŚ i LOŚ, testów NUR i OUR wyróżnić można trzy strefy charakteryzujące się istotnie zróżnicowaną szybkością poboru azotanów lub tlenu, w zależności od rozkładalności dostępnego substratu. Podobny przebieg testów NUR był również obserwowany przez Naidoo i in. (1998) w badaniach przeprowadzonych na ośmiu OŚ w Europie.

Wyniki prowadzonych badań pokazały, że szybkości denitryfikacji istotnie różnią się między oczyszczalniami. Uzyskane dla LOŚ wartości w poszczególnych strefach były 1,8–2,3 razy większe niż wartości wyznaczone dla WOŚ. Różnice w obserwowanych szybkościach przebiegu denitryfikacji mogą wynikać zarówno z różnego składu ścieków dopływających do reaktorów biologicznych, jak i zróżnicowanych populacji bakterii dominujących w osadzie czynnym OŚ.

Wyznaczone dla WOŚ i LOŚ wartości współczynnika  $\eta_{NO_3}$  zmniejszającego szybkości procesów w warunkach anoksydacyjnych mieszczą się w przedziale odpowiednio 0,69–0,76 oraz 0,79–0,83, podczas gdy wartości domyślne modelu ASM 2d dla współczynników zmniejszających szybkość przyrostu oraz hydrolizy wynoszą odpowiednio 0,8 oraz 0,6 – są to jednak jedne z najczęściej zmienianych w trakcie kalibracji parametrów modelu ASM 2d.

#### 5.6.4. Badania szybkości uwalniania i poboru fosforanów

Badania szybkości uwalniania i poboru fosforanów, przeprowadzone według metodyki opisanej w punkcie 3.2.4.4., miały na celu dostarczenie danych dotyczących stechiometrii i kinetyki procesu wzmożonej biologicznej defosfatacji na potrzeby kalibracji modelu osadu czynnego.

Na podstawie uzyskanych wyników wyznaczono szybkości uwalniania i poboru fosforanów, a także współczynnik zmniejszający szybkość w warunkach anoksydacyjnych  $\eta_{PNO_3}$  oraz współczynnik  $Y_{PO_4}$ , wyrażający stosunek wydzielanych fosforanów do akumulowanych polihydroksyalkanianów.

Uśrednione wartości parametrów kinetycznych i stechiometrycznych wyznaczone w badaniach szybkości uwalniania i poboru fosforanów przeprowadzonych na osadach czynnych z WOŚ oraz LOŚ zestawiono w tabeli 5.28. Natomiast przebieg oraz wyniki i wyznaczone parametry przykładowego testu szybkości uwalniania i poboru fosforanów przeprowadzonego na osadzie czynnym z WOŚ przedstawiono odpowiednio na rysunku 5.23. i w tabeli 5.29.

Wyznaczona dla WOŚ średnia wartość szybkości uwalniania fosforanów wynosiła 7,8 mg P/g smo·h i mieściła się w dość szerokim przedziale wartości podawanych w literaturze, natomiast wartość wyznaczona dla LOŚ była zdecydowanie niższa i wynosiła 5,5 mg P/g smo·h.

Wyznaczona dla WOŚ średnia wartość współczynnika  $Y_{PO_4}$  wynosiła 0,38 g P/g ChZT i była bliska domyślnej wartości modelu ASM 2d równej 0,4 g P/g ChZT, podczas gdy wartość wyznaczona dla LOŚ była zdecydowanie wyższa i wynosiła 0,64 g P/g ChZT.

Wyższa wartość współczynnika  $Y_{PO_4}$  wyznaczona dla LOŚ pozostaje w logicznym związku z obserwowaną niższą szybkością wydzielania fosforanów, sugerując, że magazynowanie polihydroksyalkanianów wymagało większej ilości energii pozyskiwanej z rozkładu wewnątrzkomórkowych polifosforanów.

Tabela 5.28. Zestawienie wyników testów szybkości uwalniania i poboru fosforanów WOŚ i LOŚ

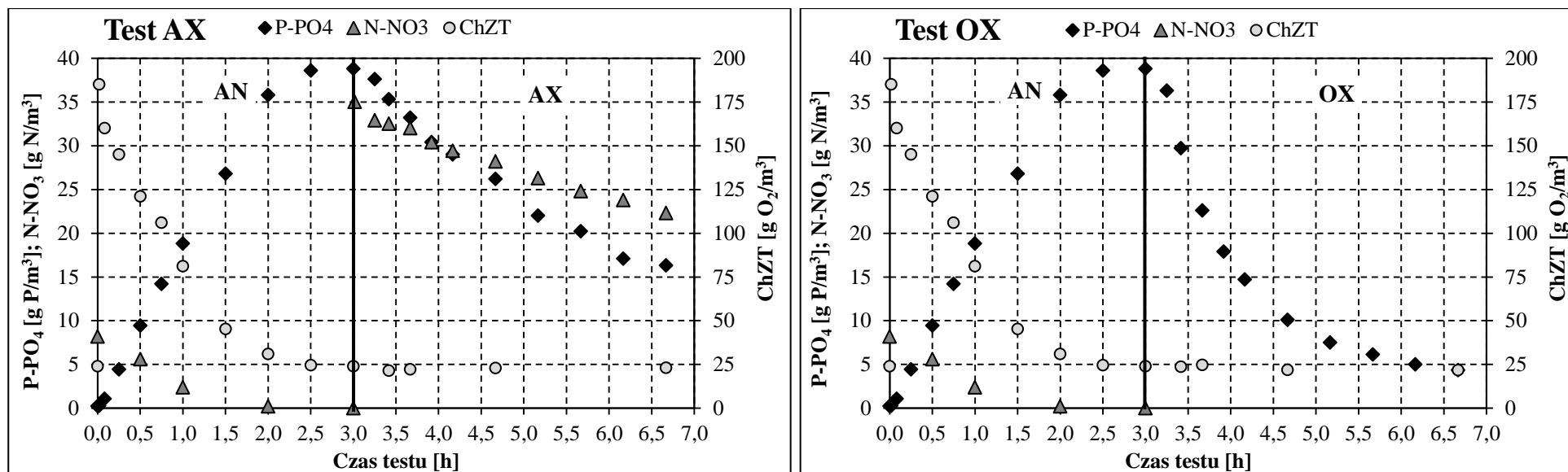
Testy szybkości uwalniania i poboru P-PO <sub>4</sub>		WOŚ (n=2)	LOŚ (n=2)	Wartości literaturowe*	
Testy szybkości uwalniania P-PO <sub>4</sub>		Faza AN			
wydzielony P-PO <sub>4</sub>	mg P/g smo	19,5 ± 1,3	9,1 ± 0,3	-	
szybkość uwalniania P-PO <sub>4</sub>		-			
średnia	mg P/g smo·h	7,8 ± 0,5	5,5 ± 0,1	6,6-14,0	
maksymalna	mg P/g smo·h	10,1 ± 0,7	7,3 ± 0,2		
zdenitryfikowany N-NO <sub>3</sub>	mg N/g smo	2,7 ± 1,6	2,9 ± 0,2	-	
ChZT <sub>LKT</sub>		-			
usunięte	mg O <sub>2</sub> /g smo	71,4 ± 8,6	36,7 ± 1,7	-	
zdenitryfikowane	mg O <sub>2</sub> /g smo	20,7 ± 12,1	22,4 ± 1,4	-	
pobrane przez PAO	mg O <sub>2</sub> /g smo	50,7 ± 3,6	14,3 ± 0,3	-	
Y <sub>PO4</sub> (ΔP-PO <sub>4</sub> /ΔChZT)	g P/g ChZT	0,38 ± 0,01	0,64 ± 0,03	0,37-0,59 (0,4)	
Testy szybkości poboru P-PO <sub>4</sub>		Faza AX	Faza OX	Faza AX	Faza OX
pobranie P-PO <sub>4</sub>	mg P/g smo	11,5 ± 1,0	17,7 ± 1,6	5,8 ± 0,5	8,0 ± 0,4
średnia szybkość poboru P-PO <sub>4</sub>	mg P/g smo·h	3,5 ± 0,1	6,1 ± 0,1	2,5 ± 0,2	3,9 ± 0,1
	η <sub>PNO3</sub>	0,58 ± 0,01		0,63 ± 0,03	
maksymalna szybkość poboru P-PO <sub>4</sub>	mg P/g smo·h	5,6 ± 0,6	16,9 ± 1,5	2,9 ± 0,2	5,9 ± 0,6
	η <sub>PNO3</sub>	0,33 ± 0,01		0,49 ± 0,01	
zdenitryfikowany N-NO <sub>3</sub>	mg N/g smo	6,2 ± 0,2	-	3,7 ± 0,8	-
szybkość denitryfikacji	mg N/g smo·h	1,76 ± 0,10	-	1,38 ± 0,04	-
ΔP-PO <sub>4</sub> /ΔN-NO <sub>3</sub>	g P/g N	1,85 ± 0,11	-	1,59 ± 0,46	-

\* Henze i in. (2000), Sosnowska (2003), Yuan i Oleszkiewicz (2011) (**pogrubiono** wartości domyślne ASM 2d)

Wyznaczone dla WOS średnie wartości szybkości poboru fosforanów w warunkach tlenowych i anoksydacyjnych wynosiły odpowiednio 6,1 i 3,5 mg P/g smo·h i były wyższe od analogicznych wartości wyznaczonych dla LOŚ – odpowiednio 3,9 i 2,5 mg P/g smo·h. Wartości wyznaczone dla obu OŚ mieściły się w zakresach typowych wartości literaturowych.

Zarówno w przypadku WOŚ, jak i LOŚ obserwowana średnia szybkość poboru fosforanów w warunkach anoksydacyjnych stanowiła około 60% średniej szybkości w warunkach tlenowych, co odpowiada domyślnej wartości parametru η<sub>PNO3</sub> = 0,6 w modelu ASM 2d.

Warto również zwrócić uwagę, że wyznaczone wartości szybkości denitryfikacji prowadzonej przez bakterie PAO wynosiły około 1,5 mg N/g smo·h i były zdecydowanie niższe niż w przypadku denitryfikacji prowadzonej przez zwykłe heterotrofy (por. pkt. 5.6.3).



Rys. 5.23. Przebieg testu szybkości uwalniania i poboru fosforanów w warunkach anoksydacyjnych (lewa) i tlenowych (prawa) – WOŚ

Tabela 5.29. Wyniki testu szybkości uwalniania i poboru fosforanów – WOŚ

Test szybkości uwalniania P-PO <sub>4</sub> – Faza AN			
wydzielony P-PO <sub>4</sub>	g P/m <sup>3</sup>	mg P/g smo	
	38,6	18,5	
szybkość uwalniania P-PO <sub>4</sub>	g P/m <sup>3</sup> ·h	mg P/g smo·h	
	średnia	15,4	7,38
	maksymalna	20,1	9,65
zdenitryfikowany N-NO <sub>3</sub>	g N/m <sup>3</sup>	mg N/g smo	
	7,98	3,84	
ChZT <sub>LKT</sub>	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	mg O <sub>2</sub> /g smo	
	usunięte	161	77,5
	zdenitryfikowane	60,9	29,3
	pobrane przez PAO	100	48,2
Y <sub>PO4</sub> [g P/g ChZT]	0,385		

Test szybkości poboru P-PO <sub>4</sub>	Faza AX	Faza OX	
pobrane P-PO <sub>4</sub>	g P/m <sup>3</sup>	22,5	34,5
	mg P/g smo	10,8	16,6
średnia szybkość poboru P-PO <sub>4</sub>	g P/m <sup>3</sup> ·h	7,20	12,5
	mg P/g smo·h	3,46	6,00
	η <sub>PNO3</sub>	0,58	
maksymalna szybkość poboru P-PO <sub>4</sub>	g P/m <sup>3</sup> ·h	10,8	32,9
	mg P/g smo·h	5,19	15,8
	η <sub>PNO3</sub>	0,33	
zdenitryfikowany N-NO <sub>3</sub>	g N/m <sup>3</sup>	12,7	-
	mg N/g smo	6,11	-
szybkość denitryfikacji	g N/m <sup>3</sup> ·h	3,52	
	mg N/g smo·h	1,69	

## 5.7. Wyznaczenie wieku osadu

Problematyka wyznaczania i kontroli wieku osadu w układach osadu czynnego w skali technicznej, z uwzględnieniem zarówno aspektów teoretycznych, jak i praktycznych, została opisana w rozdziale 2.5.1. Natomiast w niniejszym rozdziale przedstawiono praktyczną weryfikację i porównanie wartości wieku osadu wyznaczonych opisanymi wcześniej metodami.

Analizę przeprowadzono dla danych eksploatacyjnych, niezbędnych do określenia wieku osadu w starej części WOŚ, zebranych w okresie 1.01.–18.08.2013 r. oraz danych uzyskanych w trakcie szarży pomiarowej w okresie 20–28.07.2013 r.

Porównano wartości wieku osadu wyznaczone: metodą klasyczną w oparciu o stężenia osadu oznaczane laboratoryjnie ( $WO_{XL}$ ) oraz mierzone on-line ( $WO_{XS}$ ), metodą hydrauliczną ( $WO_Q$ ), a także metodą bazującą na bilansie fosforu: w oparciu o ładunek fosforu ogólnego dopływający do układu ( $WO_{PI}$ ) oraz ładunek fosforu ogólnego odprowadzany z układu ( $WO_{PE}$  – tylko dla okresu szarży, gdy oznaczany był fosfor w osadzie recykulowanym i nadmiernym).

Stężenie osadu recykulowanego i nadmiernego było oznaczane laboratoryjnie tylko w okresie szarży pomiarowej, dla pozostałych okresów zostało wyliczone na podstawie bilansu masy osadu dla osadników wtórnych zgodnie z równaniem:

$$X_R = \frac{(Q_I + Q_R) \cdot X_K - (Q_I - Q_N) \cdot X_E}{Q_R + Q_N} \quad (5.2)$$

gdzie:

$Q_I$  – natężenie przepływu ścieków dopływających do bloku biologicznego,  $m^3/d$ ,

$Q_R$  – natężenie przepływu osadu recykulowanego,  $m^3/d$ ,

$Q_N$  – natężenie przepływu osadu nadmiernego,  $m^3/d$ ,

$X_K$  – stężenie osadu w komorach osadu czynnego,  $g/m^3$ ,

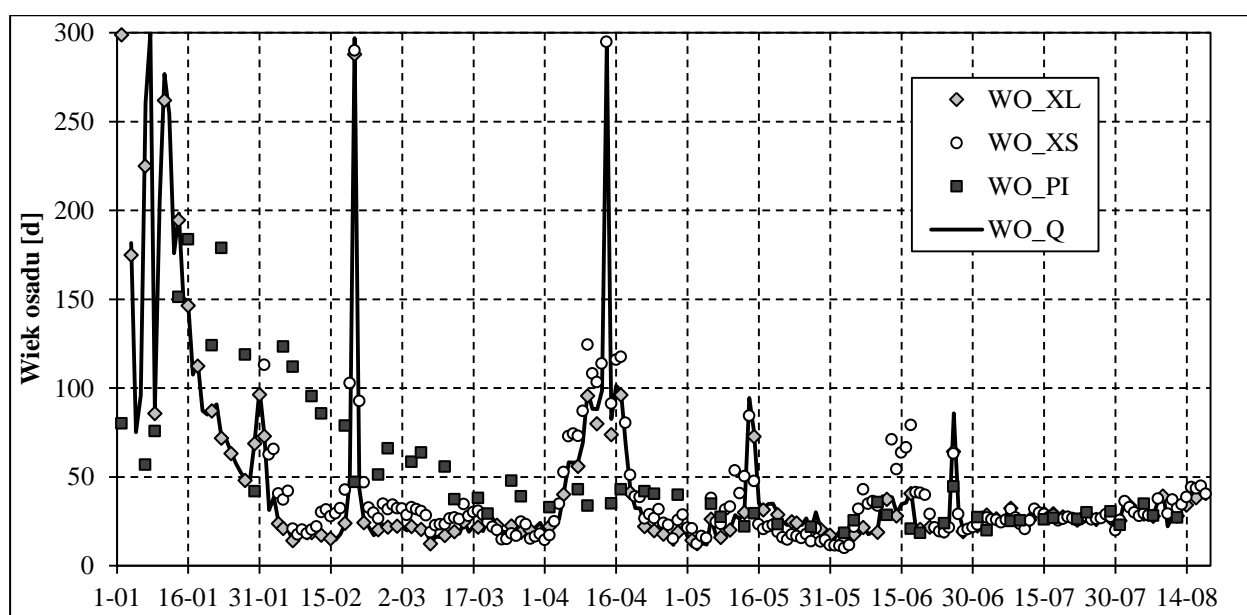
$X_R$  – stężenie osadu nadmiernego i recykulowanego,  $g/m^3$ ,

$X_E$  – stężenie zawiesin w ściekach oczyszczonych,  $g/m^3$ .

Jak wspomniano wcześniej, od października 2012 do stycznia 2013 r., z uwagi na problemy z eksploatacją suszarni osadów, występowały ograniczenia w odbiorze osadu nadmiernego, w wyniku czego w 1. połowie stycznia 2013 r. w reaktorach biologicznych starej części WOŚ wiek osadu znacznie przekraczał 100 d, a stężenie osadu czynnego wynosiło prawie  $10 \text{ kg sm/m}^3$ , pomimo zaledwie 50% obciążenia WOŚ ładunkiem zanieczyszczeń.

Nominalna zdolność odbioru osadu nadmiernego została przywrócona około 15. stycznia, w wyniku czego rozpoczęto intensywne odprowadzanie osadu nadmiernego w celu możliwie szybkiego przywrócenia racjonalnych wartości wieku i stężenia osadu czynnego. Jednakże w pełni stabilną pracę oczyszczalni przy efektywnej kontroli wieku osadu (w oparciu o wdrożoną metodę hydrauliczną  $WO_Q$ ) osiągnięto dopiero około 1. lipca.

Przebiegi wartości dobowych wieku osadu wyznaczonych poszczególnymi metodami w okresie 1.01.–18.08.2013 r. pokazano na rysunku 5.24.



Rys. 5.24. Wiek osadu WOŚ dla okresu 1.01.-18.08.2013 r.

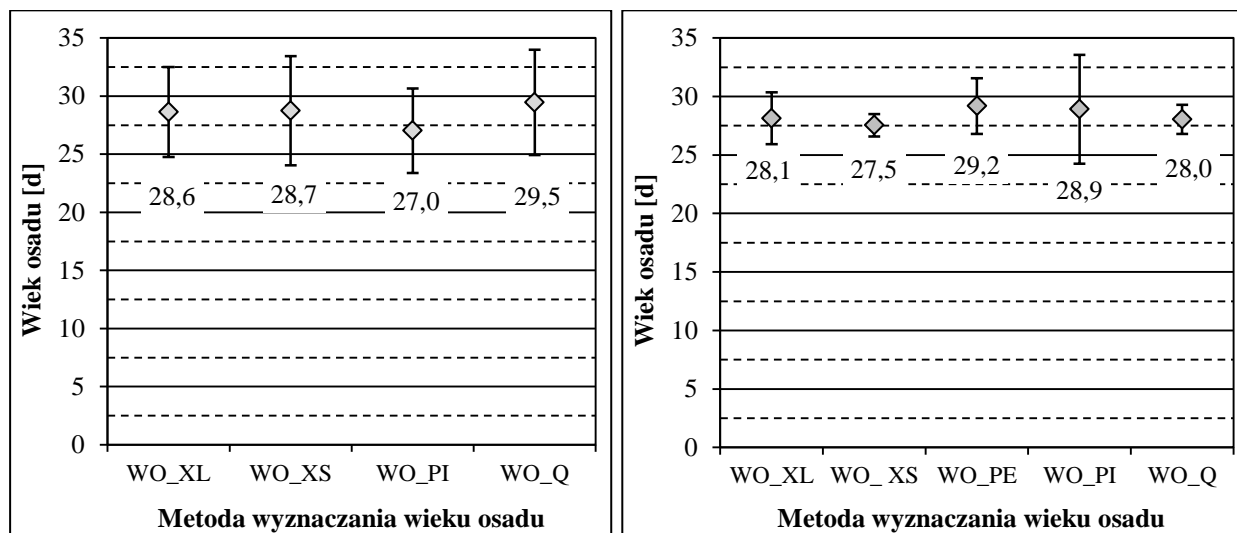
Wizualna ocena uzyskanych wyników pozwala stwierdzić dobrą zgodność wartości wieku osadu wyznaczanych metodami  $WO_{XL}$ ,  $WO_{XS}$  oraz  $WO_Q$  w całym analizowanym okresie. Natomiast wartości wieku osadu wyznaczone metodą  $WO_{PI}$  w początkowym okresie są zdecydowanie wyższe i pokrywają się z wynikami pozostałych metod dopiero od połowy maja. Różnice obserwowane we wcześniejszym okresie są wynikiem intensywnego odprowadzania osadu nadmiernego po okresie pracy przy bardzo długim wieku osadu – oznacza to, że wartości chwilowe wieku osadu wyznaczone w oparciu o ładunki osadu nadmiernego są zdecydowanie mniejsze od rzeczywistego wieku osadu. Metoda  $WO_{PI}$ , w przeciwieństwie do metod  $WO_{XL}$ ,  $WO_{XS}$  oraz pośrednio  $WO_Q$ , nie uwzględnia w obliczeniach ładunku osadu nadmiernego i jest mało wrażliwa na gwałtowne zmiany ilości odprowadzanego osadu nadmiernego. Zatem w rozpatrywanej sytuacji wydaje się być lepszym estymatorem rzeczywistej wartości wieku osadu – jest jednak wrażliwa na zmiany ładunku fosforu ogólnego w ściekach dopływających do układu oraz fosforu rozpuszczonego w ściekach oczyszczonych (zmiany sprawności usuwania fosforu).

Dokładniejsze porównanie średnich wartości wieku osadu wyznaczanych poszczególnymi metodami przeprowadzono dla okresu 1.07.–15.08.2013 r. charakteryzującego się stabilną pracą WOŚ przy efektywnej kontroli wieku oraz dla okresu szarży pomiarowej 20–28.07.2013 r (rysunek 5.25).

Stosunkowo krótki (jak na potrzeby uśredniania wieku osadu) 9-dobowy okres szarży pomiarowej został uwzględniony, gdyż jedynie dla tego okresu dysponowano oznaczanymi laboratoryjnie wartościami stężenia zawiesin i fosforu w osadzie recykulowanym i nadmiernym.

Na podstawie uzyskanych wyników można stwierdzić, że w okresie stabilnej pracy OŚ wartości wieku osadu wyznaczone wszystkim rozpatrywanymi metodami są zbliżone – różnice pomiędzy poszczególnymi metodami, a metodą klasyczną  $WO_{XL}$  (jak również wartością średnią ze wszystkich metod) generalnie nie przekraczają 1 doby (<5 % wartości odniesienia) – taka dokładność jest w zupełności wystarczająca na potrzeby eksploatacji OŚ.

Oznacza to, że w typowych warunkach eksploatacyjnych, prosta metoda hydraulicznej kontroli wieku osadu, w oparciu o mierzone on-line natężenia przepływu ścieków oraz osadu recyrkulowanego i nadmiernego, zapewnia porównywalną z metodą klasyczną jakość kontroli wieku osadu. Możliwa jest zatem prosta i skuteczna, a po zaimplementowaniu odpowiedniego algorytmu zautomatyzowana, kontrola wieku osadu w układach osadu czynnego, nawet w oczyszczalniach bez zaplecza laboratoryjnego.



Rys. 5.25. Wiek osadu WOŚ dla okresu 1.07.-15.08.2013 r. (lewa) oraz okresu szarży 20-28.07.2013 r. (prawa)

## 5.8. Wnioski

1. Rutynowo, zakres i częstotliwość zbierania danych eksploatacyjnych OŚ uwarunkowane są głównie potrzebą rozliczenia zgodności z wymogami pozwolenia wodnoprawnego, a jakość i sposób archiwizacji danych utrudnia ich wykorzystanie na potrzeby optymalizacji pracy obiektu, w tym w oparciu o modele osadu czynnego.
2. Metoda frakcjonowania, bazująca na wykorzystaniu filtrów o średnicy porów 0,1 i 1,2  $\mu\text{m}$ , pozwala w spójny sposób wyznaczyć frakcje rozpuszczone, koloidalne i zawieszone związków organicznych, azotu i fosforu.
3. Udziały frakcji  $S_s$  wyznaczone metodami fizyczno-chemicznymi i respirometrycznymi różnią się istotnie, co potwierdza rozbieżności przedstawiane w literaturze.
4. Z uwagi na prostotę i spójność wyznaczenia frakcji zanieczyszczeń, na potrzeby kalibracji modelu ASM 2d przyjęto podział frakcyjny bazujący na metodzie filtracji  $<0,1 \mu\text{m}$ .
5. Przeprowadzone badania właściwości i kinetyki osadu czynnego pozwoliły na wyznaczenie szeregu parametrów modelu ASM 2d – wyznaczone wartości mieściły się generalnie w zakresach wartości typowych.
6. Wyznaczone wartości maksymalnej stałej szybkości przyrostu nityfikantów były bliskie wartości domyślnej modelu ASM 2d, i potwierdzają tezę o stosunkowo małej zmienności tego parametru pomiędzy OŚ.
7. W okresach gwałtownych zmian ilości odprowadzanego osadu nadmiernego, metoda  $WO_{PI}$ , bazująca na bilansie fosforu (w oparciu o ładunek fosforu ogólnego dopływający do układu) jest lepszym, niż pozostałe metody, sposobem estymacji rzeczywistej wartości wieku osadu.

8. W stabilnych warunkach pracy obiektu, jakość kontroli wieku osadu metodą hydrauliczną  $WO_Q$  jest porównywalna z metodą klasyczną, zatem może być z powodzeniem wykorzystywana na potrzeby eksploatacji OŚ (przy okresowej weryfikacji metodą klasyczną). Umożliwia to wdrożenie prostej i efektywnej kontroli wieku osadu nawet w oczyszczalniach, w których, z uwagi na zbyt małą częstotliwość analiz stężenia osadu, nie jest możliwe prowadzenie kontroli wieku osadu metodą klasyczną.

---

## BUDOWA MODELU

### 6.1. Założenia ogólne

Punktem wyjścia do budowy modelu matematycznego układu osadu czynnego WOŚ było określenie zakresu, struktury i generalnych cech modelu, warunkujących efektywne prowadzenie badań symulacyjnych na potrzeby optymalizacji pracy systemu napowietrzania bloków biologicznych WOŚ.

Zgodnie z celem i zakresem projektu symulacyjnego w modelu uwzględniono wyłącznie starą część układu osadu czynnego WOŚ (por. rozdział 3.1.1) składającą się z dwóch reaktorów biologicznych (F2/1 i F2/2) wraz ze współpracującym układem dwóch osadników wtórnych G2/1-2 oraz pompownią osadu recykulowanego i nadmiernego G5. Model umożliwia jednoczesną symulację pracy czterech ciągów (każdy reaktor składa się z dwóch ciągów komór), ale, z uwagi na czas obliczeń, przewidziano możliwość wyłączania poszczególnych części modelu i prowadzenie symulacji tylko dla pojedynczego ciągu. W modelu pominięto osadniki wstępne, gdyż dostępne obecnie modele procesu sedymentacji wstępnej są bardzo uproszczone, a analiza danych eksploatacyjnych WOŚ wykazała, że wyniki oznaczeń w ściekach mechanicznie oczyszczonych (po osadnikach wstępnych) są bardziej wiarygodne niż w ściekach surowych.

W tabeli 6.1. przedstawiono krótką charakterystykę przyjętych założeń, krótki opis modeli składowych przedstawiono w podrozdziale 6.2, a w podrozdziale 6.3 omówiono przyjętą strukturę modelu układu osadu czynnego WOŚ

Przyjęto, że oprogramowaniem, w którym model zostanie stworzony, będzie pakiet symulacyjny Simba 6.5 opracowany przez Instytut Automatyki i Komunikacji z Magdeburga (IFAK, 2012). Pakiet Simba jest bardzo rozbudowanym i zaawansowanym programem symulacyjnym, w pełni zintegrowanym ze standardowym środowiskiem obliczeniowym Matlab®/Simulink®, przez co bardzo dobrze nadaje się do zastosowań naukowych, ale jest wymagający i relatywnie mało przyjazny użytkownikowi – dlatego nie zalecany do rutynowych zastosowań inżynierskich.

Tabela 6.1. Charakterystyka założeń do budowy modelu matematycznego układu osadu czynnego WOŚ

L.p.	Założenie	Uzasadnienie
1	Model dynamiczny	Konieczność symulacji zmiennych w czasie przebiegów procesu, a w szczególności pracy systemu napowietrzania.
2	Model biokinetyczny osadu czynnego ASM 2d	Model ASM 2d uwzględnia procesy usuwania związków organicznych, azotu i fosforu stosowane na WOŚ. Jest on bardzo dobrze zweryfikowany w zakresie przemian związków organicznych i azotowych oraz zadowalająco w zakresie przemian fosforu. Kluczowy aspekt projektu (sterowanie systemem napowietrzania) jest związany przede wszystkim z zapotrzebowaniem na tlen, a więc z przemianami związków organicznych i azotu.
3	Model komór osadu czynnego w postaci kaskady reaktorów o pełnym wymieszaniu	Jest to podejście standardowe. Niestandardowo przewidziano natomiast możliwość uwzględnienia wirtualnych recyrkulacji wewnętrznych w reaktorach tlenowych, w celu pogodzenia modelu ich hydrodynamiki (identyfikowanej w doświadczeniach znacznikowych) z daną liczbą równolegle zasilanych sekcji rusztu napowietrzającego.
4	Jednowymiarowy model osadnika wtórnego	Na potrzeby projektu możliwość symulacji stężenia osadu recyrkulowanego oraz jednowymiarowego profilu stężenia osadu na głębokości osadnika wtórnego jest wystarczająca.
5	Model dedykowany specjalnie do potrzeb projektu	Niezbędna jest możliwość dowolnej konfiguracji elementów układu osadu czynnego WOŚ oraz głębokiej ingerencji w przebieg procesu obliczeniowego. Z uwagi na charakter zastosowania (obliczenia wykonywane przez autorów modelu) nie ma potrzeby budowy „doskonałego” interfejsu graficznego użytkownika.
6	Model opracowany na bazie pakietu Simba	Realna możliwość spełnienia wymogów, wynikających z punktów 1-5.

## 6.2. Wybór modeli składowych

Dobór modeli składowych przeprowadzono w oparciu o cel projektu, przedstawione powyżej założenia oraz analizę schematu technologicznego i schematu urządzeń rzeczywistego układu osadu czynnego WOŚ. Poza podstawowymi modelami składowymi, opisanymi w kolejnych punktach, dobrano również dostępne standardowo w pakiecie SIMBA modele pomocnicze m.in.: dopływu, energii, kosztów i regulatorów. Wszystkie modele składowe po zaimplementowaniu w modelu ciągu osadu czynnego WOŚ, zostały scharakteryzowane poprzez wprowadzenie odpowiednich, wymaganych parametrów projektowych i procesowych.

### 6.2.1. Model hydrauliczny i hydrodynamiczny

Układ reaktorów biologicznych WOŚ obejmuje dwa typy komór: komory cyrkulacyjne (komory nienapowietrzane KDR, KB i KD oraz komory fakultatywne KN/KD1 i KN/KD2) oraz komory o przepływie zbliżonym do tłokowego (komory napowietrzania KN). Z tego względu model hydrauliczny układu osadu czynnego WOŚ skonstruowano w oparciu o zastępczy model hydrodynamiczny w postaci kaskady szeregowo połączonych reaktorów o pełnym wymieszaniu. Zastępcze modele hydrodynamiczne poszczególnych komór wyznaczono metodą symulacyjną, bazując na wynikach badań znacznikowych hydrodynamiki rzeczywistych reaktorów osadu czynnego (Szetela i in., 2012).

Na podstawie wyników badań symulacyjnych, za optymalny uznano model zastępczy komory cyrkulacyjnej składający się z pojedynczego reaktora o pełnym wymieszaniu, który zapewniał zadowalające odwzorowanie wyników eksperymentu znacznikowego. W celu pełnego

odzworowania wyników konieczne byłoby zastosowanie modelu zastępczego pojedynczej komory cyrkulacyjnej składającego się z kilkudziesięciu (30-40) reaktorów o pełnym wymieszaniu połączonych recyrkulacją wewnętrzną, co oznaczałoby drastyczny wzrost stopnia skomplikowania modelu oraz czasochłonności symulacji (Szetela i in., 2012).

Na podstawie wyników badań symulacyjnych, za optymalny uznano model zastępczy komory nityfikacji składający się z 12 reaktorów o pełnym wymieszaniu, który jest stosunkowo prosty i dobrze odzwierciedla rzeczywistą budowę i infrastrukturę komory (podział na 12 sekcji rusztu napowietrzającego). Lepsze dopasowanie do wyników badań znacznikowych zapewniał model zastępczy składający się z 36 komór o pełnym wymieszaniu z dodatkowymi recyrkulacjami pomiędzy komorami (odzwierciedlenie dyspersji wzdłużnej), ale uznano że poprawa jakości dopasowania nie jest na tyle istotna, aby uzasadnić znaczący wzrost stopnia skomplikowania modelu oraz wydłużenie czasu symulacji (Szetela i in., 2012).

### 6.2.2. Model napowietrzania i transferu tlenu

Głównym celem projektu jest optymalizacja systemu napowietrzania, której podstawą będzie analiza symulacyjna alternatywnych sposobów sterowania systemem, a zmiennymi decyzyjnymi wartości zadane stężenia tlenu rozpuszczonego w poszczególnych sekcjach systemu napowietrzania. Dlatego kluczowe znaczenie dla powodzenia projektu ma właściwe i możliwie szczegółowe odzworowanie w modelu charakterystyki systemu napowietrzania WOŚ zarówno pod kątem konstrukcji, sterowania, jak i sprawności napowietrzania ścieków.

System napowietrzania w komorze nityfikacji starej części WOŚ obejmuje 12 sekcji rusztu napowietrzającego, podzielonych na 3 części (po 4 sekcje) różniące się liczbą dyfuzorów w sekcji oraz wyposażone w niezależne układy sterowania stężeniem tlenu rozpuszczonego (każdy współpracujący z sondą tlenową umieszczoną w danej części) i zasilania sprężonym powietrzem. Taką charakterystykę konstrukcji i sterowania systemem napowietrzania odzwierciedlono w modelu.

Pakiet Simba jako model transferu tlenu wykorzystuje powszechnie stosowany model podwójnej warstwy granicznej, a szybkość transferu tlenu dla systemu napowietrzania sprężonym powietrzem obliczana jest na podstawie równania (IFAK, 2012):

$$r_{O_2} = \frac{dC_{O_2}}{dt} = \alpha \cdot \frac{R_P \cdot H_D}{C_S \cdot V_R} \cdot Q_P \cdot (C_S - C) \cdot 1,024^{(T-20)} \quad (6.1)$$

gdzie:

$\alpha$  – współczynnik uwzględniający zmniejszenie szybkości transferu tlenu w mieszaninie ścieków i osadu czynnego w stosunku do wody czystej, [-]

$R_P$  – standardowy stopień wykorzystania tlenu w warunkach napowietrzania wody czystej, g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup><sub>N</sub>·m<sub>gl</sub>,

$H_D$  – głębokość zanurzenia dyfuzorów, m,

$V_R$  – pojemność napowietrzanego reaktora, m<sup>3</sup>,

$Q_P$  – natężenie przepływu powietrza do reaktora, m<sup>3</sup><sub>N</sub>/d,

$C_s$  – stężenie nasycenia tlenu w wodzie, g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>,  
 $C$  – aktualne stężenie tlenu rozpuszczonego, g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>,  
 $T$  – temperatura, °C.

Newralgicznym parametrami charakterystyki sprawności systemu napowietrzania ścieków są współczynnik  $\alpha$  oraz stopień wykorzystania tlenu  $R_{pow}$ . Przewidziano możliwość zróżnicowania wartości tych parametrów w poszczególnych sekcjach systemu napowietrzania.

Wyniki przeprowadzonych metodą off-gas badań sprawności systemu napowietrzania komór nityfikacji w warunkach eksploatacyjnych, pozwoliły na wyznaczenie wartości standardowego stopnia wykorzystania tlenu w warunkach napowietrzania ścieków  $\alpha R_{pow}$ , które dodatkowo uwzględniały aktualny stopień zakolmatowania dyfuzorów. Ponadto na podstawie badań charakterystyki dyfuzorów zidentyfikowano zależność stopnia wykorzystania tlenu od aktualnego przepływu powietrza przez dyfuzor (Janiak, 2013). Dane te, wraz z liczbą dyfuzorów w poszczególnych sekcjach, zamieszczono w tabeli 6.2.

**Tabela 6.2. Charakterystyczne parametry systemu napowietrzania WOŚ (Janiak, 2013)**

Parametr		Jednostka	Wartość	
Zanurzenie dyfuzorów ( $H_D$ )		[m]	4,5	
Liczba dyfuzorów ( $N_{D,R}$ ) w komorze KN w 1 ciągu	Sekcje 1 - 4	[szt.]	4 x 192 = 768	
	Sekcje 5 - 8		4 x 144 = 576	
	Sekcje 9 - 12		4 x 96 = 384	
	Łącznie		1728	
Dmuchawy NOWE KA5S-GK 200 (4P+1R)	Wydajność 1 dmuchawy ( $Q_{DM,1}$ )	[m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /h]	3 833÷8 518	
	Pobór mocy	kW	94÷183	
Dmuchawy STARE KA5S-GK 200 (4P+1R)	Wydajność 1 dmuchawy ( $Q_{DM,1}$ )	[m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /h]	3 375÷7 500	
	Pobór mocy	kW	68÷136	
Reaktor	Natężenie dopływu powietrza ( $Q_{P,R}$ )		[m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /d]	
	Stopień wykorzystania tlenu ( $\alpha R_P$ )	Sekcje 1 - 4	[g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> <sub>N</sub> m]	$21,1 \times (Q_{P,R} / N_{D,R})^{-0,22}$
		Sekcje 5 - 8		$19,4 \times (Q_{P,R} / N_{D,R})^{-0,22}$
		Sekcje 9 - 12		$14,6 \times (Q_{P,R} / N_{D,R})^{-0,22}$
			Zmienne ( <i>system sterowania</i> )	

Dzięki szczegółowej charakterystyce systemu napowietrzania, model WOŚ ma możliwość symulacji zmiennych w czasie wartości natężenia przepływu powietrza, które są przeliczane na odpowiednie zapotrzebowanie mocy, a następnie na zużycie energii elektrycznej. W oparciu o zróżnicowaną w poszczególnych godzinach doby cenę zakupu jednostki energii elektrycznej obliczany jest koszt napowietrzania, związany z danym sposobem sterowania stężeniem tlenu.

### 6.2.3. Model biokinetyczny osadu czynnego

Jako model biokinetyczny osadu czynnego przyjęto model ASM 2d, który obejmuje procesy usuwania związków organicznych, nityfikację i denityfikację oraz wzmożone biologiczne usuwanie fosforu i jego symultaniczne strącanie (Henze i in., 2000). Jest on zbudowany w oparciu o prawo zachowania masy oraz fundamentalne zależności stechiometryczne, kinetyczne i termo-chemiczne. Opis modelu zamieszczono w punkcie 2.3.2, a podział związków organicznych, azotu i fosforu na charakterystyczne frakcje modelu w punkcie 2.5.2.

Model ASM 2d rozszerzono o dodatkową zmienną stanu w postaci frakcji zawiesin mineralnych, co dokładniej opisano w punkcie 7.1.5.3.

### 6.2.4. Model osadnika wtórnego

Jako model matematyczny osadnika wtórnego przyjęto, dostępny w pakiecie Simba, dynamiczny 1-wymiarowy, 10-warstwowy model osadnika rzeczywistego oparty o model sedymentacji Takacs i in. (1991), będący modyfikacją i rozszerzeniem równania Vesilinda. Model ten wymaga kalibracji funkcji  $V_s(X)$ , opisującej zależność prędkości sedymentacji ( $V_s$  [m/d]) od stężenia osadu czynnego ( $X$  [g sm/m<sup>3</sup>]) wyrażonej układem równań:

$$\begin{aligned} V_s &= V_0 \left( e^{-r_h(X-X_{\min})} - e^{-r_{flo}(X-X_{\min})} \right) \\ X_{\min} &= f_{ns} X_0 \\ 0 &\leq V_s \leq V_{o,\max} \end{aligned} \quad (6.2)$$

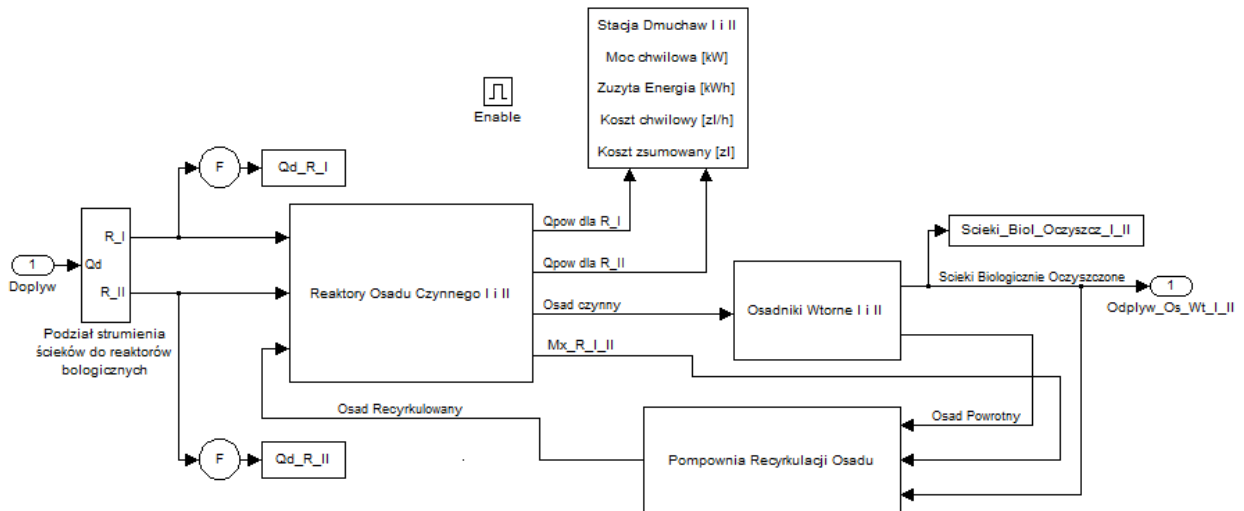
w którym:

- $V_0$  – mnożnik maksymalnej prędkości sedymentacji, m/d
- $V_{o,\max}$  – górne ograniczenie prędkości sedymentacji, m/d
- $r_h$  – parametr sedymentacji strefowej, m<sup>3</sup>/g sm
- $r_{flo}$  – parametr sedymentacji niestrefowej, m<sup>3</sup>/g sm
- $f_{ns}$  – ułamek zawiesin nieopadających w dopływie do osadnika, [-]
- $X_t$  – umowne "progowe" stężenie w górnej części warstwy osadu, g sm/m<sup>3</sup>

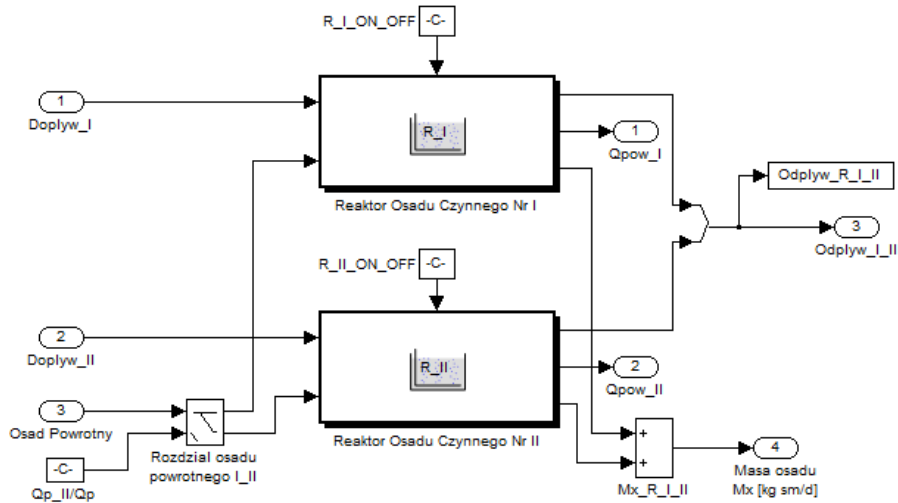
Przyjęty model osadnika jest niereaktywny – nie uwzględnia reakcji biochemicznych zachodzących w objętości osadnika – z tego względu założono możliwość wprowadzenia dodatkowych „wirtualnych” reaktorów na strumieniu osadu kierowanego do osadnika oraz osadu recyrkulowanego, aby uwzględnić ewentualne zmiany stężenia zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych i osadzie recyrkulowanym.

## 6.3. Model układu osadu czynnego WOŚ

W modelu starej części układu osadu czynnego WOŚ uwzględniono aktualny schemat rozdziału ścieków mechanicznie oczyszczonych na równoległe reaktory biologiczne I i II, których zmieszany odpływ trafia do pracujących równoległe osadników wtórnych I-II, współpracujących z dedykowaną im pompownią osadu recyrkulowanego (rys. 6.1.), jak również odpowiedni rozdział strumienia osadu recyrkulowanego na reaktory biologiczne I i II (rys. 6.2.).

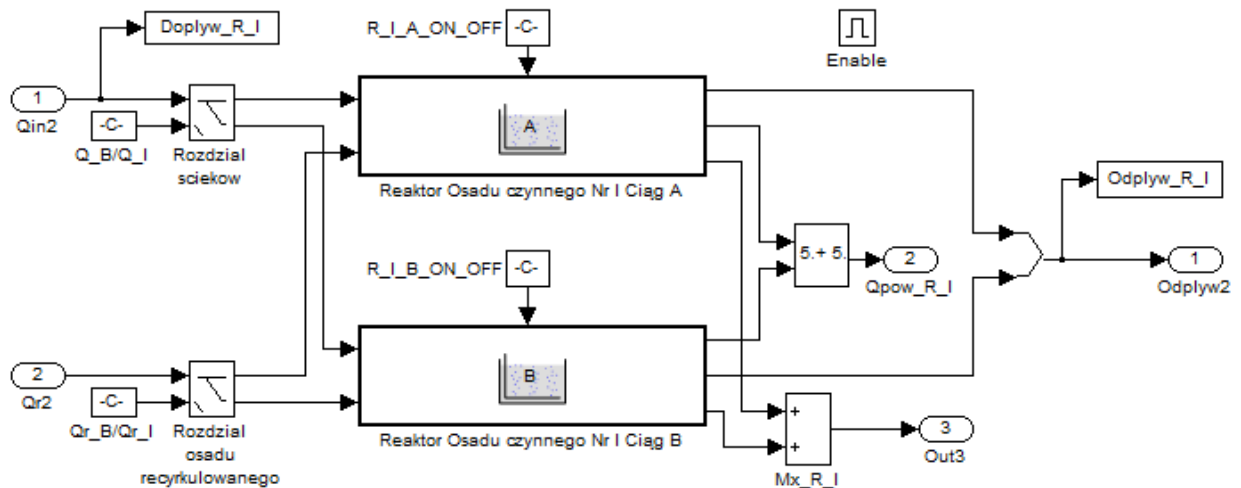


Rys. 6.1. Schemat rozdziału strumienia ścieków na równoległe reaktory biologiczne I i II współpracujące z układem osadników wtórnych i pompownią recykulacji osadu



Rys. 6.2. Schemat rozdziału strumienia ścieków i osadu powrotnego na równoległe reaktory biologiczne

Uwzględniono również podział każdego z reaktorów I i II na dwa równoległe ciągi komór (A i B), z możliwością zmiany proporcji rozdziału strumienia ścieków i osadu recykulowanego na te części (rys. 6.3.).

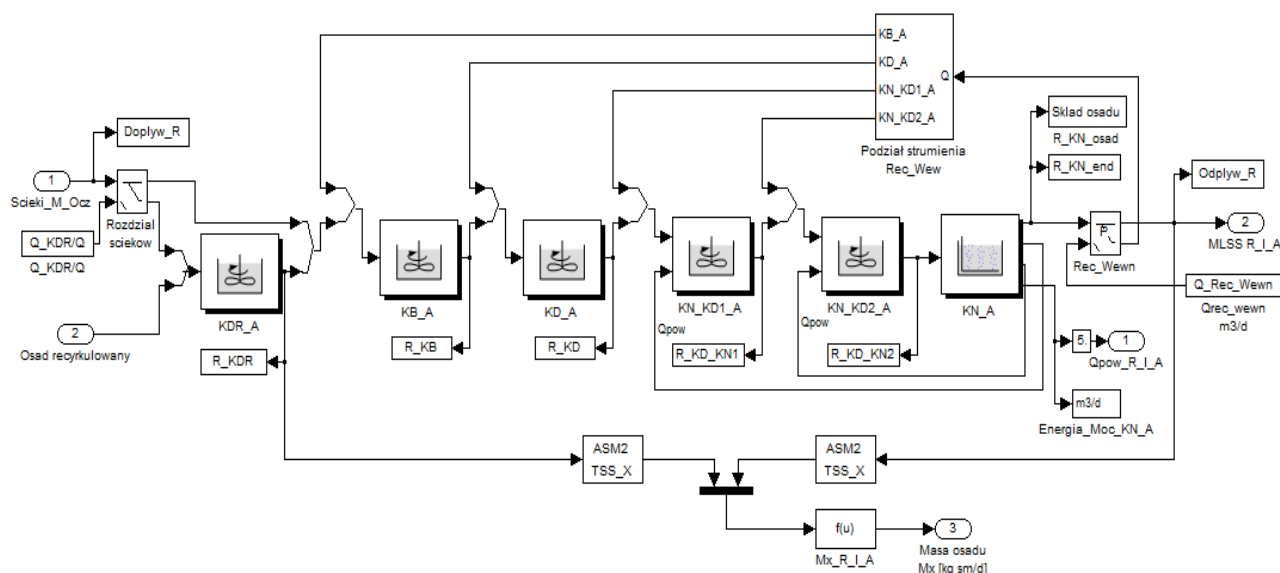


Rys. 6.3. Schemat rozdziału strumienia ścieków i osadu powrotnego na równoległe ciągi komór (A i B) reaktora biologicznego

Uwzględniono podział każdego ciągu komór A i B na komory procesowe (rys. 6.4.):

- denitryfikacji osadu recykulowanego (KDR),
- beztlenową (KB),
- anoksydacyjną – denitryfikacji (KD),
- fakultatywną nityfikacji/denitryfikacji nr 1 (KN/KD1),
- fakultatywną nityfikacji/denitryfikacji nr 2 (KN/KD2),
- napowietrzania – nityfikacji (KN).

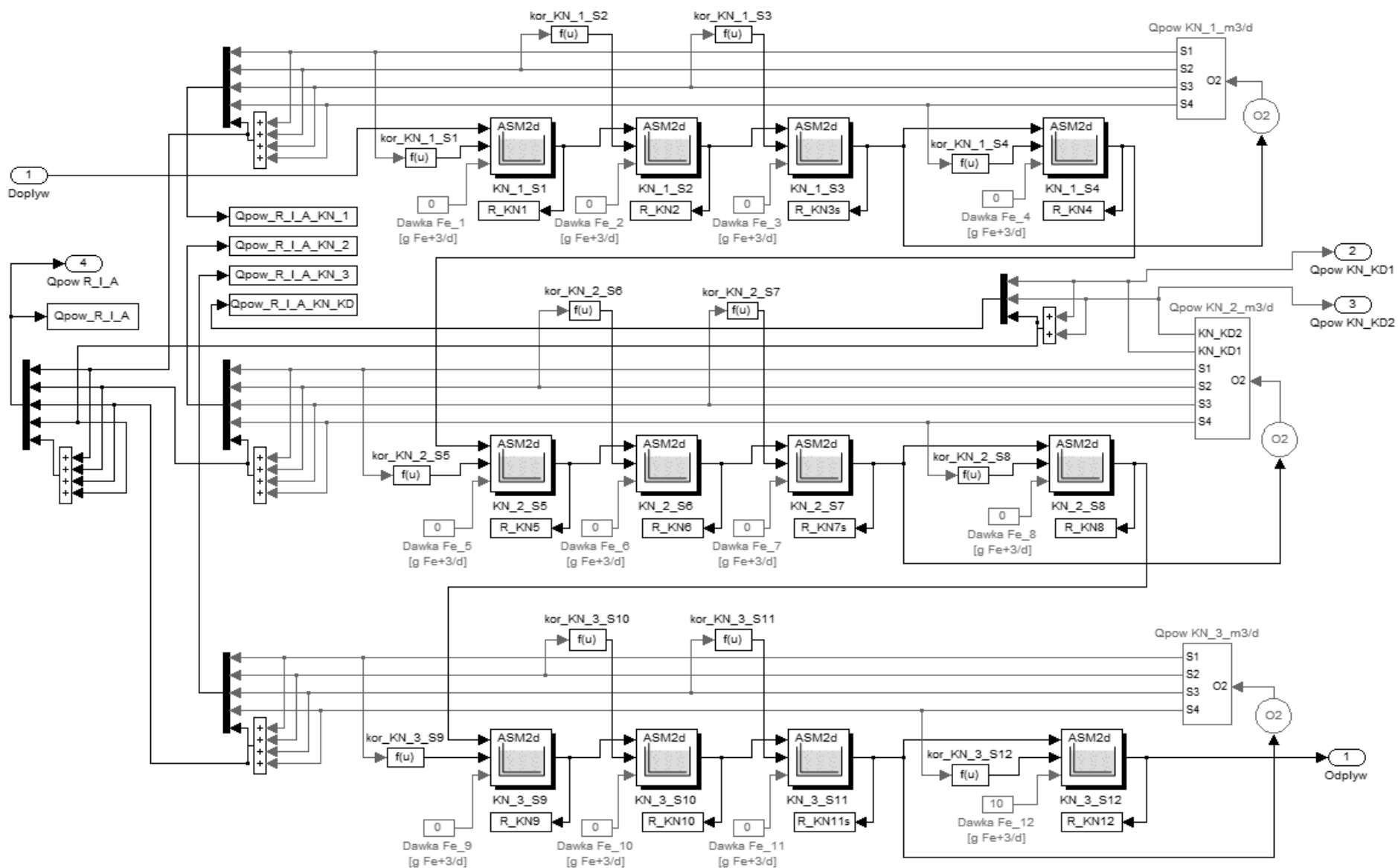
Uwzględniono możliwość zmiany proporcji rozdziału dopływu ścieków do komory denitryfikacji recyrkulatu (KDR) i komory beztlenowej (KB). Przewidziano możliwość kierowania części strumienia recyrkulacji wewnętrznej z komory nityfikacji (KN) do komór KB, KD, KN/KD1 i KN/KD2. Przewidziano również możliwość kierowania części strumienia powietrza, z rurociągu zasilającego środkową część komory napowietrzania (KN), do komór fakultatywnych KN/KD1 i KN/KD2.



Rys. 6.4. Schemat podziału reaktora biologicznego starej części WOŚ na komory

Na podstawie wyników badań znacznikowych cyrkulacyjne komory nienapowietrzane KDR, KB, KD oraz fakultatywne KN/KD1 i KN/KD2 zostały zamodelowane jako pojedyncze reaktory o pełnym wymieszaniu, natomiast komora napowietrzania KN została zamodelowana jako kaskada 12 reaktorów o pełnym wymieszaniu (co odpowiada liczbie sekcji dyfuzorów). Kaskadę 12 reaktorów tlenowych podzielono na 3 części KN1 (sekcje S1–4), KN2 (sekcje S5–8) i KN3 (sekcje S9–12) po 4 reaktory każda, co odpowiada rzeczywistemu podziałowi komory napowietrzania na 3 części o autonomicznym systemie sterowania stężeniem tlenu i zasilania sprężonym powietrzem (rys. 6.5.). Sterujące sondy tlenowe zlokalizowane są w 3/4 długości każdej z części KN1–3.

Uwzględniono również możliwość symultanicznego chemicznego strącania fosforu poprzez dawkowanie soli żelaza na odpływie z komory nityfikacji.



Rys. 6.5. Schemat zastępczy komory napowietrzania starej części WOŚ

---

## KALIBRACJA I WALIDACJA MODELU

### 7.1. Kalibracja modelu WOŚ

#### 7.1.1. Uwarunkowania kalibracji modelu WOŚ

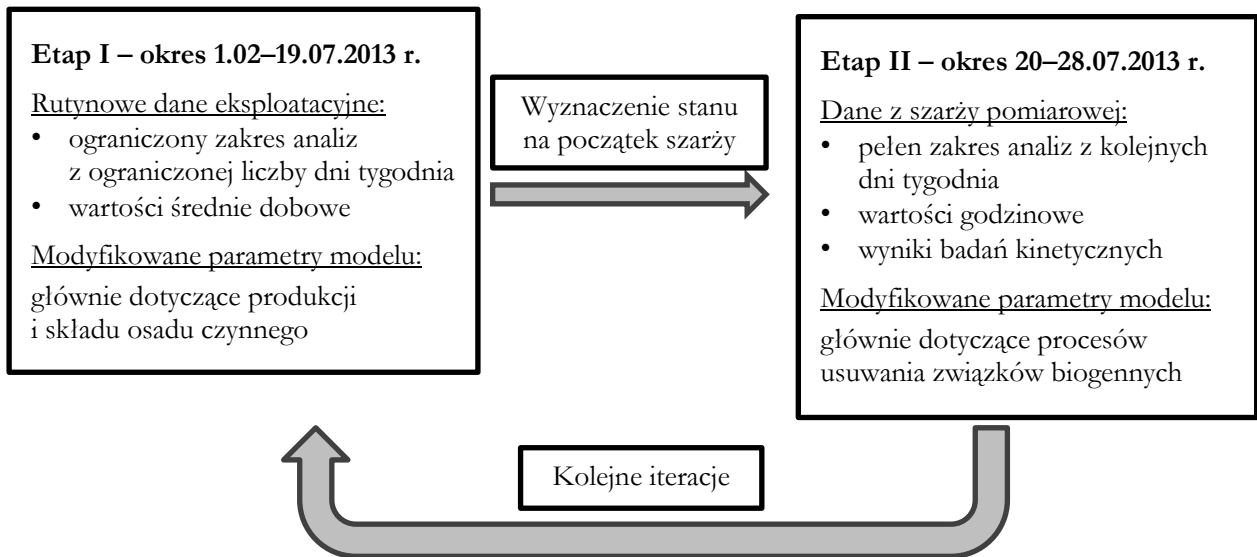
Kalibracja modeli matematycznych osadu czynnego bazuje zazwyczaj w głównej mierze na wynikach zebranych w okresie specjalnie zaplanowanej szarży pomiarowej, gdyż zapewniają one właściwy zakres oraz rozdzielczość czasową danych. Jednakże, kluczowe znaczenie dla pomyślnej i efektywnej kalibracji modeli ASM ma prawidłowe wyznaczenie (wysymulowanie) stanu układu na początek szarży pomiarowej, szczególnie w zakresie wolnozmiennych zmiennych stanu – głównie frakcji nierozpuszczonych, zawartych w osadzie czynnym, gdyż nie ma obecnie możliwości ich bezpośredniego wyznaczenia metodami analitycznymi. Stężenia frakcji rozpuszczonych mogą zostać skorygowane „ręcznie”, o ile zachodzi taka potrzeba, na podstawie dostępnych wyników pomiarów.

Stan układu na początek szarży wyznacza się zazwyczaj w symulacjach stanu ustalonego, bazujących na uśrednionych wartościach danych dotyczących obciążenia, oraz warunków eksploatacji OŚ w okresie bezpośrednio poprzedzającym szarżę pomiarową lub nawet ich uśrednionych wartościach z okresu samej szarży.

Brak długiego okresu stabilnych warunków pracy WOŚ (por. pkt. 5.2) uniemożliwił wyznaczenie stanu układu na początek szarży pomiarowej w symulacjach stanu ustalonego. Spowodowało to konieczność zastosowania nietypowej, oryginalnej procedury kalibracji modelu układu osadu czynnego, która jednakże pozwoliła na sprawdzenie zachowania i przewidywań modelu w szerokim zakresie warunków eksploatacyjnych.

Przyjęta procedura kalibracji modelu układu osadu czynnego WOŚ (rys. 7.1) zakładała wyznaczenie stanu na początek szarży poprzez symulacje dynamiczne pracy układu w długim okresie (01.02.-19.07.2013 r.) niestabilnych warunków obciążenia i eksploatacji poprzedzającym szarżę pomiarową (20-28.07.2013 r.). Na podstawie wyników tych symulacji modyfikowano wartości parametrów modelu mających wpływ na produkcję i skład osadu. Tak wyznaczony stan układu na 19.07.2013 r. był stanem początkowym dla symulacji okresu szarży pomiarowej, na podstawie wyników których modyfikowano parametry modelu dotyczące procesów usuwania

związków biogenych. Zmodyfikowany zestaw parametrów modelu był wykorzystywany w kolejnej iteracji symulacji, obejmującej oba etapy kalibracji.



Rys. 7.1. Schemat przyjętej procedury kalibracji modelu WOŚ

### 7.1.2. Podział zanieczyszczeń w ściekach na frakcje modelu ASM 2d

Poniżej przedstawiono podział zanieczyszczeń w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ na charakterystyczne frakcje, pod kątem potrzeb modelowania procesu osadu czynnego z wykorzystaniem modelu ASM 2d, wyznaczony na podstawie przeprowadzonych badań, opisanych pkt. 5.3.2.2. (w poniższych tabelach:  $n$  – liczba pomiarów).

**Frakcje związków organicznych (ChZT)** w modelu ASM 2d scharakteryzowano w pkt. 2.5.2.1, natomiast wyznaczone udziały poszczególnych frakcji ChZT w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ zestawiono w tabeli 7.1.

Tabela 7.1. Udziały frakcji w ChZT ścieków mechanicznie oczyszczonych WOŚ

Symbol frakcji	Frakcja modelu	Definicja udziału	Jednostka	Wartość udziału [% ChZT]	$n$
$S_S$	ASM2d	$S_S / \text{ChZT} = (S_F + S_A) / \text{ChZT}$	g ChZT/g ChZT	$34,9 \pm 3,8$	9
$S_F$	ASM2d	$S_F / \text{ChZT}$	g ChZT/g ChZT	$17,0 \pm 2,7$	9
$S_A$	ASM2d	$S_A / \text{ChZT}$	g ChZT/g ChZT	$18,0 \pm 1,9$	9
$S_I$	ASM2d	$S_I / \text{ChZT}$	g ChZT/g ChZT	$5,2 \pm 0,3$	9
$X$		$(X_S + X_I) / \text{ChZT}$	g ChZT/g ChZT	$58,8 \pm 4,5$	9
$X_S$	ASM2d	$X_S / \text{ChZT}$	g ChZT/g ChZT	$42,8^{(a)}$	9
$X_I$	ASM2d	$X_I / \text{ChZT}$	g ChZT/g ChZT	$16,0^{(a)}$	9
Sprawdzenie stężenia $ZAW_{org}$ na podstawie udziałów frakcji $X = X_S + X_I$	Według pomiarów		g smo/m <sup>3</sup>	$101 \pm 8$	
	Według obliczeń na podstawie $X_S + X_I$ Na podstawie wartości $\text{ChZT}/ZAW_{org} = 2,18$			$(X_S + X_I)/2,18 \approx 106$ $(101 \approx 106)$	

(a) Podział sumy frakcji  $X$  (na składowe  $X_S$  i  $X_I$ ) ustalono metodą kolejnych przybliżeń, dopasowując symulowane charakterystyki osadu czynnego, do odpowiednich wartości eksperymentalnych.

**Fracje azotu ogólnego** ( $N_{og}$ ) w modelu ASM 2d scharakteryzowano w pkt. 2.5.2.2, natomiast wyznaczone udziały poszczególnych frakcji  $N_{og}$  w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ zestawiono w tabeli 7.2.

Tabela 7.2. Udziały frakcji azotu ogólnego w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ

Symbol frakcji	Fracja modelu	Definicja udziału frakcji	Jednostka udziału	Wartość udziału	<i>n</i>	
$S_{NH}$	ASM2d	$S_{NH} / N_{og}$	[g N/g N]×100%	$80,6 \pm 3,7$	9	
$S_{NO}$	ASM2d	$S_{NO}$	g N/m <sup>3</sup>	0	9	
		$S_{NO} / N_{og}$	[g N/g N]×100%	0		
$S_{Norg}$		$S_{Norg} / N_{og}$	[g N/g N]×100%	$3,8 \pm 1,8$	9	
$i_{N,S}$		$S_{Norg} / (S_F + S_I)$	g N/g ChZT	$0,026 \pm 0,015$	9	
$S_{ND}$	ASM2d	$S_{ND} / N_{og}$	[g N/g N]×100%	$1,8 \pm 1,6$	9	
$i_{N,SF}$	ASM2d	$S_{ND} / S_F$	g N/g ChZT	Pomiary	$0,032 \pm 0,021$	9
				Domyślne	0,03	
				<b>Przyjęte</b>	<b>0,03</b>	
$S_{NI}$	ASM2d	$S_{NI} / N_{og}$	[g N/g N]×100%	$2,0 \pm 0,6$	9	
$i_{N,SI}$	ASM2d	$S_{NI} / S_I$	g N/g ChZT	Pomiary	$0,058 \pm 0,017$	9
				Domyślne	0,01	
				<b>Przyjęte</b>	<b>0,055</b>	
$X_{Norg}$		$X_{Norg} / N_{og}$	[g N/g N]×100%	$15,6 \pm 2,4$	9	
$i_{N,X}$		$X_{Norg} / (X_S + X_I)$	g N/g ChZT	$0,039 \pm 0,006$	9	
$X_{ND}$	ASM2d	$X_{ND} / N_{og}$	[g N/g N]×100%	11,4	9	
$i_{N,XS}$	ASM2d	$X_{ND} / X_S$	g N/g ChZT	Pomiary ( $i_{N,X}$ )	$0,039 \pm 0,006$	9
				Domyślne	0,04	
				<b>Przyjęte</b>	<b>0,04</b>	
$X_{NI}$	ASM2d	$X_{NI} / N_{og}$	[g N/g N]×100%	4,3	9	
$i_{N,XI}$	ASM2d	$X_{NI} / X_I$	g N/g ChZT	Pomiary ( $i_{N,X}$ )	$0,039 \pm 0,006$	9
				Domyślne	0,02	
				<b>Przyjęte</b>	<b>0,04</b>	
Sprawdzenie wartości $N_{og}$ na podstawie udziałów frakcji azotu	Według pomiarów		g N/m <sup>3</sup>	59,0		
	Według obliczeń na podstawie $S_{NH} + S_{NO} + S_{ND} + S_{NI} + X_{ND} + X_{NI}$			$47,5 + 0 + 391 \times (0,17 \times 0,03 + 0,052 \times 0,055 + 0,428 \times 0,04 + 0,16 \times 0,04) = 59,8$ ( $59,0 \approx 59,8$ )		

**Fracje fosforu ogólnego** ( $P_{og}$ ) w modelu ASM 2d scharakteryzowano w pkt. 2.5.2.3, natomiast wyznaczone udziały poszczególnych frakcji  $P_{og}$  w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ zestawiono w tabeli 7.3.

Tabela 7.3. Udziały frakcji fosforu ogólnego w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ

Symbol frakcji	Fracja modelu	Definicja udziału frakcji	Jednostka udziału	Wartość udziału	<i>n</i>	
$S_{PO_4}$	ASM2d	$S_{PO_4} / P_{og}$	[g P/g P]×100%	$60,3 \pm 1,7$	9	
$S_{Porg}$		$S_{Porg} / P_{og}$	[g P/g P]×100%	$1,9 \pm 1,4$	9	
$i_{P,S}$		$S_{Porg} / (S_F + S_I)$	g P/g ChZT	$0,0017 \pm 0,0015$	9	
$S_{PD}$	ASM2d	$S_{PD} / P_{og}$	[g P/g P]×100%	$1,5 \pm 1,5$	9	
$i_{P,SF}$	ASM2d	$S_{PD} / S_F$	g P/g ChZT	Pomiary	$0,0022 \pm 0,0019$	9
				Domyślne	0,01	
				<b>Przyjęte</b>	<b>0,01</b>	
$S_{PI}$	ASM2d	$S_{PI} / P_{og}$	[g P/g P]×100%	$0,4 \pm 0,1$	9	
$i_{P,SI}$	ASM2d	$S_{PI} / S_I$	g P/g ChZT	Pomiary	$0,0015 \pm 0,0001$	9
				Domyślne	0	
				<b>Przyjęte</b>	<b>0,0015</b>	
$X_{Porg}$		$X_{Porg} / P_{og}$	[g P/g P]×100%	$37,8 \pm 2,2$	9	
$i_{P,X}$		$X_{Porg} / (X_S + X_I)$	g P/g ChZT	$0,012 \pm 0,002$	9	
$X_{PD}$	ASM2d	$X_{PD} / P_{og}$	[g P/g P]×100%	27,7	9	
$i_{P,XS}$	ASM2d	$X_{PD} / X_S$	g P/g ChZT	Pomiary ( $i_{P,X}$ )	$0,012 \pm 0,002$	9
				Domyślne	0,01	
				<b>Przyjęte</b>	<b>0,01</b>	
$X_{PI}$	ASM2d	$X_{PI} / P_{og}$	[g P/g P]×100%	10,1	9	
$i_{P,XI}$	ASM2d	$X_{PI} / X_I$	g P/g ChZT	Pomiary ( $i_{P,X}$ )	$0,012 \pm 0,002$	9
				Domyślne	0,01	
				<b>Przyjęte</b>	<b>0,01</b>	
Sprawdzenie wartości $P_{og}$ na podstawie udziałów frakcji azotu	Według pomiarów		g P/m <sup>3</sup>	7,38		
	Według obliczeń na podstawie $S_{PO_4} + S_{PD} + (S_{PI}) + X_{PD} + X_{PI}$			4,45 + $391 \times (0,17 \times 0,01 + 0,052 \times 0,0015 + 0,428 \times 0,01 + 0,16 \times 0,01) = 7,44$ (7,38 ≈ 7,44)		

### 7.1.3. Kalibracja rozszerzonego modelu ASM 2d

Kalibracja rozszerzonego modelu ASM 2d dla WOŚ została przeprowadzona w oparciu o algorytm kalibracji OŚ z usuwaniem związków biogenych, zaproponowany w protokole symulacyjnym IWA (Rieger i in., 2013) i przedstawiony na rysunku 2.4.

#### 7.1.3.1. Wartości parametrów rozszerzonego modelu ASM 2d

Zestawienie domyślnych (literaturowych) i przyjętych (po wykonaniu procedury kalibracji) wartości parametrów kinetycznych i stechiometrycznych modelu ASM 2d pokazano w tabelach 7.4. do 7.9. Wartości domyślne przyjęto jako punkt startowy procedury kalibracyjnej. Parametry, których wartości domyślne zostały zmienione w wyniku kalibracji wyróżniono **pogrubieniem**.

Tabela 7.4. Wartości parametrów stechiometrycznych modelu ASM 2d

Parametr	Symbol	Jednostka	Wartość	
			Domyślna	Kalibracja
Hydrolyza frakcji $X_s$				
Produkcja frakcji $S_1$	$f_{SI}$	g ChZT/g ChZT	0	0
Biomasa heterotrofów ( $X_H$ )				
Współczynnik wydajności przyrostu tlenowego	$Y_H$	g ChZT/g ChZT	0,625	<b>0,667</b>
Ułamek frakcji $X_I$ w produktach lizy biomasy	$f_{XI}$	g ChZT/g ChZT	0,10	0,10
Biomasa bakterii akumulujących fosfor ( $X_{PAO}$ )				
Współczynnik wydajności przyrostu tlenowego	$Y_{PAO}$	g ChZT/g ChZT	0,625	0,625
Stosunek wydzielanych fosforanów do powstających polihydroksyalkanianów	$Y_{PO4}$	g P/g ChZT	0,40	<b>0,35</b>
Stosunek zużywanych polihydroksyalkanianów do akumulowanych polifosforanów	$Y_{PHM}$	g ChZT/g P	0,20	0,20
Ułamek frakcji $X_I$ w produktach lizy biomasy	$f_{XI}$	g ChZT/g ChZT	0,10	0,10
Bakterie nitryfikacyjne ( $X_{AUT}$ )				
Współczynnik wydajności przyrostu	$Y_A$	g ChZT/g N-NO <sub>3</sub>	0,24	0,24
Ułamek frakcji $X_I$ w produktach lizy biomasy	$f_{XI}$	g ChZT/g ChZT	0,10	0,10
Zawartość azotu organicznego w biomase $X_H$ , $X_{PAO}$ , $X_{AUT}$	$i_{NB}$	g N/g ChZT	0,07	0,07
Zawartość fosforu organicznego w biomase $X_H$ , $X_{PAO}$ , $X_{AUT}$	$i_{PB}$	g P/g ChZT	0,02	0,02
Przeliczniki frakcji organicznych na suchą masę zawieszin				
Dla frakcji $X_s$	$i_{TSSXS}$	g sm/g ChZT	0,75	<b>0,46</b>
Dla frakcji $X_I$	$i_{TSSXI}$	g sm/g ChZT	0,75	<b>0,67</b>
Dla frakcji $X_H$ , $X_{PAO}$ , $X_A$	$i_{TSSXB}$	g sm/g ChZT	0,90	<b>0,70</b>

Tabela 7.5. Wartości parametrów kinetycznych hydrolyzy frakcji  $X_s$  w modelu ASM 2d

Parametr	Symbol	Jednostka	Wartość w 20°C	
			Domyślna	Kalibracja
Stała szybkości hydrolyzy	$K_h$	d <sup>-1</sup>	3,00	<b>2,00</b>
Współczynnik zmniejszający dla warunków anoksycznych	$\eta_{NO3}$	-	0,60	<b>0,75</b>
Współczynnik zmniejszający dla warunków beztlenowych	$\eta_{fe}$	-	0,40	<b>0,25</b>
Stała nasycenia dla zależności szybkości hydrolyzy od stężenia tlenu	$K_{O2}$	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0,20	0,20
Stała nasycenia dla zależności szybkości hydrolyzy od stężenia azotanów	$K_{NO3}$	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0,50	<b>1,00</b>
Stała nasycenia dla zależności szybkości hydrolyzy od stężenia $X_s$	$K_X$	g ChZT/g ChZT	0,10	0,10

Tabela 7.6. Wartości parametrów kinetycznych dla bakterii heterotroficznych ( $X_H$ ) w modelu ASM 2d

Parametr	Symbol	Jednostka	Wartość w 20°C	
			Domyślna	Kalibracja
Maksymalna wartość stałej szybkości przyrostu mikroorganizmów	$\mu_{H,max}$	$d^{-1}$	6,00	6,00
Stała nasycenia dla zależności szybkości przyrostu od stężenia tlenu	$K_{OH}$	$g\ O_2/m^3$	0,20	0,20
Stała nasycenia dla zależności szybkości przyrostu od stężenia $S_F$	$K_{SF}$	$g\ ChZT/m^3$	4,00	4,00
Stała nasycenia dla zależności szybkości przyrostu od stężenia $S_A$	$K_A$	$g\ ChZT/m^3$	4,00	4,00
Stała nasycenia dla zależności szybkości przyrostu od stężenia $S_{NH}$	$K_{NH}$	$g\ N/m^3$	0,05	0,05
Stała nasycenia dla zależności szybkości przyrostu od stężenia $S_{PO_4}$	$K_P$	$g\ P/m^3$	0,01	0,01
Współczynnik zmniejszający szybkość przyrostu w warunkach anoksyicznych	$\eta_{NO_3}$	-	0,80	<b>0,60</b>
Stała nasycenia dla zależności szybkości od stężenia $S_{NO}$	$K_{NO}$	$g\ N/m^3$	0,50	<b>1,00</b>
Stała nasycenia dla zależności szybkości od zasadowości $S_{ALK}$	$K_{ALK}$	$val/m^3$	0,10	0,10
Maksymalna szybkość fermentacji	$q_{fe}$	$d^{-1}$	3,0	<b>1,0</b>
Stała nasycenia dla zależności szybkości fermentacji od stężenia $S_F$	$K_{fe}$	$g\ ChZT/m^3$	4,00	<b>20,0</b>
Stała szybkości lizy mikroorganizmów	$b_H$	$d^{-1}$	0,40	<b>0,25</b>

Tabela 7.7. Wartości parametrów kinetycznych dla bakterii akumulujących fosforany ( $X_{PAO}$ ) w modelu ASM 2d

Parametr	Symbol	Jednostka	Wartość w 20°C	
			Domyślna	Kalibracja
Maksymalna wartość stałej szybkości przyrostu mikroorganizmów	$\mu_{PAO,max}$	$d^{-1}$	1,00	1,00
Stała nasycenia dla zależności szybkości przyrostu od stężenia $S_{NH}$	$K_{NH}$	$g\ N/m^3$	0,05	0,05
Stała szybkości akumulacji polihydroksymaślanów	$q_{PHA}$	$g\ ChZT/g\ ChZT\ d$	3,00	<b>6,00</b>
Stała szybkości akumulacji polifosforanów	$q_{PP}$	$g\ P/g\ ChZT\ d$	1,50	1,50
Stała szybkości lizy mikroorganizmów	$b_{PAO}$	$d^{-1}$	0,20	<b>0,125</b>
Stała szybkości lizy polifosforanów	$b_{PP}$	$d^{-1}$	0,20	<b>0,125</b>
Stała szybkości lizy polihydroksymaślanów	$b_{PHA}$	$d^{-1}$	0,20	<b>0,125</b>
Stała nasycenia dla zależności szybkości od stężenia tlenu	$K_{O_2}$	$g\ O_2/m^3$	0,20	0,20
Stała nasycenia dla zależności szybkości od stężenia $S_{PO_4}$	$K_P$	$g\ P/m^3$	0,01	0,01
Współczynnik zmniejszający szybkości w warunkach anoksyicznych	$\eta_{NO_3}$	-	0,60	<b>0,67</b>
Stała nasycenia dla zależności szybkości od zasadowości $S_{ALK}$	$K_{ALK}$	$val/m^3$	0,10	0,10
Stała nasycenia dla zależności szybkości od stężenia $S_{NO}$	$K_{NO}$	$g\ N/m^3$	0,50	0,50
Stała nasycenia dla zależności szybkości akumulacji polihydroksyalkanianów od stężenia $X_{PP}$	$K_{PP}$	$g\ P/g\ ChZT$	0,01	<b>0,05</b>
Stała nasycenia dla zależności szybkości akumulacji polihydroksyalkanianów od stężenia $S_A$	$K_A$	$g\ ChZT/m^3$	4,00	4,00
Stała nasycenia dla zależności szybkości od stężenia $X_{PHA}$	$K_{PHA}$	$g\ ChZT/m^3$	0,01	<b>0,10</b>
Maksymalna wartość stosunku $X_{PP}/X_{PAO}$	$K_{MAX}$	$g\ P/g\ ChZT$	0,34	0,34
Stała nasycenia dla zależności szybkości akumulacji polifosforanów od stężenia $S_{PO_4}$	$K_{PS}$	$g\ P/m^3$	0,20	0,20
Stała inhibicji dla szybkości akumulacji polifosforanów	$K_{IPP}$	$g\ P/g\ ChZT$	0,02	<b>0,05</b>

**Tabela 7.8. Wartości parametrów kinetycznych dla bakterii nityfikacyjnych ( $X_A$ ) w modelu ASM 2d**

Parametr	Symbol	Jednostka	Wartość w 20°C	
			Domyślna	Kalibracja
Maksymalna wartość stałej szybkości przyrostu mikroorganizmów	$\mu_{A,max}$	$d^{-1}$	1,00	<b>1,30</b>
Stała nasycenia dla zależności szybkości przyrostu od stężenia tlenu	$K_{OH}$	$g\ O_2/m^3$	0,50	0,50
Stała nasycenia dla zależności szybkości przyrostu od stężenia $S_{NH}$	$K_{NH}$	$g\ N/m^3$	1,00	1,00
Stała nasycenia dla zależności szybkości przyrostu od stężenia $S_{PO_4}$	$K_P$	$g\ P/m^3$	0,01	0,01
Stała nasycenia dla zależności szybkości od zasadowości $S_{ALK}$	$K_{ALK}$	$val/m^3$	0,50	0,50
Stała szybkości lizy mikroorganizmów	$b_A$	$d^{-1}$	0,15	<b>0,09</b>

**Tabela 7.9. Wartości parametrów kinetycznych chemicznego strącania fosforu w modelu ASM 2d**

Parametr	Symbol	Jednostka	Wartość w 20°C	
			Domyślna	Kalibracja
Stała szybkości strącania fosforu	$k_{PRE}$	$m^3/gFe(OH)_3 \cdot d$	1,00	1,00
Stała szybkości powtórnego rozpuszczania	$k_{RED}$	$d^{-1}$	0,60	0,60
Współczynnik nasycenia dla zasadowości	$K_{ALK}$	$mol/m^3$	0,50	0,50

W ramach kalibracji modelu układu osadu czynnego WOS, zmodyfikowano szereg wartości domyślnych parametrów stechiometrycznych i kinetycznych rozszerzonego modelu ASM 2d. Należy jednak zauważyć, że, w przypadku większości parametrów, zmiany wartości wynikały z przesłanek bazujących na podstawach teoretycznych opisywanych procesów. Podyktowane one były: przyjętymi założeniami początkowymi (np. zwiększenie wartości współczynnika  $Y_H$ , z uwagi na pominięcie frakcji bakterii heterotroficznych w dopływie), zidentyfikowanymi niedostatkami modelu ASM 2d opisanymi szerzej w pkt. 7.1.5. (np. wartości stałych szybkości lizy  $b$ ) czy bezpośrednim oznaczeniem wartości parametrów w testach kinetycznych (np. współczynniki  $\eta$  zmniejszające szybkości procesów w warunkach anoksycznych). W przypadku części parametrów (głównie hydrolizy i wzmoczonej biologicznej defosfatacji), zmiany wartości domyślnych zdecydowanie poprawiły przewidywania modelu w zakresie profili stężenia rozpuszczonych form azotu i fosforu, mierzonych w trakcie szarży pomiarowej w poszczególnych komorach reaktora biologicznego.

### 7.1.3.2. Wyniki kalibracji rozszerzonego modelu ASM 2d

Wyniki kalibracji rozszerzonego modelu ASM 2d przedstawiono w dwóch kolejnych podrozdziałach odpowiednio dla okresu 01.02.-18.08.2013 r. bazującego na rutynowych danych eksploatacyjnych oraz okresu szarży pomiarowej 20-28.07.2013 r.

#### 7.1.3.2.1. Symulacja charakterystyki procesu z okresu 01.02.-18.08.2013 r.

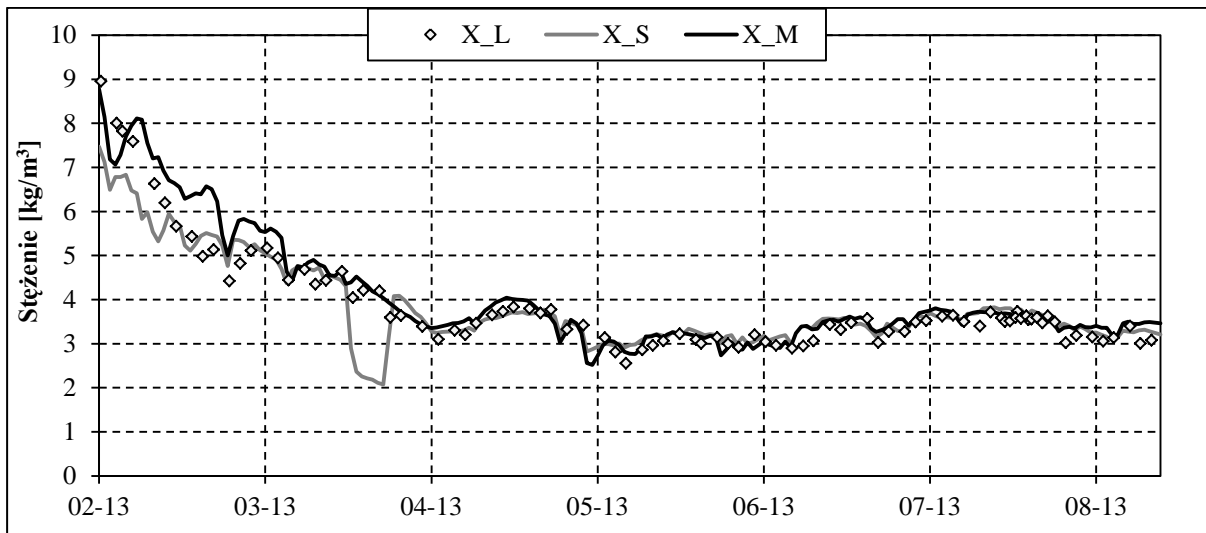
Wykorzystując skalibrowany model, przeprowadzono symulacje stanu procesu z okresu 01.02.-18.08.2013 r., przy czym zarówno wartości wejściowe zadawano, jak i przewidywania modelu rejestrowano z rozdzielczością dobową. Jako wejścia wykorzystano wyniki badań procesu osadu czynnego Wrocławskiej Oczyszczalni Ścieków, obejmujące:

- wyniki rutynowych analiz fizyczno-chemicznych ścieków mechanicznie oczyszczonych,

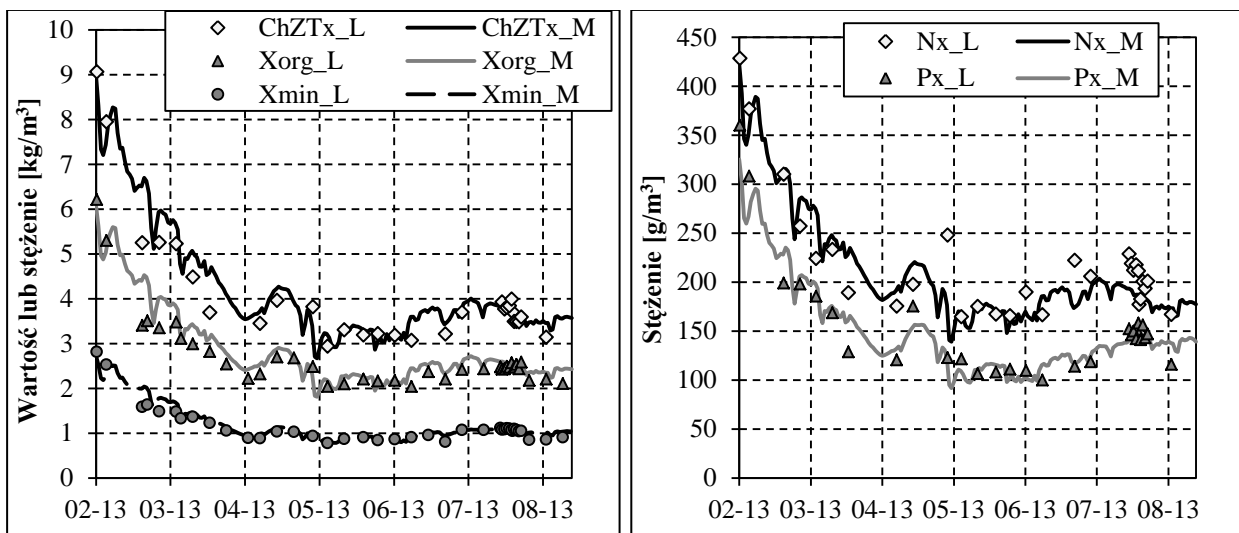
- udziały frakcji zanieczyszczeń organicznych, azotu i fosforu w ściekach, ustalone w trakcie szarży pomiarowej, modyfikowane w oparciu o dostępne wyniki rutynowych analiz fizykochemicznych,
- natężenia przepływu ścieków oraz recyrkulacji wewnętrznej i zewnętrznej,
- stężenia tlenu rozpuszczonego i temperaturę w komorach napowietrzania,
- utrzymywany wiek osadu.

Symulacje prowadzono sterując wiekiem osadu w reaktorach biologicznych na zmienną wartość zadaną (rysunek 5.24) oraz stężeniami tlenu rozpuszczonego w komorach napowietrzania na wartości zadane równe odpowiednim wartościom z pomiarów.

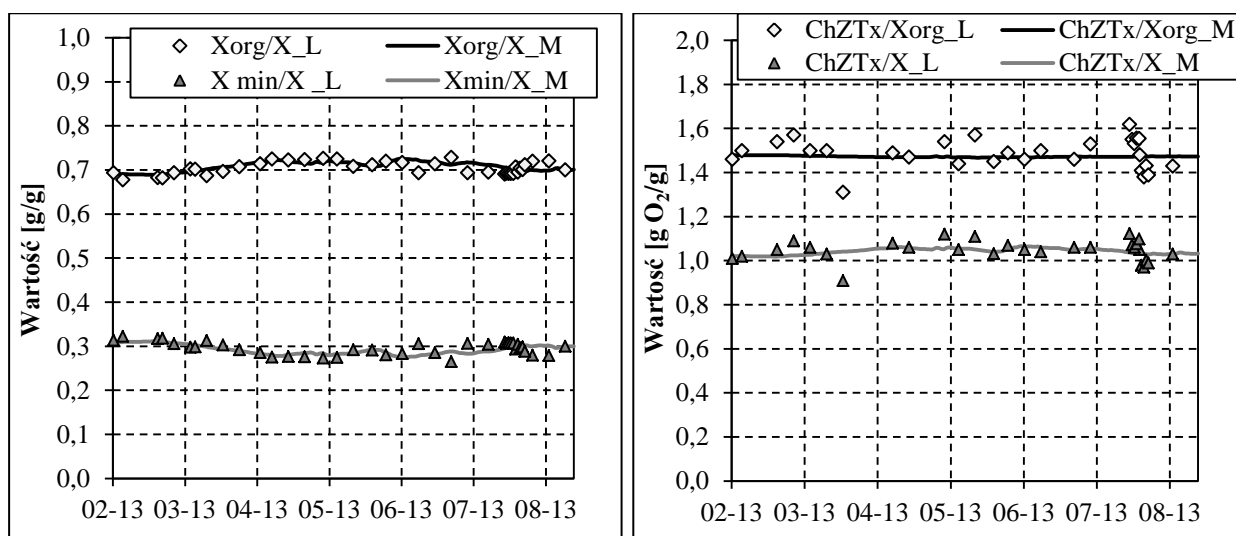
Porównanie wyników symulacji („M”, linia) wybranych charakterystyk procesu osadu czynnego w okresie 01.02.-18.08.2013 r., z wynikami oznaczeń laboratoryjnych („L”, punkty) oraz pomiarów on-line („S”, linia) pokazano na rysunkach 7.2. do 7.9.



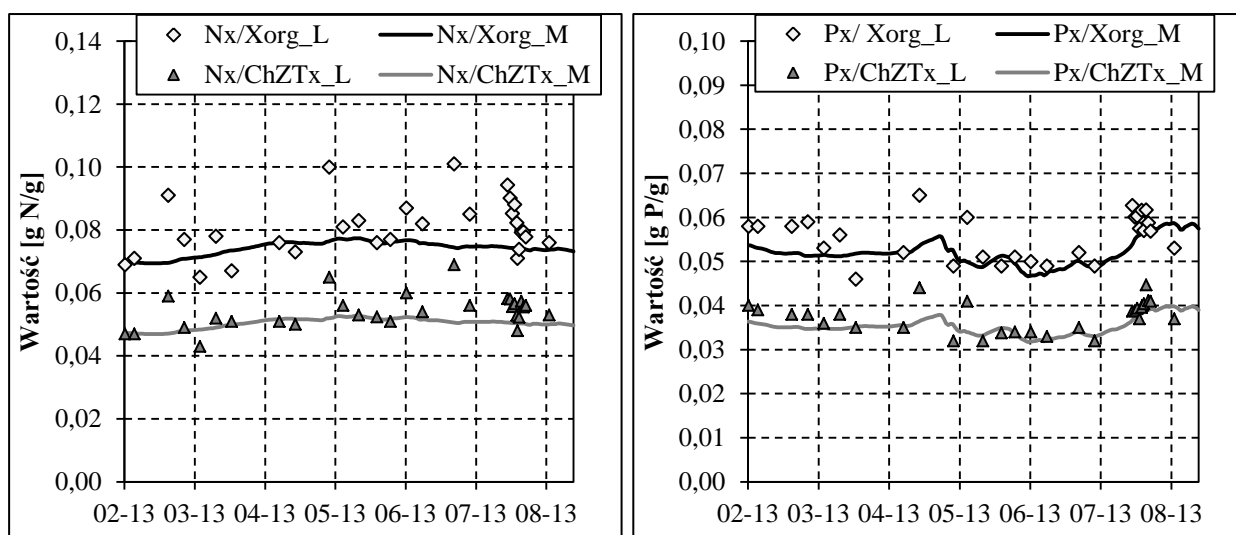
Rys. 7.2. Stężenie osadu czynnego w reaktorach biologicznych



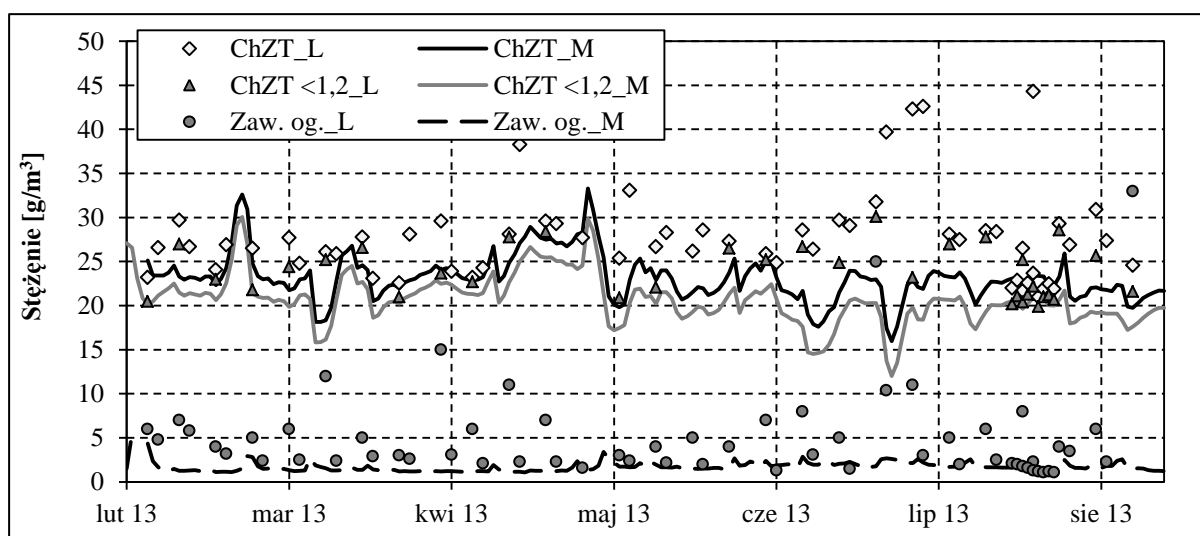
Rys. 7.3. ChZT osadu oraz stężenie frakcji organicznej i mineralnej osadu (lewa) oraz stężenie azotu i fosforu w osadzie (prawa) w reaktorach biologicznych



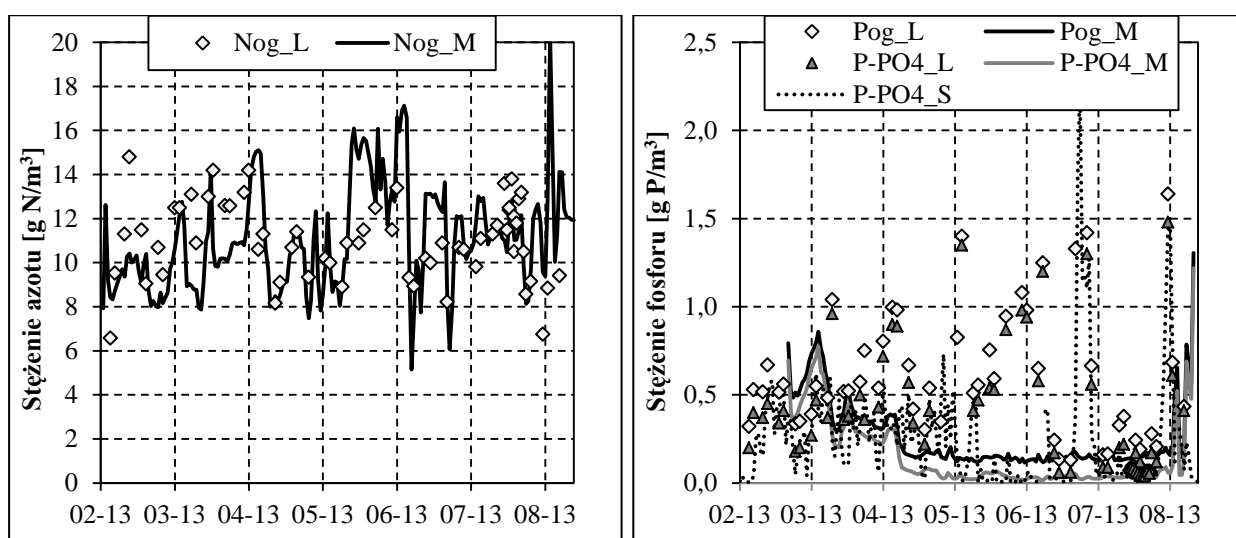
Rys. 7.4. Udział frakcji organicznej i mineralnej w osadzie (lewa) oraz stosunek ChZT do stężenia osadu (prawa) w reaktorach biologicznych



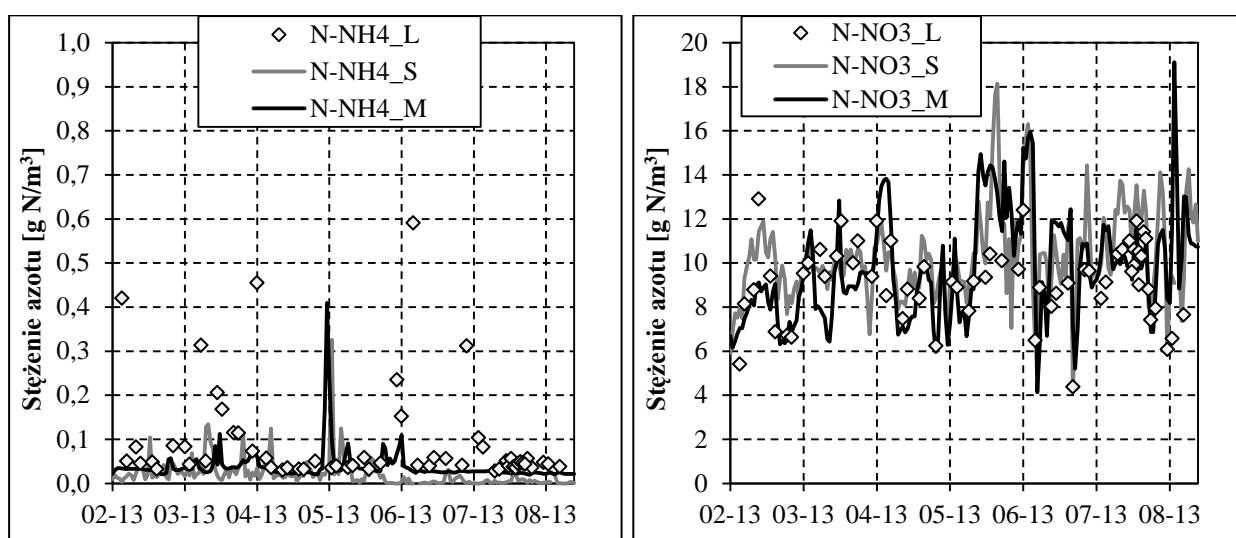
Rys. 7.5. Udział azotu (lewa) i fosforu (prawa) w osadzie w reaktorach biologicznych



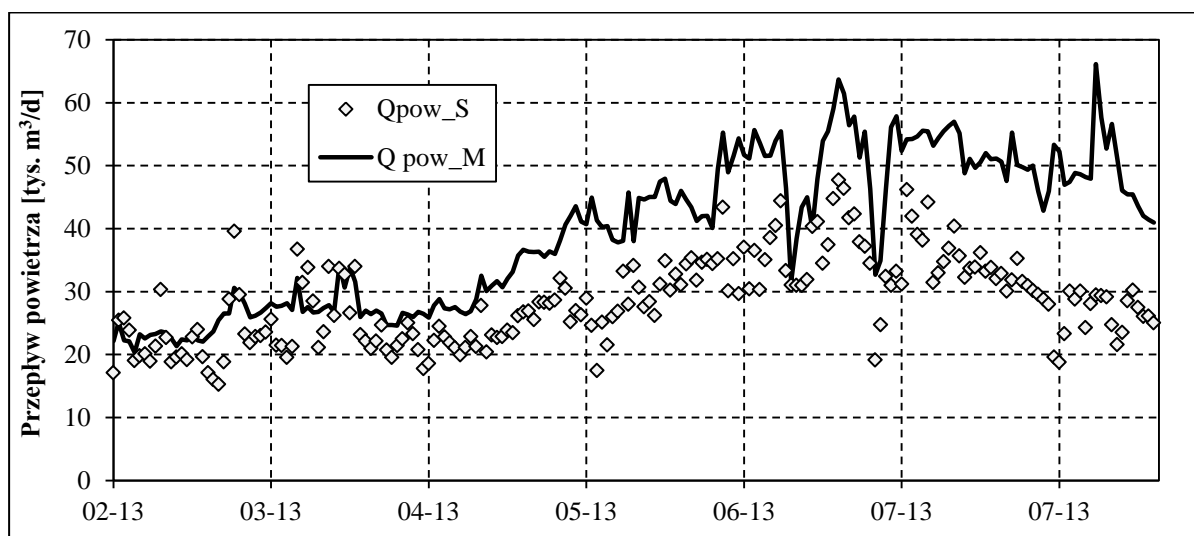
Rys. 7.6. Stężenie związków organicznych i zawiesin w ściekach biologicznie oczyszczonych



Rys. 7.7. Stężenie azotu ogólnego (lewa) i fosforu (prawa) w ściekach biologicznie oczyszczonych



Rys. 7.8. Stężenie azotu amonowego (lewa) i azotanowego (prawa) w ściekach biologicznie oczyszczonych



Rys. 7.9. Dobowa ilość powietrza podawanego do komór napowietrzania

W analizowanym okresie uzyskano bardzo dobrą zgodność przewidywań modelu z wynikami pomiarów w zakresie składu osadu wyrażonego zarówno w wartościach ChZT osadu (na których opiera się model) i stężeniach azotu i fosforu w osadzie, jak i typowo oznaczanym stężeniu

osadu (w tym frakcji mineralnej i organicznej). Świadczy to o poprawnie wyznaczonych frakcjach ChZT w ściekach oraz współczynnikach przeliczeniowych frakcji organicznych na suchą masę zawieszin.

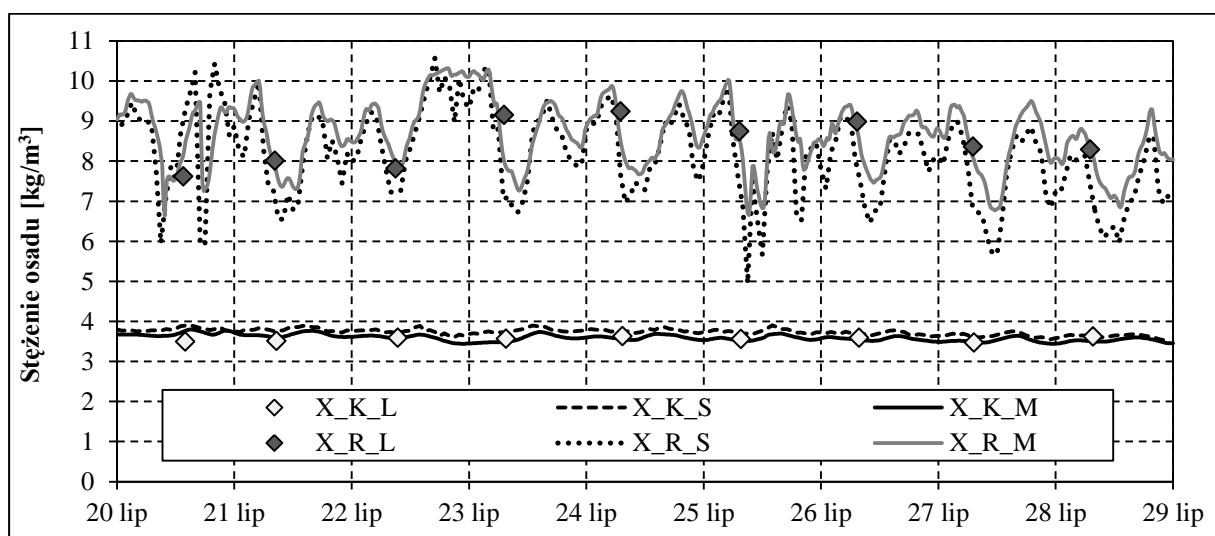
Zadawalająca jest również jakość przewidywań składu ścieków oczyszczonych, przy czym w tym wypadku czynnikiem limitującym była przede wszystkim dostępność danych wejściowych dotyczących składu ścieków (analizy wykonywane w stałe 2 dni tygodnia), a także fakt, że dane dotyczące składu ścieków oczyszczonych odnosiły się do odpływu z całej oczyszczalni, a nie tylko starych reaktorów.

Największe rozbieżności stwierdzono w zakresie dobowej ilości powietrza podawanego do komór napowietrzania, ale jak zaznaczono wcześniej, już na etapie weryfikacji danych eksploatacyjnych stwierdzono wątpliwości dotyczące prawidłowości wskazań przepływomierzy powietrza (m.in. z uwagi na niewłaściwy sposób ich montażu), których niestety nie udało się skorygować. Rozbieżności te nie miały jednak kluczowego znaczenia dla wiarygodności badań symulacyjnych strategii sterowania, gdyż przeprowadzona analiza opierała się względnym porównaniu wariantów referencyjnych i optymalnych.

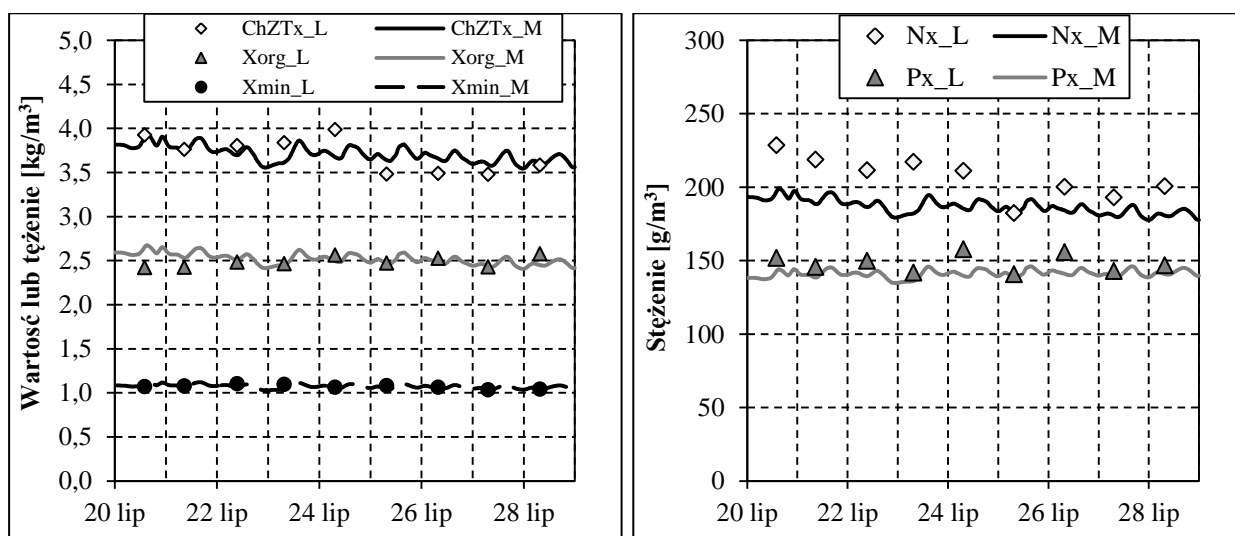
#### 7.1.3.2.2. Symulacja charakterystyki procesu z okresu szarży pomiarowej 20-28.07.2013 r.

Symulacje dla okresu szarży pomiarowej 20-28.07.2013 r. prowadzono od stanu początkowego, odpowiadającego symulowanemu stanowi procesu w dniu 19.07.2013 r., przy rzeczywistych wejściach procesu zadawanych z rozdzielczością 15-minutową. Symulacje prowadzono, sterując wiekiem osadu w reaktorach biologicznych na wartości dobowe utrzymywane w obiekcie rzeczywistym oraz stężeniami tlenu rozpuszczonego w komorach napowietrzania na wartości zadane, równe odpowiednim wartościom mierzonym podczas szarży pomiarowej.

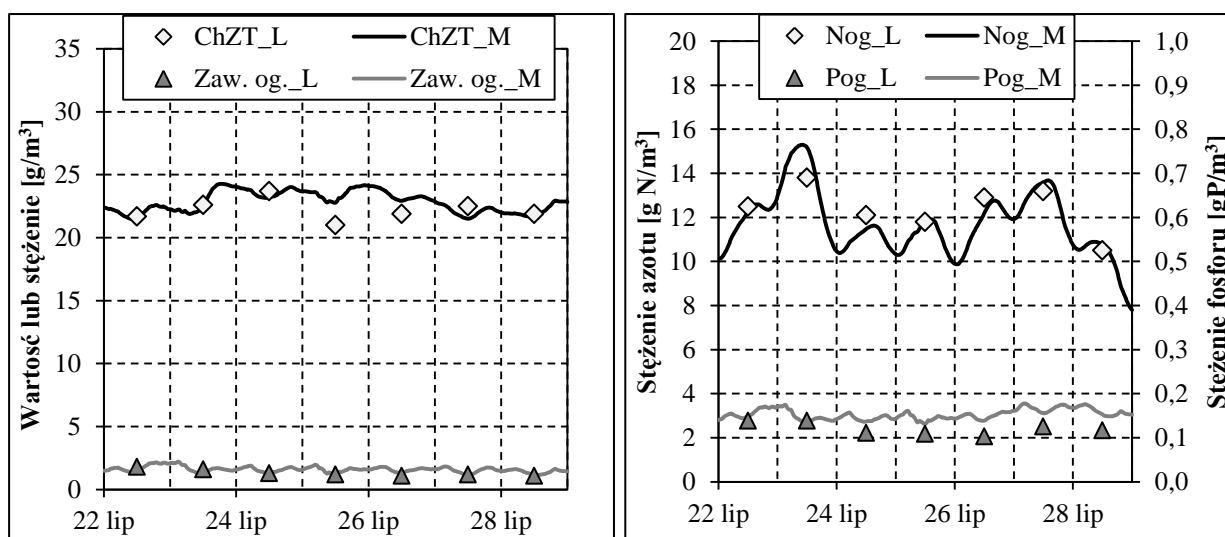
Porównanie wyników symulacji („M”, linie) wybranych charakterystyk procesu osadu czynnego w okresie szarży pomiarowej, z wynikami oznaczeń laboratoryjnych („L”, punkty) oraz pomiarów on-line („S”, linie) pokazano na rysunkach 7.10. do 7.22.



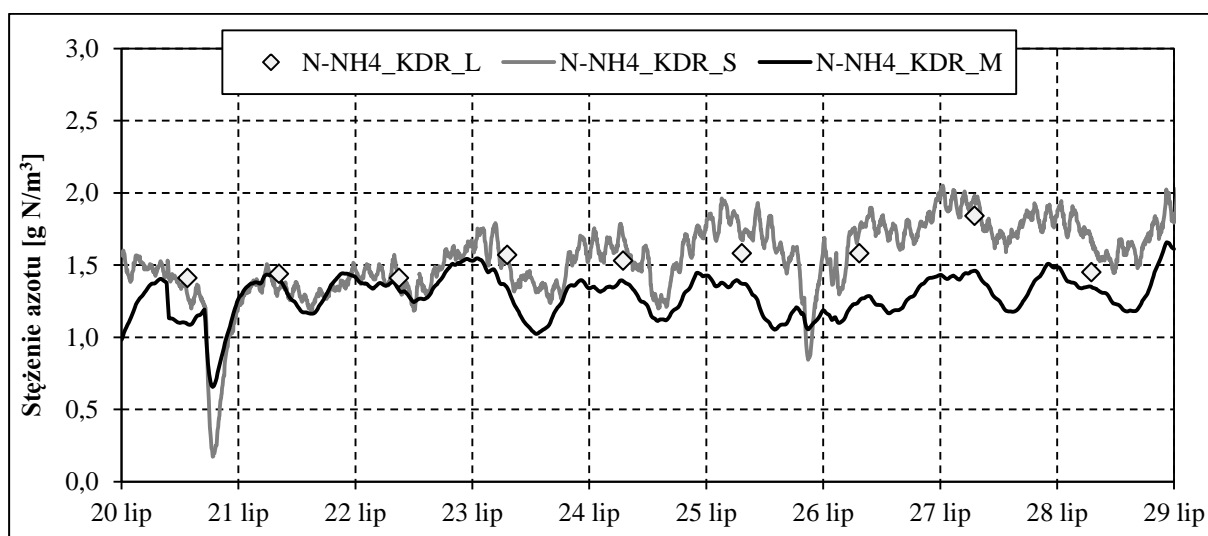
Rys. 7.10. Stężenie osadu czynnego w reaktorach biologicznych i osadu recykulowanego



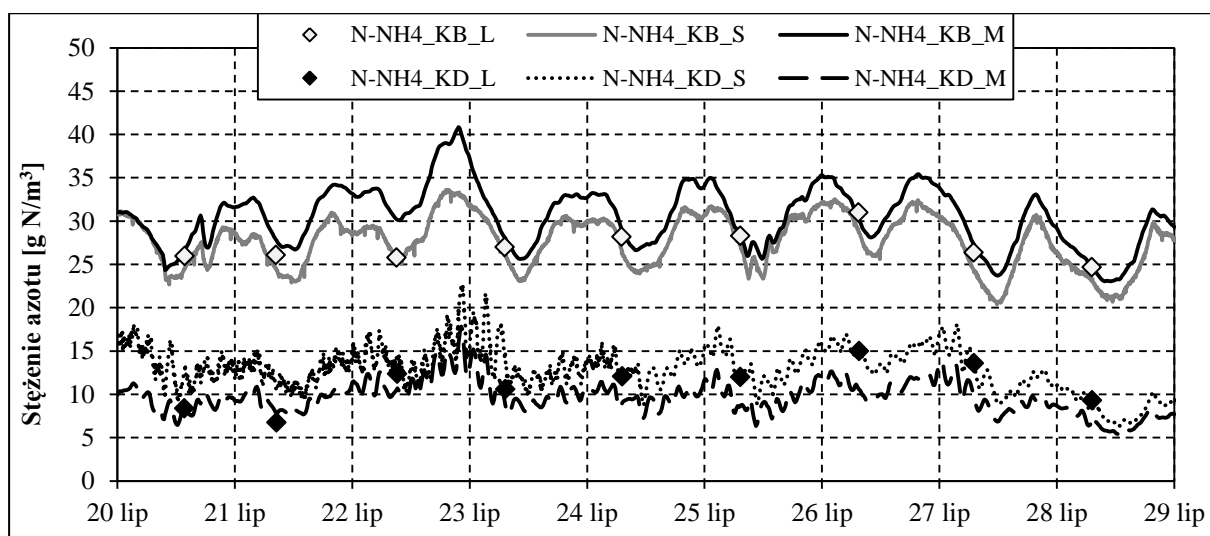
Rys. 7.11. . ChZT osadu oraz stężenie frakcji organicznej i mineralnej osadu (lewa) oraz stężenie azotu i fosforu w osadzie (prawa) w reaktorach biologicznych



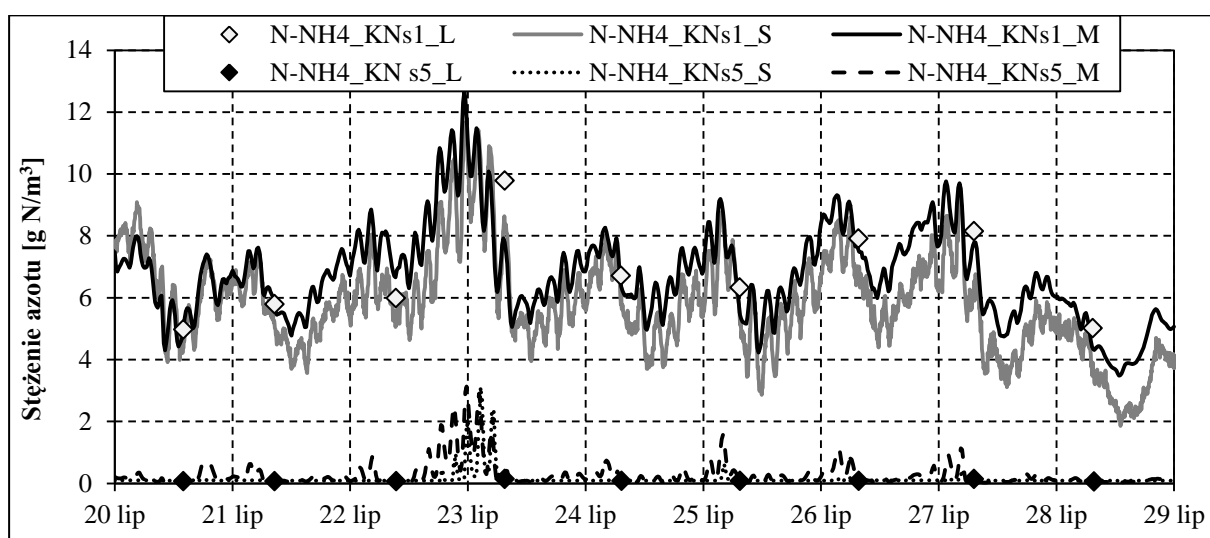
Rys. 7.12. . Stężenie związków organicznych i zawiesin (lewa) oraz stężenie azotu i fosforu ogólnego w ściekach biologicznie oczyszczonych



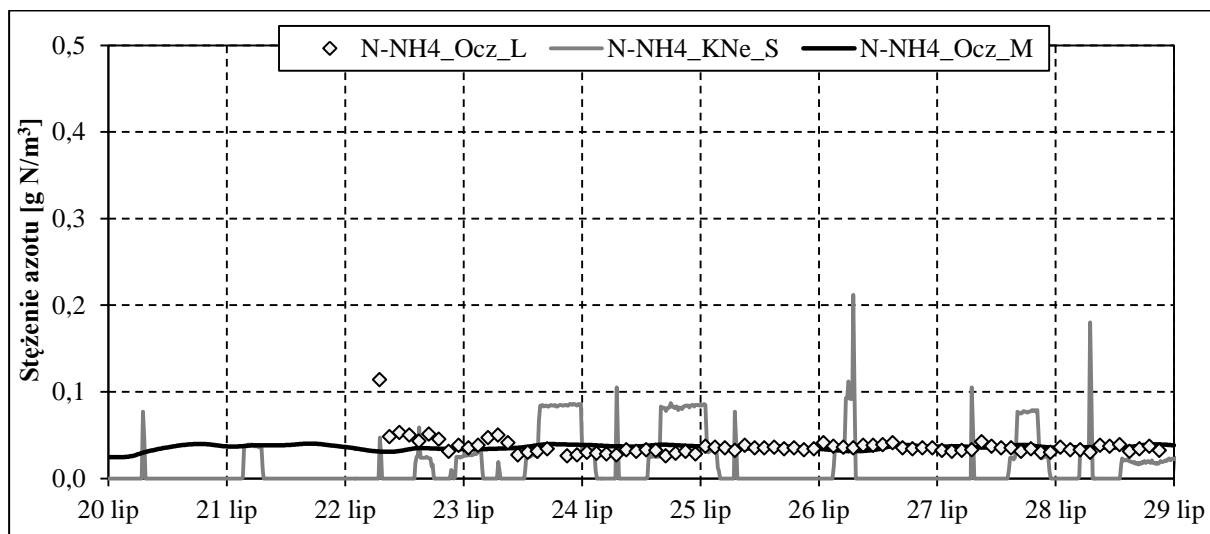
Rys. 7.13. Stężenie azotu amonowego w ściekach w komorze KDR



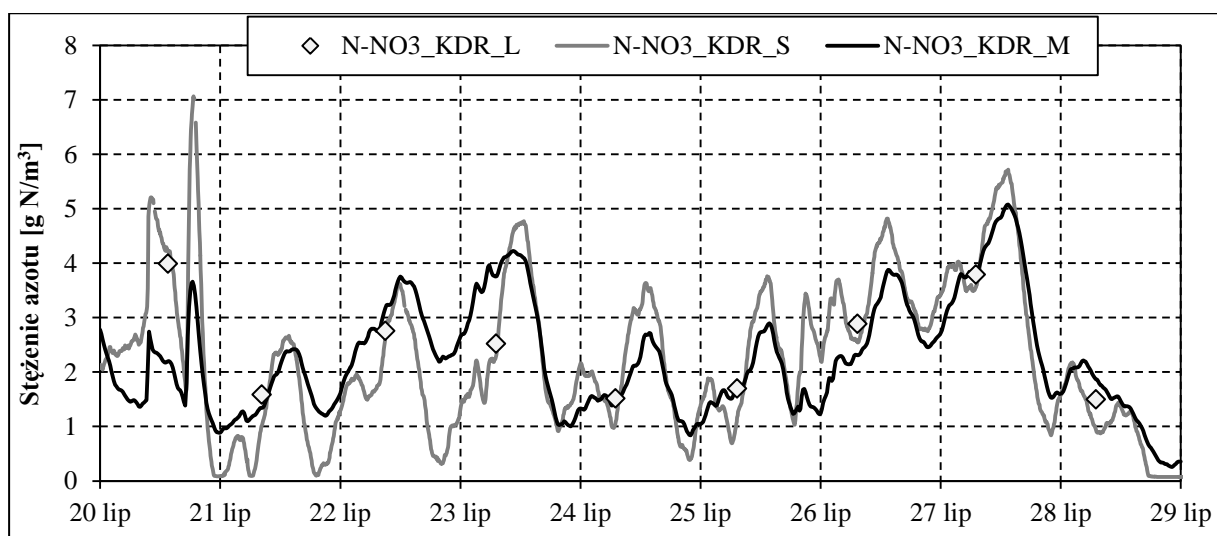
Rys. 7.14. Stężenie azotu amonowego w ściekach w komorach KB i KD



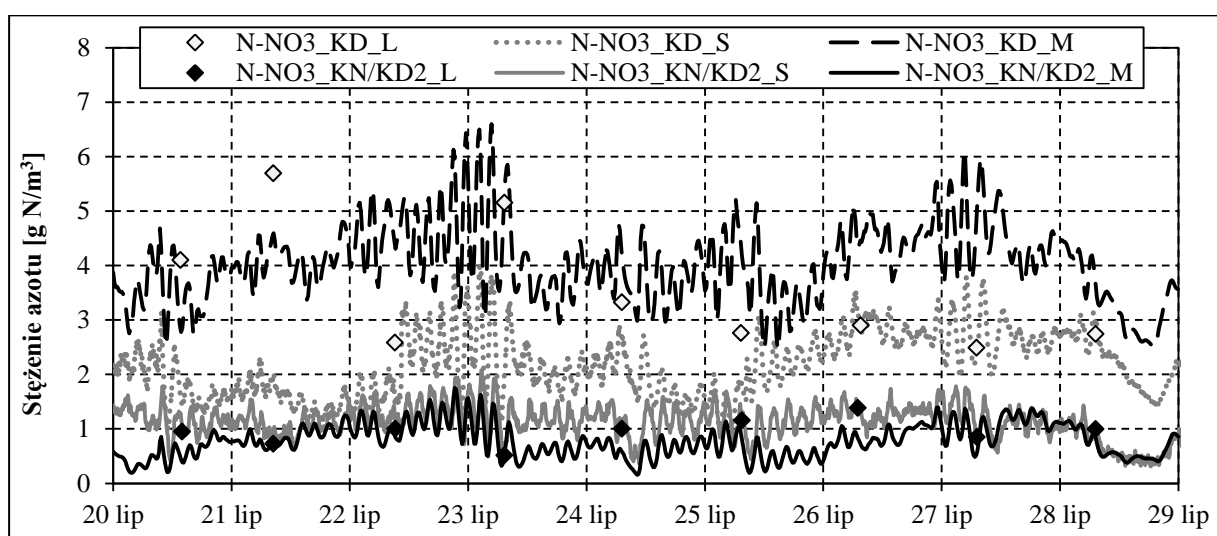
Rys. 7.15. Stężenie azotu amonowego w ściekach w komorze KN sekcja 1 i 5



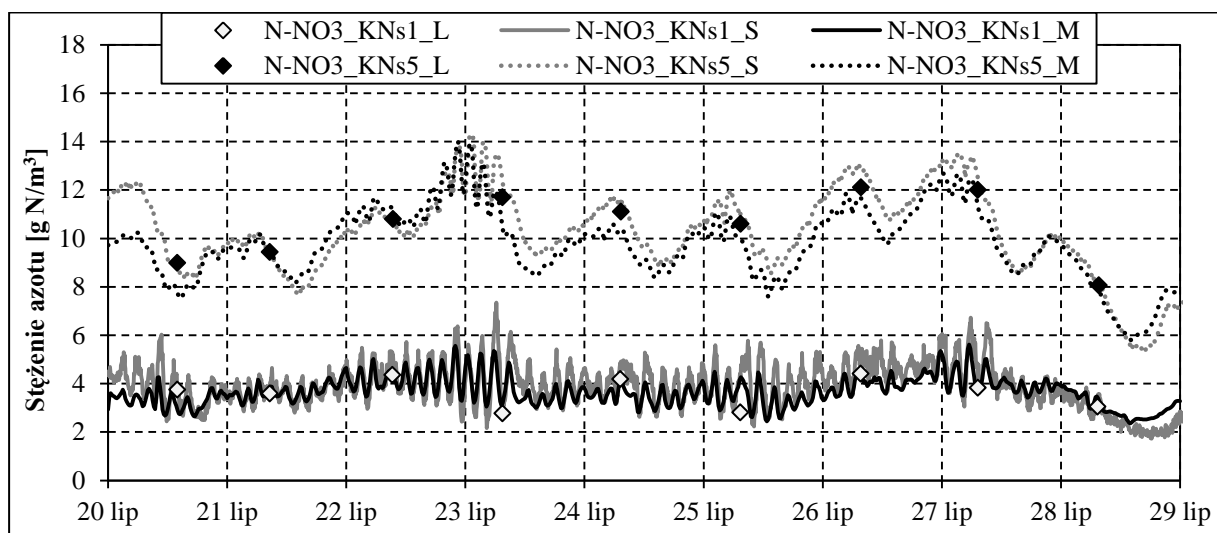
Rys. 7.16. Stężenie azotu amonowego w ściekach biologicznie oczyszczonych



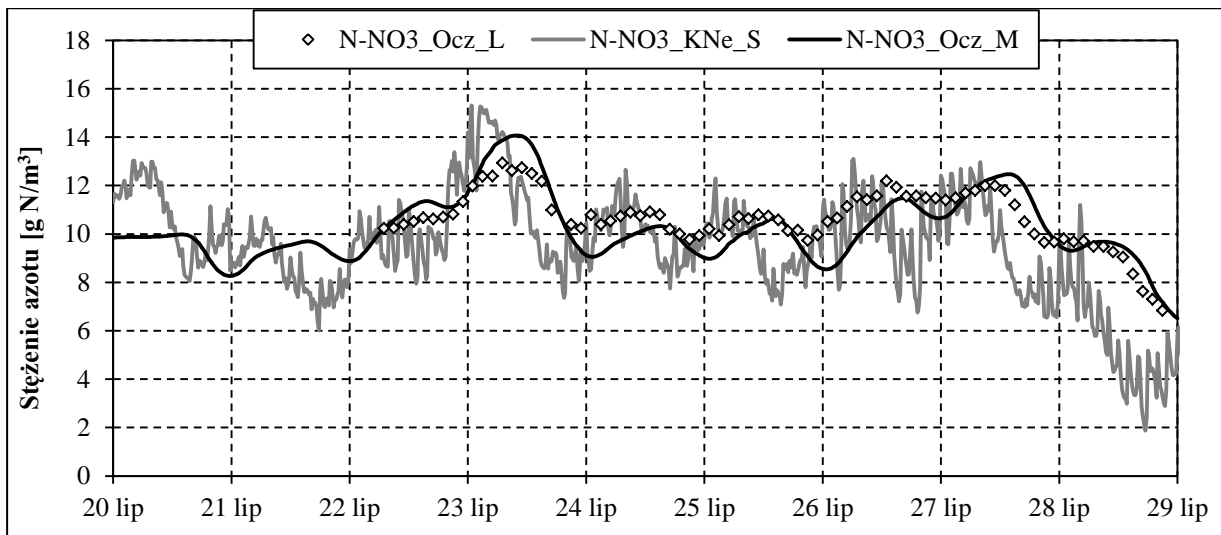
Rys. 7.17. Stężenie azotu azotanowego w ściekach w komorze KDR



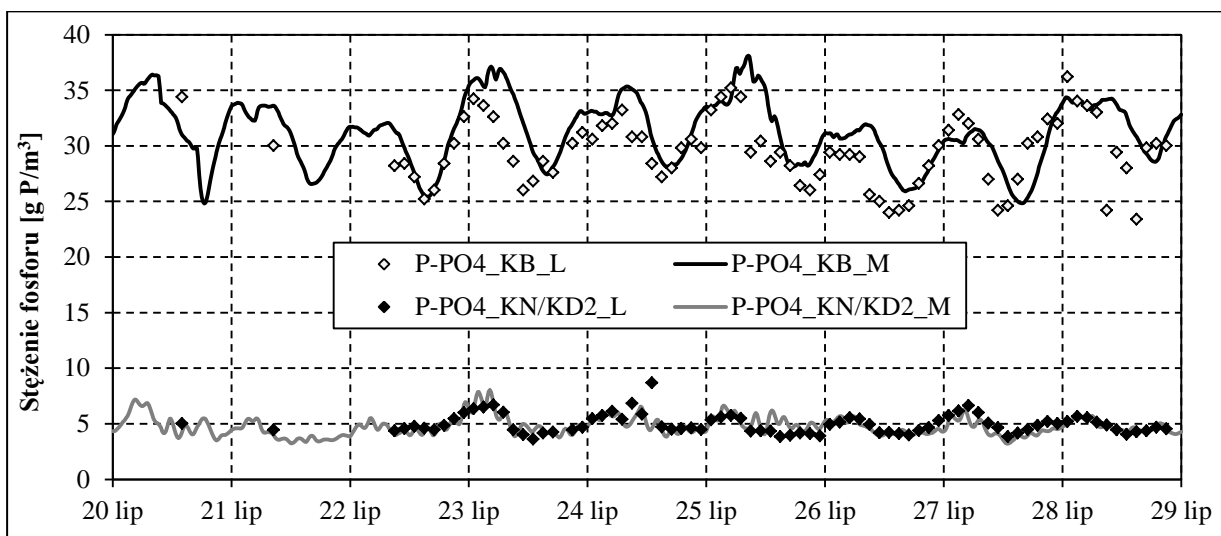
Rys. 7.18. Stężenie azotu azotanowego w ściekach w komorach KD i KN/KD2



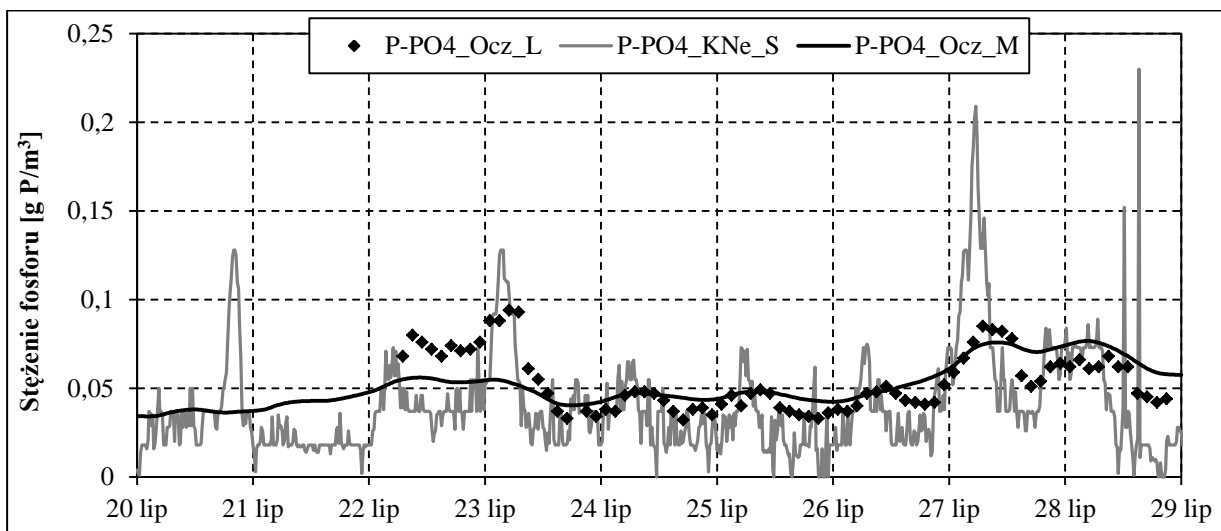
Rys. 7.19. Stężenie azotu azotanowego w ściekach w komorze KN sekcja 1 i 5



Rys. 7.20. Stężenie azotu azotanowego w ściekach biologicznie oczyszczonych



Rys. 7.21. Stężenie fosforu w ściekach w komorach KB i KN/KD2



Rys. 7.22. Stężenie fosforu w ściekach oczyszczonych

W okresie szarzy pomiarowej uzyskano bardzo dobrą zgodność przewidywań modelu z wynikami pomiarów zarówno w zakresie składu osadu, jak i składu ścieków oczyszczonych oraz stężeń rozpuszczonych form azotu i fosforu w poszczególnych komorach reaktorów

biologicznych – było to możliwe, w dużej mierze, dzięki zebraniu informacji o ich zmienności przestrzennej i czasowej, co pozwoliło na właściwe skalibrowanie procesów usuwania związków biogennych w modelu.

#### 7.1.4. Kalibracja modelu osadnika wtórnego

Przyjęty model osadnika wtórnego (opisany w pkt. 6.2.4) wymaga kalibracji funkcji  $V_s(X)$ , opisującej zależność prędkości sedymentacji ( $V_s$  [m/d]) od stężenia osadu czynnego ( $X$  [g sm/m<sup>3</sup>]) wyrażonej układem równań 6.2. Skalibrowane wartości parametrów tej funkcji zestawiono w tabeli 7.10.

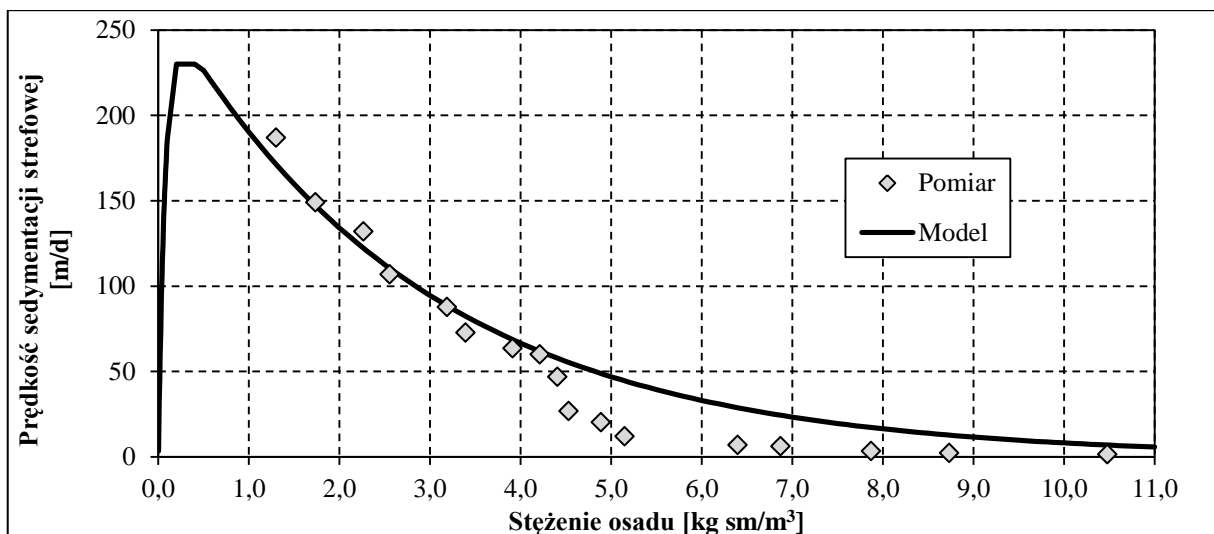
Tabela 7.10. Wartości parametrów skalibrowanego modelu osadnika wtórnego

Parametr	Jednostka	Wartość
$V_0$	m/d	270
$V_{0,max}$	m/d	230
$r_h$	m <sup>3</sup> /g sm	0,00035
$r_{flo}$	m <sup>3</sup> /g sm	0,013
$f_{ns}$	-	0,00001
$X_t$	g sm/m <sup>3</sup>	3000

Parametry  $V_0$ ,  $V_{0,max}$  i  $r_h$  zostały ustalone na podstawie analizy wyników badań przebiegu sedymentacji strefowej osadu czynnego (18 eksperymentów, przy różnych stężeniach początkowych osadu), wykonanych podczas szarży pomiarowej (pkt. 5.5.2).

Parametry  $r_{flo}$  i  $f_{ns}$  oszacowano (metodą kolejnych przybliżeń), dopasowując przewidywania modelu do wyników pomiaru stężenia zawiesin w ściekach biologicznie oczyszczonych w okresie szarży pomiarowej.

Dopasowanie skalibrowanego modelu  $V_s(X)$  do wyników badań prędkości sedymentacji strefowej pokazano na rysunku 7.23.



Rys. 7.23. Przewidywania skalibrowanego modelu osadnika wtórnego

Dodatkowym potwierdzeniem prawidłowości kalibracji modelu osadnika wtórnego, zarówno w zakresie klarowania ścieków, jak i zagęszczania osadu, jest uzyskana wysoka zgodność przewidywań modelu z mierzonymi w rzeczywistości wartościami stężenia zawieszin ogólnych w ściekach oczyszczonych oraz stężenia osadu recyrkulowanego (nadmiernego) odprowadzanego z dna osadnika, pokazana odpowiednio na rysunkach 7.10. i 7.12.

### 7.1.5. Zidentyfikowane niedostatki modelu ASM 2d

W trakcie kalibracji modelu układu osadu czynnego WOS zidentyfikowano szereg niedostatków modelu ASM 2d, które w znaczący sposób utrudniły i wydłużyły procedurę kalibracji, a bez przyjęcia odpowiednich modyfikacji, prowadziłyby do wypaczenia kalibracji modelu.

#### 7.1.5.1. Sposób modelowania procesu lizy

Proces lizy w modelu ASM 2d (odpowiadający obumieraniu w modelu ASM 1) obejmuje wszystkie procesy skutkujące zmniejszeniem masy (w konsekwencji aktywności populacji) mikroorganizmów (oraz ich wewnętrznych komponentów w przypadku bakterii PAO) i jest modelowany zgodnie z równaniem:

$$r_{lizy} = b \cdot X \quad (7.1)$$

gdzie:

$r_{lizy}$  – szybkość lizy,  $g \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$ ,

$b$  – stała szybkości lizy,  $d^{-1}$ ,

$X$  – stężenie frakcji ulegającej lizie,  $g \cdot m^{-3}$ .

Powyższe równanie zakłada, że proces lizy przebiega ze stałą szybkością, niezależną od warunków prowadzenia procesu (rodzaju i stężenia akceptora elektronów), choć oczywiście zróżnicowaną dla poszczególnych frakcji ulegających lizie.

Późniejsze badania (Siegrist i in., 1999) wykazały jednak, że obserwowana szybkość zaniku biomasy bakterii w osadzie czynnym zmienia się w zależności od warunków oksydacyjno-redukcyjnych w układzie. Nie do końca wyjaśniony jest jednak mechanizm obserwowanego zjawiska. Wśród możliwych przyczyn wymienia się zróżnicowanie aktywności pierwotniaków żerujących na bakteriach, ale również uwarunkowane termodynamicznie różnice w metabolizmie mikroorganizmów. Obecnie uważa się (Moussa i in., 2005), że szybkość zaniku biomasy (niezależnie od tego czy modelowana jako liza czy oddychanie endogenne) jest funkcją zarówno rodzaju, jak i stężenia akceptora elektronów (zazwyczaj tlenu lub azotu azotanowego). Proces zaniku biomasy przebiega z największą szybkością w warunkach tlenowych, a w warunkach beztlenowych jego szybkość jest pomijalnie mała.

Powyższy sposób opisu został przyjęty w odniesieniu do oddychania endogennego w modelu ASM 3 (Henze i in., 2000). Możliwe jest jednak jego zaadaptowanie na potrzeby modelu ASM 2d i wyrażenie szybkości procesu lizy w funkcji rodzaju i stężenia akceptora elektronów, zgodnie z poniższym układem równań:

$$\begin{aligned}
 r_{lizy,OX} &= b_{OX} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot X \\
 r_{lizy,AX} &= b_{AX} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot X \\
 b_{AX} &= (0,33 - 0,5) \cdot b_{OX}
 \end{aligned} \tag{7.2}$$

gdzie:

- $r_{lizy,OX}$  – szybkość lizy w warunkach tlenowych,  $g \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$ ,
- $r_{lizy,AX}$  – szybkość lizy w warunkach anoksycznych,  $g \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$ ,
- $b_{OX}$  – stała szybkości lizy w warunkach tlenowych,  $d^{-1}$ ,
- $b_{AX}$  – stała szybkości lizy w warunkach anoksycznych,  $d^{-1}$ ,
- $X$  – stężenie frakcji ulegającej lizie,  $g \cdot m^{-3}$ ,
- $S_{O_2}$  – stężenie tlenu rozpuszczonego,  $g \ O_2 \cdot m^{-3}$ ,
- $K_{O_2}$  – stała nasycenia/inhibicji tlenu rozpuszczonego,  $g \ O_2 \cdot m^{-3}$ ,
- $S_{NO_3}$  – stężenie azotu azotanowego,  $g \ N \cdot m^{-3}$ ,
- $K_{NO_3}$  – stała nasycenia/inhibicji azotu azotanowego,  $g \ N \cdot m^{-3}$ .

Z uwagi na ograniczenia czasowe projektu symulacyjnego, na potrzeby kalibracji modelu WOŚ, powyższą modyfikację uwzględniono w uproszczony sposób poprzez wyznaczenie uśrednionych wartości stałych szybkości lizy jako średniej ważonej na podstawie udziałów masy osadu w poszczególnych strefach funkcyjnych reaktora (w wyniku czego w znacznym stopniu zmieniono wartości domyślne).

#### 7.1.5.2. Sposób modelowania frakcji $X_I$

W przeciwieństwie do modelu ASM 1, w którym uwzględniono, jako niezależną zmienną stanu, frakcję produktów obumierania bakterii  $X_P$ , w modelu ASM 2d przyjęto, że produkty lizy bakterii wchodzi w skład frakcji nierozpuszczonej nierozkładalnej  $X_I$ . Oznacza to, że w modelu ASM 2d stężenie frakcji  $X_I$  w osadzie czynnym jest *de facto* sumą stężenia nierozpuszczonych nierozkładalnych związków organicznych pochodzących z dopływu oraz z lizy bakterii:

$$X_I = X_I^D + X_I^L \tag{7.3}$$

gdzie:

- $X_I$  – stężenie frakcji  $X_I$  w reaktorze,  $g \ ChZT \cdot m^{-3}$ ,
- $X_I^D$  – stężenie frakcji  $X_I$ , pochodzącej z dopływu, w reaktorze,  $g \ ChZT \cdot m^{-3}$ ,
- $X_I^L$  – stężenie frakcji  $X_I$ , pochodzącej z lizy, w reaktorze,  $g \ ChZT \cdot m^{-3}$ .

Takie podejście, choć nieznacznie upraszcza strukturę modelu, utrudnia jego kalibrację, a także może ograniczać możliwości predykcyjne modelu, gdyż, jak wykazano poniżej, odmienny jest mechanizm akumulacji frakcji  $X_I^D$  i  $X_I^L$  w osadzie, co powoduje, że udział każdej z tych frakcji w ich sumie (frakcja  $X_I$  modelu ASM 2d) jest funkcją wieku osadu. Ponadto zasadne jest założenie, że charakteryzują się one odmiennymi udziałami azotu i fosforu oraz zróżnicowanymi wartościami przelicznika frakcji organicznej na suchą masę zawiesin (zbliżonymi do biomasy w przypadku frakcji  $X_I^L$ ). Oznacza to, że parametry stechiometryczne frakcji  $X_I$  w modelu ASM 2d są funkcją wieku osadu, co jest istotnym niedostatkiem tego modelu.

Pochodząca z dopływu frakcja  $X_I^D$ , odpowiadająca frakcji  $X_I$  w modelu ASM 1, akumuluje się w osadzie czynnym zgodnie z równaniem:

$$X_I^D = \frac{WO}{T} \cdot X_{I,D} \quad (7.4)$$

gdzie:

$X_{I,D}$  – stężenie frakcji  $X_I$  w ściekach dopływających do reaktora, g  $O_2 \cdot m^{-3}$ ,

$WO$  – wiek osadu, d,

$T$  – hydrauliczny czas przetrzymania w reaktorze, d.

Natomiast powstająca w wyniku lizy biomasy frakcja  $X_I^L$ , odpowiadająca frakcji  $X_P$  w modelu ASM 1, akumuluje się w osadzie czynnym zgodnie z równaniem:

$$X_I^L = WO \cdot f_{XI} \cdot (b_A \cdot X_A + b_H \cdot X_H + b_{PAO} \cdot X_{PAO}) \quad (7.5)$$

gdzie:

$f_{XI}$  – udział frakcji  $X_I$  w produktach lizy biomasy ( $f_P$  w modelu ASM1), g ChZT /g ChZT,

$b_i$  – stała szybkości lizy  $i$ -tej frakcji bakterii,  $d^{-1}$ ,

$X_i$  – stężenie  $i$ -tej frakcji bakterii ulegającej lizie,  $g \cdot m^{-3}$ .

Jak wspomniano wcześniej, można wykazać, że udział każdej z powyższych frakcji w ich sumie jest funkcją wieku osadu, a w szczególności:

$$\frac{X_I^D}{X_I} = \frac{X_I^D}{X_I^D + X_I^L} = f(WO) \quad (7.6)$$

Powyższą zależność można pokazać symulacyjnie wykorzystując model ASM 1, lub wyprowadzić teoretycznie, przy czym, dla klarowności wywodu, wygodne jest poczynienie pewnych założeń upraszczających, dotyczących: pominięcia biomasy nityfikantów, włączenia bakterii PAO w biomasę zwykłych heterotrofów, założenia bardzo małej zawartości frakcji  $X_S$  w osadzie oraz pominięcia ładunku biodegradowalnych związków organicznych w odpływie.

Przy powyższych założeniach równanie 7.5 upraszcza się do postaci:

$$X_I^L = WO \cdot f_{XI} \cdot b_H \cdot X_H \quad (7.7)$$

a stężenie zwykłych heterotrofów  $X_H$  w osadzie czynnym można wyrazić jako:

$$X_H = \frac{Q_D}{V_R} \cdot (S_{S,D} + X_{S,D}) \cdot Y_{H,obs} \quad (7.8)$$

gdzie:

$Q_D$  – natężenie dopływu ścieków do reaktora,  $m^3/d$ ,

$V_R$  – pojemność reaktora biologicznego,  $m^3$ ,

$S_{S,D}$  – stężenie frakcji  $S_S$  w ściekach dopływających do reaktora, g ChZT  $\cdot m^{-3}$ ,

$X_{S,D}$  – stężenie frakcji  $X_S$  w ściekach dopływających do reaktora, g ChZT  $\cdot m^{-3}$ ,

$Y_{H,obs}$  – obserwowana wartość współczynnika wydajności przyrostu heterotrofów, g ChZT/g ChZT.

Przy czym:

$$Y_{H,obs} = Y_H \frac{WO}{1 + b_H^* \cdot WO} \quad (7.9)$$

gdzie:

$Y_H$  – współczynnik wydajności przyrostu heterotrofów, g ChZT/g ChZT,

$b_H^*$  – stała szybkości lizy heterotrofów wg modelu oddychania wewnątrzkomórkowego,  $d^{-1}$ ,

natomiast:

$$b_H^* = b_H[1 - Y_H(1 - f_{XI})] \quad (7.10)$$

gdzie:

$b_H$  – stała szybkości lizy heterotrofów wg modelu lizy/regeneracji w modelach ASM 1 i 2d,  $d^{-1}$ .

Wobec powyższego, stężenie heterotrofów  $X_H$  w osadzie można wyrazić jako:

$$X_H = \frac{Q_D}{V_R} \cdot (S_{S,D} + X_{S,D}) \cdot Y_H \frac{WO}{1 + b_H^* \cdot WO} \quad (7.11)$$

a stężenie frakcji  $X_I^L$  (z równania 7.7):

$$X_I^L = WO \cdot f_{XI} \cdot b_H \cdot \frac{Q_D}{V_R} \cdot (S_{S,D} + X_{S,D}) \cdot Y_H \frac{WO}{1 + b_H^* \cdot WO} \quad (7.12)$$

Po podstawieniu równań 7.4 i 7.12 do równania 7.3 i uporządkowaniu, otrzymujemy uproszczone równanie wyrażające stężenie frakcji  $X_I$  w osadzie czynnym (wg modelu ASM 2d):

$$X_I = \frac{WO}{T} \cdot \left[ X_{I,D} + (S_{S,D} + X_{S,D}) \cdot \frac{f_{XI} \cdot b_H \cdot Y_H \cdot WO}{1 + b_H^* \cdot WO} \right] \quad (7.13)$$

Rozpisując i upraszczając równanie 7.6 otrzymujemy:

$$\frac{X_I^D}{X_I} = \frac{X_{I,D}}{X_{I,D} + (S_{S,D} + X_{S,D}) \cdot \frac{f_{XI} \cdot b_H \cdot Y_H \cdot WO}{1 + b_H^* \cdot WO}} \quad (7.15)$$

podstawiając równanie 7.10. i przekształcając otrzymujemy:

$$\frac{X_I^D}{X_I} = \frac{1}{1 + \frac{S_{S,D} + X_{S,D}}{X_{I,D}} \cdot f_{XI} \cdot b_H \cdot Y_H \cdot \frac{WO}{1 + b_H[1 - Y_H(1 - f_{XI})] \cdot WO}} \quad (7.16)$$

Dla konkretnego układu osadu czynnego – a dokładniej konkretnych wartości parametrów modelu ASM 2d i konkretnych udziałów frakcji ChZT w dopływie – powyższy iloraz jest funkcją wieku osadu postaci:

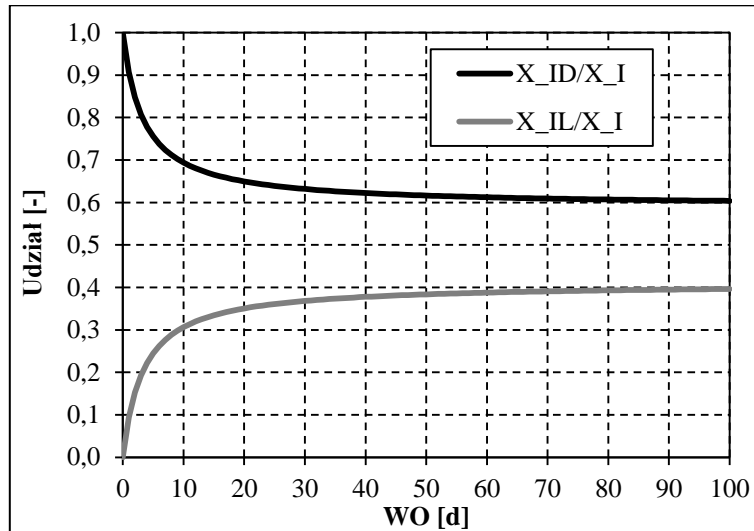
$$\frac{X_I^D}{X_I} = f(WO) = \frac{1}{1 + \frac{c_1 \cdot WO}{1 + c_2 \cdot WO}} = \frac{1 + c_2 \cdot WO}{1 + (c_1 + c_2) \cdot WO} \quad (7.17)$$

gdzie  $c_1$  i  $c_2$  są to stałe wyrażone odpowiednio jako:

$$c_1 = \frac{S_{S,D} + X_{S,D}}{X_{I,D}} \cdot f_{XI} \cdot b_H \cdot Y_H \quad (7.18)$$

$$c_2 = b_H[1 - Y_H(1 - f_{XI})] \quad (7.19)$$

Wyznaczone, dla domyślnych wartości parametrów modelu ASM 2d oraz charakterystycznych dla WOS udziałów frakcji ChZT w ściekach, udziały frakcji  $X_I^D$  i  $X_I^L$  we frakcji  $X_I$  w funkcji wieku osadu pokazano na rysunku 7.24.



Rys. 7.24. Udziały frakcji  $X_I^D$  i  $X_I^L$  we frakcji  $X_I$  w funkcji wieku osadu

Powyższe wyniki pokazują, że uzasadnione jest oddzielne uwzględnienie w modelu ASM 2d frakcji nierozpuszczonych nierozkładalnych związków organicznych pochodzących z dopływu oraz z lizy bakterii, odpowiednio w postaci frakcji  $X_I$  oraz  $X_P$  ChZT (analogicznie do modelu ASM 1). Autor niniejszej pracy postuluje więc taką modyfikację aktualnej wersji modelu ASM 2d.

### 7.1.5.3. Brak modelowania frakcji zawiesin mineralnych

Modele z rodziny ASM oparte są na bilansie ChZT – wszystkie frakcje organiczne oraz ich przemiany modelowane są jako przemiany odpowiednich frakcji ChZT. Wyliczone przez model stężenie zawiesin organicznych ma więc charakter wtórny (bazuje na odpowiednich współczynnikach przeliczeniowych ChZT na suchą masę osadu), ale wygodny ze względów praktycznych. W modelu ASM 2d, z uwagi na wprowadzenie frakcji mineralnych związanych z procesami wzmożonego biologicznego oraz chemicznego usuwania fosforu, wprowadzono dodatkowo frakcję zawiesin ogólnych. Należy jednak zaznaczyć, że domyślny sposób modelowania zawiesin jest nieintuicyjny i niekonsekwentny, szczególnie w odniesieniu do frakcji mineralnych, z których część, związana z usuwaniem fosforu, modelowana jest bezpośrednio, a inne, np. frakcja zawiesin mineralnych z dopływu nie są modelowane, lecz sztucznie ukryte we współczynnikach przeliczeniowych frakcji organicznych na suchą masę zawiesin. Domyślny sposób modelowania zawiesin w modelu ASM 2d utrudnia jego kalibrację, jak i samo wyznaczanie wartości współczynników przeliczeniowych.

Zaproponowano rozszerzenie modelu ASM 2d o zmienną stanu  $X_{min}^D$  odpowiadającą frakcji zawiesin mineralnych pochodzących z dopływu, która, na podstawie bilansu masy, akumuluje się w osadzie czynnym zgodnie z równaniem:

$$X_{min}^D = \frac{WO}{T} \cdot X_{min,D} \quad (7.20)$$

gdzie:

$X_{min}^D$  – stężenie zawiesin mineralnych, pochodzących z dopływu, w reaktorze,  $g \cdot m^{-3}$ ,

$X_{min,D}$  – stężenie zawiesin mineralnych w ściekach dopływających do reaktora,  $g \cdot m^{-3}$ ,

$WO$  – wiek osadu, d,

$T$  – hydrauliczny czas przetrzymania w reaktorze, d.

Przy przyjęciu powyższej modyfikacji modelu ASM 2d całkowite stężenie zawiesin mineralnych w reaktorze wyrażone jest równaniem:

$$X_{min} = X_{min}^D + X_{MeOH} + X_{MeP} + 3,23 \cdot X_{PP} \quad (7.21)$$

gdzie:

$X_{min}$  – stężenie zawiesin mineralnych w reaktorze,  $g \cdot m^{-3}$ ,

$X_{min}^D$  – stężenie zawiesin mineralnych, pochodzących z dopływu, w reaktorze,  $g \cdot m^{-3}$ ,

$X_{MeOH}$  – stężenie wodorotlenków metali w reaktorze,  $g \cdot m^{-3}$ ,

$X_{MeP}$  – stężenie fosforanów metali w reaktorze,  $g \cdot m^{-3}$ ,

$X_{PP}$  – stężenie wewnątrzkomórkowych polifosforanów w reaktorze,  $g \cdot m^{-3}$ .

Na potrzeby kalibracji modelu układu osadu czynnego WOŚ i badań symulacyjnych strategii sterowania przyjęto rozszerzony, o frakcję zawiesin mineralnych pochodzących z dopływu, model ASM 2d. Dobrą jakością przewidywań tak zmodyfikowanego modelu w zakresie frakcji organicznej i mineralnej osadu pokazują rysunki 7.3., 7.4. i 7.11.

Należy jednak zaznaczyć, że przyjęte rozwiązanie jest w dalszym ciągu znaczącym uproszczeniem rzeczywistego losu zawiesin mineralnych w układach osadu czynnego. Dokładny opis wymagałby uwzględnienia niewielkiej zawartości substancji mineralnych w zawieszonych frakcjach organicznych (głównie biomasy) oraz wprowadzenia modelowania odczynu pH w celu uwzględnienia mogących zachodzić reakcji rozpuszczania i wytrącania zawiesin mineralnych w reaktorach biologicznych.

Z uwagi na ograniczenie czasowe, na potrzeby kalibracji modelu WOŚ, niektóre z proponowanych powyżej modyfikacji modelu ASM 2d zostały uwzględnione w sposób uproszczony. Podjęto jednak prace nad gruntowną modyfikacją modelu ASM 2d, w celu pełnego uwzględnienia wyników powyższych rozwiązań, jak również rozszerzonego opisu dwustopniowej nitryfikacji na potrzeby kolejnych, aktualnie realizowanych projektów symulacyjnych. Zagadnienie to wykracza jednak poza przyjęty zakres niniejszej pracy doktorskiej i nie zostało w niej opisane.

## 7.2. Walidacja modelu WOŚ

Jak wspomniano wcześniej modele osadu czynnego ASM są z powodzeniem wykorzystywane w zastosowaniach praktycznych od ponad 25 lat, co generalnie potwierdza ich poprawność, jednak zaleca się przeprowadzenie walidacji modelu, najlepiej dla warunków pracy OŚ, które są istotnie różne od warunków w okresie przyjętym do kalibracji. W praktyce, z uwagi na duży koszt oraz czasochłonność zbierania i weryfikacji danych z obiektów rzeczywistych, bardzo często dostępne dane są wykorzystywane na etapie kalibracji modelu, natomiast walidacja jeżeli jest przeprowadzana, to w bardzo ograniczonym zakresie.

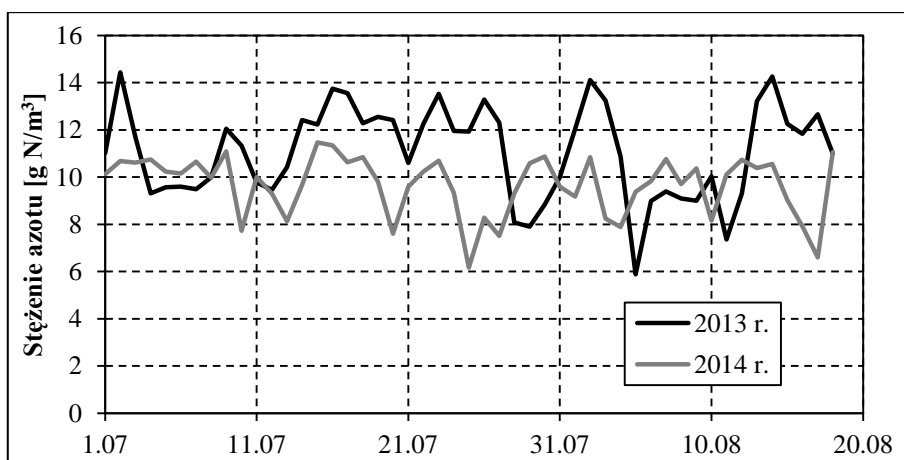
Brak długiego okresu stabilnych warunków pracy WOŚ (por. pkt. 5.2) spowodował konieczność zastosowania oryginalnej procedury kalibracji modelu układu osadu czynnego. Jej specyfika pozwoliła jednakże sprawdzić zachowanie i przewidywań modelu w szerokim zakresie warunków zasilania i eksploatacji WOŚ, w tym natężenia dopływu ścieków w zakresie 50–150% typowych wartości średniodobowych, wieku osadu w zakresie 10–100 d, stężenia osadu czynnego w reaktorach w zakresie 3–9 kg sm/m<sup>3</sup> oraz temperatury w reaktorach w zakresie 10–25 °C.

Pomimo tak dużej zmienności warunków zasilania i eksploatacji, skalibrowany model WOŚ, przy jednym zestawie parametrów modelu biokinetycznego, poprawnie przewidywał zarówno produkcję i skład osadu, jak i skład ścieków oczyszczonych. Można zatem uznać, że, z uwagi na specyfikę, przyjęta procedura kalibracji stanowiła równocześnie wystarczającą walidację modelu

Warto jednak tutaj zaznaczyć, że wprowadzenie do praktyki eksploatacyjnej zaleceń wdrożeniowych, wypracowanych na etapie badań symulacyjnych (pkt. 8.5.6) pozwoliło na dodatkowe, choć metodologicznie mniej rygorystyczne, zweryfikowanie prawidłowości przewidywań modelu w odniesieniu do efektów uzyskanych na obiekcie rzeczywistym dla zmienionego układu komór (por. pkt. 8.2.1) oraz zwiększonej wydajności recyrkulacji wewnętrznej (por. pkt. 8.2.2) w starych reaktorach biologicznych WOŚ.

### 7.2.1. Zmiana układu komór

Zmiana układu komór w starych reaktorach biologicznych WOŚ z projektowego układu „KDR” na zaproponowany, promujący denitryfikację układ „KB” (por. rys. 8.1.) została wprowadzona w październiku 2013 r. Z uwagi na właściwie jednoczesne wprowadzenie modyfikacji we wszystkich czterech ciągach oraz niestabilne warunki pracy układu w tym okresie, nie było możliwe zgromadzenie danych, umożliwiających bezpośrednie porównanie dwóch alternatywnych układów komór w równoległe pracujących ciągach. Zdecydowano się więc porównać dane z okresu lipca–sierpnia w roku 2013 i 2014 – dwóch okresów stabilnej pracy w zbliżonych warunkach procesowych przed i po wprowadzeniu zmian (rys. 7.25).



Rys. 7.25. Stężenie azotu azotanowego w odpływie z KN w okresie 1.07.-18.08. w roku 2013 i 2014

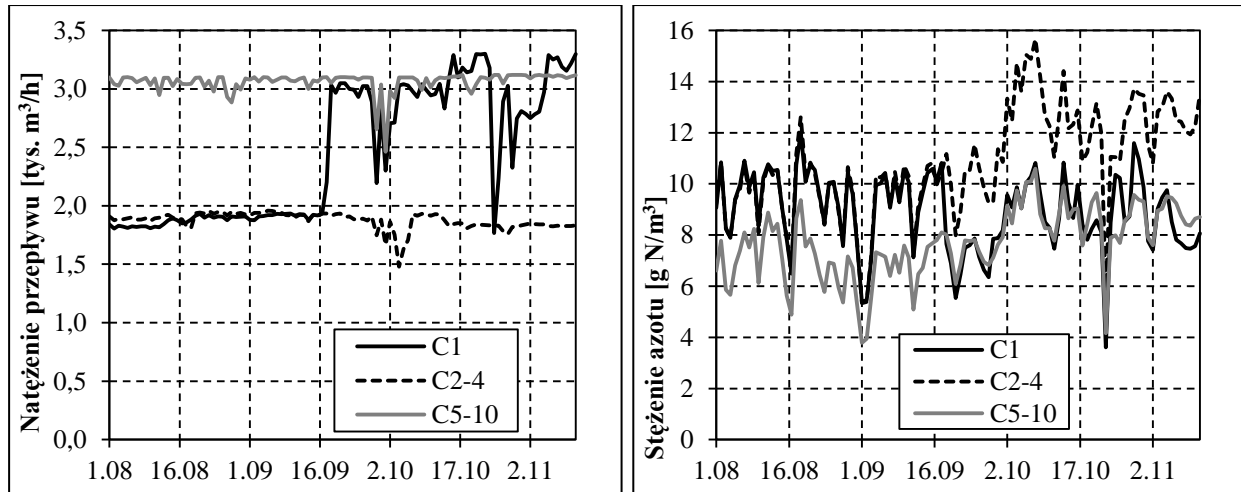
Średnie stężenie azotu azotanowego w odpływie z komór nityfikacji KN starych reaktorów WOŚ w okresie 1.07.–18.08.2014 r. wynosiło 9,7 g N/m<sup>3</sup> i było o około 1,4 g N/m<sup>3</sup> niższe niż

średnie stężenie w analogicznym okresie roku 2013 ( $11,1 \text{ g N/m}^3$ ). W zbliżonych warunkach skalibrowany model przewidywał obniżenie stężenia azotu azotanowego w odpływie z KN w układzie „KB” o około  $0,5\text{--}1,0 \text{ g N/m}^3$  względem układu „KDR”. Uwzględniając ograniczoną porównywalność warunków pracy reaktorów w obu okresach, można uznać, że przewidywania modelu w zakresie spodziewanej poprawy efektów usuwania azotu po przejściu z układu „KDR” na „KB” są trafne.

### 7.2.2. Zmiana wydajności recyrkulacji wewnętrznej

Wyniki przeprowadzonych badań symulacyjnych, które wykazały, że niewystarczająca wydajność pompowni recyrkulacji wewnętrznej w starych reaktorach WOŚ limituje skuteczność usuwania azotu (por. pkt. 8.4.1), były przesłanką do przeprowadzenia testów wpływu zwiększenia wydajności recyrkulacji wewnętrznej na uzyskiwane efekty oczyszczania. W tym celu, w ciągu C1 w starych reaktorach w dniu 18.09.2014 r. zamontowano mieszadła pompujące o charakterystyce zbliżonej do mieszadeł w nowych reaktorach (por. pkt. 8.2.2). Uśrednione wartości analizowanych charakterystyk pracy układu z pozostałymi ciągami w starych (C2–4) oraz nowych (C5–10) reaktorach posłużyły jako referencyjne wartości odniesienia.

Porównanie rzeczywistej wydajności recyrkulacji wewnętrznej oraz mierzonego stężenia azotu azotanowego w odpływie z komory nityfikacji KN ciągu testowego C1 i ciągów referencyjnych C2–4 oraz C5–C10 w okresie od 1.08 do 12.11.2014 r. pokazano na rysunku 7.26., a wartości średnie dla okresu przed i po zamontowaniu mieszadeł testowych zestawiono w tabeli 7.11.



Rys. 7.26. Porównanie wydajności recyrkulacji wewnętrznej (lewa) oraz stężenia azotu azotanowego w odpływie z KN (prawa) dla ciągu testowego C1 oraz ciągów referencyjnych C2–4 i C5–C10

W okresie przed zamontowaniem mieszadeł testowych, w ciągach C1 i C2–4 uzyskiwano praktycznie identyczne efekty oczyszczania ścieków, a mierzone stężenia azotu azotanowego w odpływie z KN były o około  $2,5 \text{ g N/m}^3$  wyższe niż w ciągach C5–10. Po zamontowaniu mieszadeł testowych, ciąg C1, pod względem wydajności recyrkulacji oraz uzyskiwanych efektów usuwania azotu zrównał się z ciągami C5–10, a notowane stężenia azotu azotanowego były o około  $3,5 \text{ g N/m}^3$  niższe niż w ciągach C2–4. Na podstawie tych danych można wnioskować, że zwiększenie wydajności recyrkulacji wewnętrznej powinno przyczynić się do obniżenia stężenia azotu azotanowego w odpływie ze starych reaktorów o około  $2,5\text{--}3,5 \text{ g N/m}^3$ .

W zbliżonych warunkach, przy zwiększeniu wydajności recyrkulacji wewnętrznej z 1900 m<sup>3</sup>/h do 3000 m<sup>3</sup>/h, skalibrowany model przewidywał obniżenie stężenia azotu azotanowego w odpływie z KN o około 2,5 g N/m<sup>3</sup>, a więc w zakresie porównywalnym z wynikami uzyskanymi na obiekcie rzeczywistym.

**Tabela 7.11. Zestawienie wartości średnich charakterystyk ciągu testowego C1 oraz ciągów referencyjnych C2-4 i C5-10 w analizowanych okresach**

Parametr	Ciąg	Okres	
		1.08.-17.09.2014 r.	19.09.-12.11.2014 r.
Przepływ recyrkulacji wewnętrznej [m <sup>3</sup> /h]	C1	1882	2947
	C2-4	1913	1839
	C5-10	3060	3065
N-NO <sub>3</sub> odpływ z KN [g N/m <sup>3</sup> ]	C1	9,4	8,5
	C2-4	9,5	12,0
	C5-10	6,9	8,4
P-PO <sub>4</sub> odpływ z KN [g P/m <sup>3</sup> ]	C1	0,18	0,19
	C2-4	0,12	0,13
	C5-10	0,33	0,07

### 7.3. Wnioski

1. Uzyskano pozytywny wynik kalibracji rozszerzonego modelu ASM 2d oraz modelu osadnika wtórnego, zaimplementowanych w modelu układu osadu czynnego starej części WOŚ. Jakość przewidywań modelu w zakresie stężeń zanieczyszczeń w poszczególnych komorach i w ściekach biologicznie oczyszczonych oraz składu i produkcji osadu czynnego jest bardzo zadowalająca, a w zakresie wymaganej ilości powietrza wystarczająca.
2. Brak długiego okresu stabilnych warunków pracy WOŚ spowodował konieczność zastosowania specyficznej procedury kalibracji modelu, która pozwoliła jednak na sprawdzenie prawidłowości przewidywań modelu w szerokim zakresie warunków zasilania i eksploatacji WOŚ, a tym samym w dużym stopniu spełniła wymogi walidacji modelu.
3. Skalibrowany model umożliwił trafną prognozę odpowiedzi rzeczywistego układu na wdrożenie modyfikacji technologicznych wypracowanych na etapie badań symulacyjnych i może być z powodzeniem wykorzystywany do celów związanych z pracami eksploatacyjnymi, optymalizacyjnymi i projektowymi dotyczącymi WOŚ.
4. W przypadku wysokosprawnych oczyszczalni ścieków, zdecydowanie bardziej istotne, dla jakości kalibracji modelu, jest wyznaczenie przebiegów czasowych stężeń rozpuszczonych form azotu i fosforu na długości reaktora niż w ściekach oczyszczonych, gdzie charakteryzują się one niskimi wartościami średnimi i małą amplitudą zmienności.
5. W trakcie kalibracji modelu WOŚ zidentyfikowano istotne niedostatki modelu ASM 2d, w zakresie sposobu modelowania procesu lizy oraz powstającej w jej wyniku nierozpuszczonej i nierozkładalnej frakcji organicznej, a także frakcji zawiesin mineralnych pochodzących z dopływu. Zaproponowano również odpowiednie modyfikacje modelu ASM 2d, pozwalające na wyeliminowanie tych niedostatków.

---

## BADANIA SYMULACYJNE

### 8.1. Kontekst badań symulacyjnych

Wyjściowy cel projektu, w ramach którego była realizowana niniejsza praca doktorska, zakładał optymalizację pracy systemu napowietrzania starych reaktorów biologicznych WOŚ pod kątem minimalizacji kosztów napowietrzania, której kluczowym elementem była analiza symulacyjna alternatywnych algorytmów sterowania stężeniem tlenu.

Niewystarczający zakres modernizacji starych reaktorów biologicznych, skutkujący problemami z utrzymaniem wymaganej jakości odpływu (w zakresie azotu ogólnego), przyczynił się do podjęcia decyzji o modyfikacji celu i rozszerzeniu zakresu badań symulacyjnych. Punkt ciężkości rozpatrywanych strategii sterowania przesunął się w stronę poprawy sprawności oczyszczania (usuwania azotu) nawet za cenę zmniejszenia korzyści z tytułu ograniczenia kosztów eksploatacji. W związku z tym przeprowadzono również analizę możliwych przyczyn niewystracającego usuwania azotu w starych reaktorach biologicznych WOŚ. Zazwyczaj głównym czynnikiem limitującym usuwanie azotu jest efektywność denitryfikacji zależna od:

1. przyjętego schematu technologicznego układu biologicznego oczyszczania ścieków (5-fazowy układ Bardenpho będzie generalnie bardziej skuteczny niż układ 3-fazowy),
2. parametrów technologicznych procesu osadu czynnego (wiek osadu, temperatura, odczyn, stopień recyrkulacji wewnętrznej i zewnętrznej),
3. składu ścieków dopływających do części biologicznej oczyszczalni, a głównie stosunku stężenia azotu do stężenia łatwobiodegradowalnych związków organicznych, będących podstawowym substratem dla bakterii heterotroficznych prowadzących proces denitryfikacji,
4. wydajności recyrkulacji wewnętrznej, która decyduje o stopniu recyrkulacji wewnętrznej (krotności przepływu ścieków przez strefy denitryfikacji nitryfikacji) oraz ładunku azotu azotanowego, który można przepompować do komór denitryfikacji,
5. szybkości procesu denitryfikacji (w g N/g smo·h), będącej parametrem charakterystycznym dla danego układu,
6. czasu przetrzymania ścieków w komorach denitryfikacji, zależnego od pojemności komór denitryfikacji oraz natężenia przepływu ścieków – nawet w warunkach dużej podaży azotanów i związków organicznych, mała pojemność komór denitryfikacji może spowodować, że czas dany bakteriom na redukcję azotu azotanowego będzie zbyt krótki,

7. ładunku tlenu rozpuszczonego trafiającego do komory denitryfikacji ze strumieniem recyrkulacji wewnętrznej – wielkość tego ładunku zależy głównie od wydajności recyrkulacji wewnętrznej i stężenia tlenu utrzymywanego w końcowej części komory nityfikacji,
8. efektywności procesu nityfikacji w komorach tlenowych – niepełne utlenianie azotu amonowego zmniejsza ładunek azotanów, który potencjalnie może zostać zdenitryfikowany.

Z uwagi na obserwowaną w typowych warunkach eksploatacyjnych WOŚ dużą sprawność procesu nityfikacji oraz niewystarczającą skuteczność procesu denitryfikacji, potwierdzoną we wstępnych badaniach symulacyjnych (por. pkt. 8.4), postanowiono również, że w ramach testów algorytmów sterowania sprawdzona zostanie możliwość zwiększenia potencjału denitryfikacyjnego układu w wyniku stworzenia warunków sprzyjających procesowi symultanicznej denitryfikacji w komorach tlenowych poprzez odpowiednie nastawy stężenia tlenu rozpuszczonego.

W trakcie badań kalibracyjnych w lipcu 2013 r., stwierdzono, że już w 1/3 długości komory nityfikacji mierzone stężenia azotu amonowego nie przekraczają  $1 \text{ g N/m}^3$ , a analiza danych z analizatorów on-line zamontowanych na odpływie z komór nityfikacji pokazała, że mierzone stężenia azotu amonowego zazwyczaj nie przekraczają  $0,1 \text{ g N/m}^3$ . Oznacza to, że w typowych warunkach eksploatacyjnych proces nityfikacji zachodzi jedynie w części komory tlenowej, a pozostała objętość służy tylko niepotrzebnej tlenowej stabilizacji osadu, co przekłada się na zwiększenie kosztów oczyszczania. Obserwowana wysoka sprawność nityfikacji wynika ze stosunkowo długiego wieku osadu (25–35 d), długiego hydraulicznego czasu przetrzymania (~15 h) w komorach napowietrzania oraz typowych wartości zadanych stężenia tlenu na poziomie  $1,5\text{--}2,0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ .

Przy obniżeniu zadanych wartości stężenia tlenu, należało spodziewać się spadku szybkości nityfikacji, co powinno skutkować bardziej równomiernym rozkładem obciążenia na długości komory nityfikacji. Możliwy niewielki wzrost stężenia azotu amonowego w ściekach oczyszczonych (ale  $<1 \text{ g N/m}^3$ ) nie powinien przełożyć się istotnie na spadek stężenia bakterii nityfikacyjnych i tym samym zmniejszenie potencjału nityfikacyjnego układu. Utrzymywanie niskiego stężenia tlenu w komorze nityfikacji sprzyja z kolei procesowi symultanicznej denitryfikacji (zachodzącej w komorach napowietrzanych we wnętrzu kłaczków osadu czynnego), co powinno skutkować głębszym usuwaniem azotu ze ścieków. Wpływ stężenia tlenu rozpuszczonego na względne szybkości procesów nityfikacji i denitryfikacji omówiono w rozdziale 2.6.1.

## 8.2. Porównanie starych i nowych reaktorów biologicznych WOŚ

Przedstawiając charakterystykę układu osadu czynnego WOŚ (por. pkt. 3.1.1.), wspomniano, że pomiędzy starymi i nowymi reaktorami biologicznymi występują istotne różnice w założeniach projektowych, konstrukcji i wydajności recyrkulacji wewnętrznej, które zdaniem autora przekładają się na różnice w uzyskiwanych efektach oczyszczania ścieków, głównie w zakresie usuwania azotu i fosforu. W kolejnych podrozdziałach dokładniej przedstawiono powyższe zagadnienia.

### 8.2.1. Porównanie układu i pojemności komór

W celu łatwiejszej interpretacji różnic konstrukcyjnych pomiędzy starymi i nowymi reaktorami biologicznymi, w tabeli 8.1. zestawiono pojemności stref tworzonych przez komory pełniące identyczną funkcję w danym układzie technologicznym (pojemności poszczególnych komór zestawiono w tabeli 3.1.).

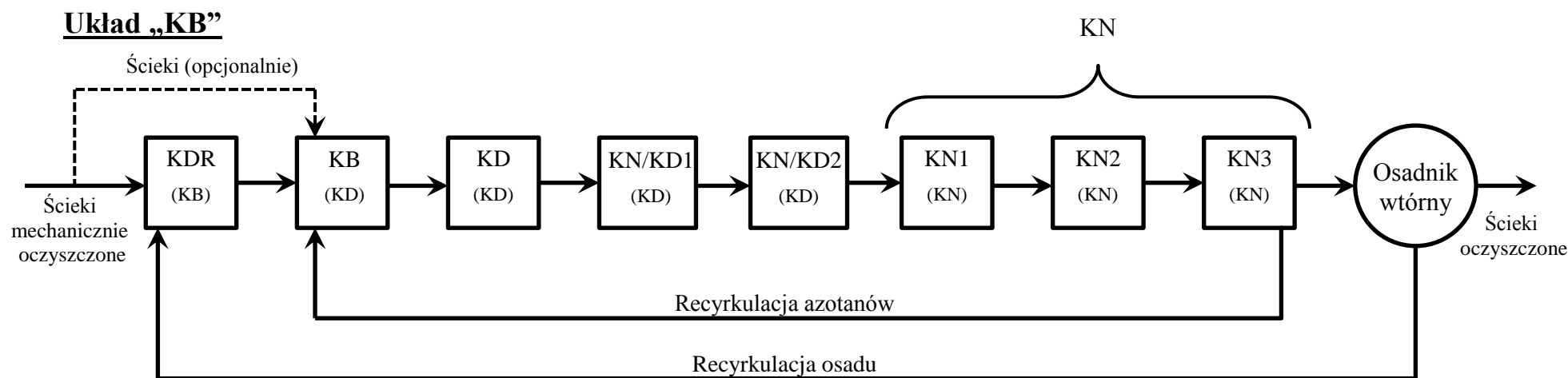
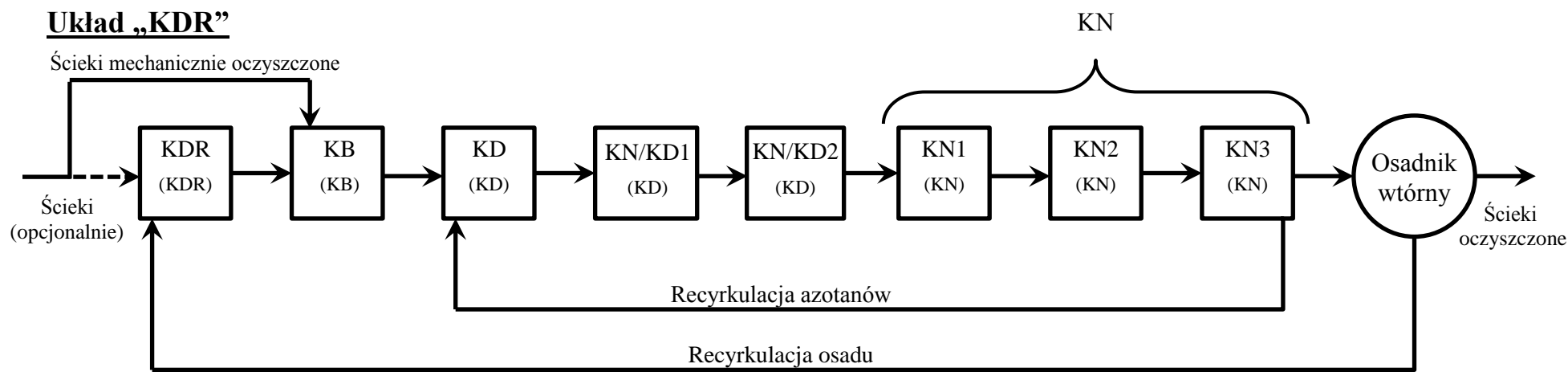
W przypadku starych reaktorów biologicznych zestawiono dane dotyczące dwóch układów komór przedstawionych na rysunku 8.1.:

1. **układ „KDR”** – projektowy układ komór osadu czynnego WOŚ z komorą denitryfikacji osadu recykulowanego (KDR), ściekami mechanicznie oczyszczonymi kierowanymi do komory KB (z możliwością częściowego przekierowania do komory KDR) oraz recyrkulacją wewnętrzną w całości kierowaną do komory KD,
2. **układ „KB”** – zaproponowany przez autora pracy, zmodyfikowany układ komór osadu czynnego WOŚ (wdrożony do eksploatacji od października 2013 r.), w którym zrezygnowano z denitryfikacji osadu recykulowanego. Ścieki mechanicznie oczyszczone kierowane są do komory KDR (pełniące funkcję komory beztlenowej), z możliwością częściowego przekierowania do komory KB (pełniące funkcję 1. komory denitryfikacji), do której w całości kierowana jest recyrkulacja wewnętrzna. Układ ten ma na celu zwiększenie potencjału denitryfikacyjnego, kosztem ewentualnego pogorszenia efektów wzmożonej biologicznej defosfatacji i w konsekwencji ewentualnej konieczności stosowania chemicznego strącania fosforu.

Tabela 8.1. Porównanie pojemności i czasów przetrzymania stref w starych i nowych reaktorach

Strefa	Stary reaktor		Nowy reaktor (układ „KDR”)
	układ „KDR”	układ „KB”	
<b>Pojemność, m<sup>3</sup></b>			
Denitryfikacji recyrkulatu	1260	-	1260
Beztlenowa	3750	1260	2000
Denitryfikacji	10 000	13 750	11 750
Nitryfikacji	15 000	15 000	15 000
<b>Czas przetrzymania ścieków, h (dla Q = 120 / 140 tys. m<sup>3</sup>/d)</b>			
Beztlenowa	3,75 / 3,2	1,3 / 1,1	2,0 / 1,7
Denitryfikacji	10,0 / 8,6	13,75 / 11,8	11,75 / 10,1
Nitryfikacji	15,0 / 12,9	15,0 / 12,9	15,0 / 12,9
Łącznie	28,8 / 24,6	30,0 / 25,7	28,8 / 24,6

Porównanie układów projektowych „KDR” starych i nowych reaktorów pokazuje, że pojemność strefy beztlenowej w nowym reaktorze jest prawie 2-krotnie mniejsza, natomiast pojemność strefy denitryfikacji jest o prawie 20% większa niż w starym reaktorze, co niewątpliwie może się przyczyniać do lepszych efektów denitryfikacji uzyskiwanych w nowych reaktorach.



**Oznaczenia komór osadu czynnego:**

KDR – komora denitryfikacji osadu recykulowanego  
 KB – komora beztlenowa

KD – komora denitryfikacji  
 KN – komora nityfikacji

Rys. 8.1. Schemat dwóch układów technologicznych komór w reaktorach biologicznych WOŚ (w nawiasie podano aktualną funkcję komory)

Zmodyfikowany układ „KB” starych reaktorów pozwala zwiększyć pojemność strefy denitryfikacji o prawie 40% w stosunku do układu projektowego „KDR”, jednak kosztem zmniejszenia pojemności strefy beztlenowej o około 66%. W tym układzie pojemność strefy denitryfikacji w starym reaktorze jest o około 15% większa niż w nowym. W układzie „KB” można oczekiwać poprawy efektów denitryfikacji, kosztem ewentualnego pogorszenia efektów biologicznego usuwania fosforu, a w konsekwencji konieczności jego dodatkowego strącania chemicznego.

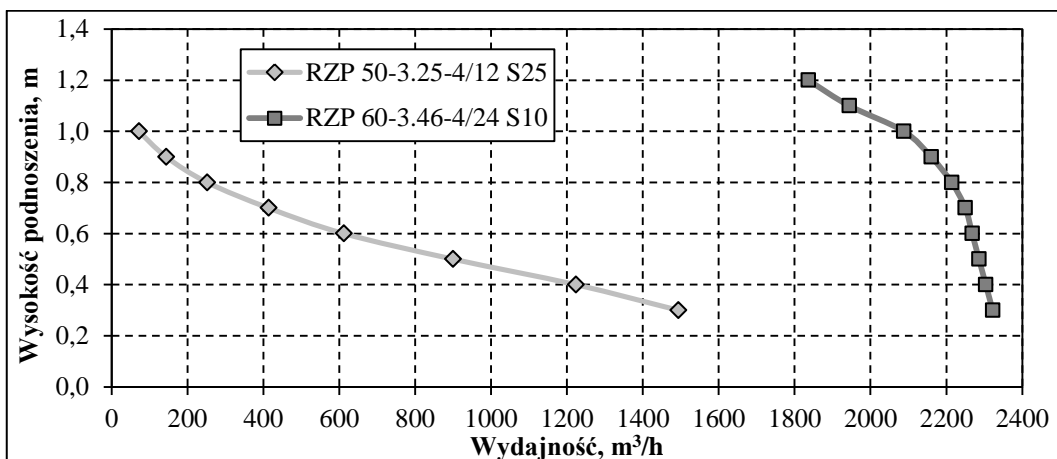
Analiza czasów przetrzymania w strefach beztlenowych starych i nowych reaktorów biologicznych, prowadzi jednak do wniosku, że niebezpieczeństwo pogorszenia efektów biologicznej defosfatacji jest raczej niewielkie. Przyjmuje się dla celów projektowych, że czas przetrzymania ścieków w strefach beztlenowych powinien wynosić około 1–2 godzin. Zbyt długi czas przetrzymania ścieków w tych komorach jest niekorzystny. Przy dłuższych czasach przetrzymania może wystąpić wtórne wydzielanie fosforu, które przyczynia się do pogorszenia efektywności wzmożonej biologicznej defosfatacji. W układzie projektowym „KDR” starych reaktorów czas przetrzymania w strefach beztlenowych przekracza 3 godziny, jest więc znacznie dłuższy od zalecanego. Natomiast dla układu „KB” starych reaktorów oraz układu projektowego nowych reaktorów, czasy przetrzymania w strefach beztlenowych mieszczą się odpowiednio w dolnym i górnym zakresie wartości zalecanych.

### 8.2.2. Porównanie wydajności recyrkulacji wewnętrznej

Recyrkulacja wewnętrzna (azotanów) w starych i nowych reaktorach realizowana jest przy pomocy mieszadeł pompujących firmy Wilo, przy czym zastosowane są różne typy mieszadeł:

- w starych blokach biologicznych (F2/1 i F2/2): RZP 50-3.25-4/12 S25 (5,1/6,7 kW),
- w nowych blokach biologicznych (F2/3 do F2/5): RZP 60-3.46-4/24 S10 (10/12,2 kW).

Porównanie charakterystyk mieszadeł pompujących recyrkulacji wewnętrznej zamontowanych w starych i nowych reaktorach pokazano na rysunku 8.2.



Rys. 8.2. Charakterystyki mieszadeł pompujących w starych (RZP 50) i nowych (RZP 60) reaktorach

Mieszadła zamontowane w nowych reaktorach charakteryzują się zdecydowanie większą wydajnością niż mieszadła w starych reaktorach (przy tej samej wysokości podnoszenia). Ponadto, wydajność mieszadeł w nowych reaktorach w zdecydowanie mniejszym stopniu zależy od wymaganej wysokości podnoszenia.

Rzeczywiście mierzone maksymalne wydajności recyrkulacji wewnętrznej w nowych i starych reaktorach wraz z wyznaczonymi stopniami recyrkulacji zestawiono w tabeli 8.2.

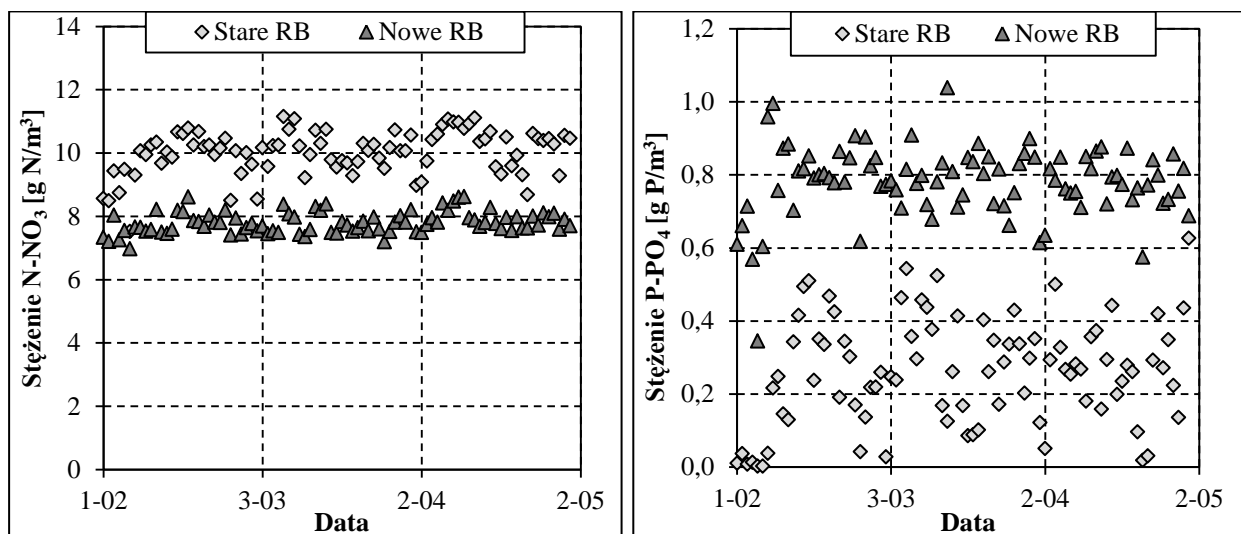
Tabela 8.2. Porównanie wydajności i stopnia recyrkulacji wewnętrznej starych i nowych reaktorach

Recyrkulacja wewnętrzna	Stary reaktor	Nowy reaktor
Maksymalna wydajność [m <sup>3</sup> /h]	3900	6400
Stopień recyrkulacji dla:		
Q = 120 tys. m <sup>3</sup> /d	3,9	6,4
Q = 140 tys. m <sup>3</sup> /d	3,3	5,5

Rzeczywista maksymalna wydajność recyrkulacji wewnętrznej w nowych reaktorach jest o 65% większa niż w starych reaktorach. Tak duża różnica wydajności recyrkulacji wewnętrznej w starych i nowych reaktorach może być istotnym czynnikiem różnicującym uzyskiwane efekty usuwania azotu.

### 8.2.3. Porównanie uzyskiwanych efektów oczyszczania

Porównanie uzyskiwanych efektów oczyszczania, w zakresie mierzonego on-line stężenia azotu azotanowego i fosforu fosforanowego w odpływie ze starych i nowych reaktorów biologicznych WOŚ, w okresie stabilnej pracy przy zbliżonych parametrach technologicznych (obciążenie, wiek osadu, tlen rozpuszczony) pokazano na rysunku 8.3.



Rys. 8.3. Stężenie azotu azotanowego (lewa) i fosforu fosforanowego (prawa) w odpływie ze starych i nowych reaktorów biologicznych

Średnie stężenie azotu azotanowego w odpływie ze starych i nowych reaktorów biologicznych w analizowanym okresie wynosiło odpowiednio 10,0 i 7,8 g N/m<sup>3</sup>, podczas gdy średnie stężenie fosforu fosforanowego wynosiło odpowiednio 0,26 i 0,78 g P/m<sup>3</sup>. Obserwowane wyniki potwierdzają mniejszą sprawność denitryfikacji, oraz większą sprawność defosfatacji w starych reaktorach (w stosunku do reaktorów nowych), które, zdaniem autora, wynikają z różnic w pojemnościach poszczególnych komór oraz wydajności recyrkulacji.

### 8.2.4. Teoretyczna efektywność usuwania azotu

Przedstawiono teoretyczne oszacowanie możliwych do osiągnięcia (w optymalnych warunkach prowadzenia procesu) efektów usuwania azotu w układzie anoksydacyjno-tlenowego osadu czynnego (układ MLE) na podstawie zależności stężenia azotu azotanowego w ściekach oczyszczonych od całkowitego stopnia recyrkulacji (Szetela, 2014):

$$N - NO_{3,e} \approx \frac{(1 - \delta) \cdot TKN_0}{1 + \alpha + \beta} \quad (8.1)$$

gdzie:

$N - NO_{3,e}$  – stężenie azotu azotanowego w ściekach oczyszczonych, g N/m<sup>3</sup>,

$TKN_0$  – stężenie azotu Kjehdahl'a w ściekach dopływających do części biologicznej, g N/m<sup>3</sup>,

$\alpha$  – stopień recyrkulacji zewnętrznej, -,

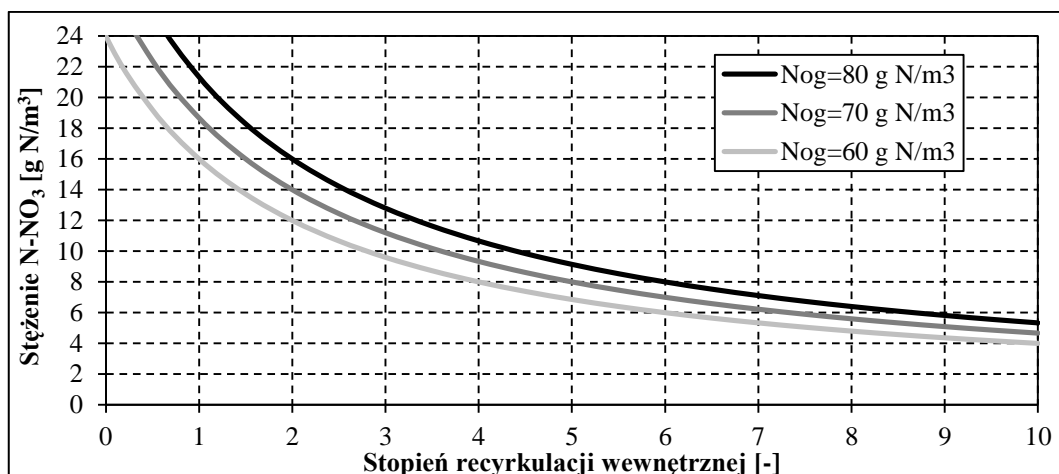
$\beta$  – stopień recyrkulacji wewnętrznej, -,

$\delta$  – część dopływającego ładunku azotu wbudowywana w biomasę w procesie asymilacji, -,

Przyjęta metoda oszacowania wymaga przyjęcia założeń dotyczących:

1. stężenia azotu Kjehdahl'a w ściekach dopływających do części biologicznej oczyszczalni (równego w przybliżeniu stężeniu azotu ogólnego),
2. ładunku azotu wbudowywanego w biomasę osadu w procesie asymilacji i usuwanego wraz z osadem nadmiernym (założono 20% ładunku azotu w dopływie),
3. dostatecznej podaży łatwobiodegradowalnych związków organicznych do procesu denitryfikacji ( $BZT_5/N_{og} > \sim 4:1$ ,  $ChZT/N_{og} > \sim 7,5:1$ ).

Teoretyczną zależność stężenia azotu azotanowego w ściekach oczyszczonych od stopnia recyrkulacji wewnętrznej (przy założeniu stopnia recyrkulacji osadu (zewnętrznej) równego 1,0), dla stężenia azotu ogólnego w dopływie w typowym dla WOŚ zakresie 60–80 g N/m<sup>3</sup>, przedstawiono na rysunku 8.4.



Rys. 8.4. Teoretyczna zależność stężenia azotu azotanowego w ściekach oczyszczonych od stężenia azotu ogólnego w dopływie i stopnia recyrkulacji wewnętrznej

Z uwagi na dopuszczalne stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych wynoszące 10 g N/m<sup>3</sup>, można przyjąć, że stężenie azotu azotanowego w ściekach oczyszczonych nie powinno przekraczać ~8,0 g N/m<sup>3</sup> (przy rozsądnym założeniu, że stężenie pozostałych form azotu nie przekroczy 2,0 g N/m<sup>3</sup>).

Na podstawie przedstawionej teoretycznej zależności można wywnioskować, że minimalny wymagany stopień recyrkulacji wewnętrznej zapewniający zakładane stężenie azotu azotanowego wynosi od 4 do 6, przy stężeniu azotu ogólnego w dopływie w zakresie 60–80 g N/m<sup>3</sup>. Jest to więc wartość istotnie wyższą niż stopień recyrkulacji osiągniany przez mieszadła pompujące zamontowane w starych reaktorach biologicznych.

Należy jednak pamiętać, że podejście teoretyczne nie uwzględnia wielu czynników mogących pogarszać efekty usuwania azotu, m.in. ładunku tlenu wnoszonego do komory denitryfikacji ze strumieniem recyrkulacji, czy mniejszej efektywności denitryfikacji prowadzonej przez bakterie PAO w układach ze wzmożoną biologiczną defosfatacją. Należy zatem mieć na uwadze, że w warunkach rzeczywistych skuteczność usuwania azotu przy danym stopniu recyrkulacji będzie niższa niż wynika to z przesłanek teoretycznych.

Z uwagi na ograniczenia przyjętej metody szacowania, dalsza analiza tego zagadnienia była prowadzona na podstawie wyników badań symulacyjnych (por. pkt. 8.4)

### 8.3. Założenia i dane do badań symulacyjnych

#### 8.3.1. Założenia do badań symulacyjnych

Badania symulacyjne strategii sterowania pracą systemu napowietrzania dotyczyły wyłącznie starych bloków biologicznych F2/1 i F2/2, przy czym prowadzone były dla dwóch układów komór („KDR” i „KB”), opisanych w pkt. 8.1.

W badaniach symulacyjnych wykorzystano model matematyczny układu osadu czynnego WOŚ, opisany w rozdziale 6. Jako model przemian biochemicznych wykorzystano rozszerzony model ASM2d, który został skalibrowany w ramach prac przedstawionych w rozdziale 7. W modelu, z uwagi na szybkość obliczeń, uwzględniono pojedynczy ciąg komór osadu czynnego, zamodelowany jako kaskada reaktorów o pełnym wymieszaniu, wraz z osadnikiem wtórnym o odpowiadającej mu powierzchni.

Z uwagi na obserwowany w rzeczywistości duży potencjał nityfikacji oraz niewystarczający potencjał denitryfikacji, jak również brak informacji dotyczących rzeczywistego stopnia wykorzystania tlenu dla systemu napowietrzania w komorach fakultatywnych KN/KD1 oraz KN/KD2, w badaniach symulacyjnych nie uwzględniono wariantów, w których komory te są napowietrzane. W praktyce eksploatacyjnej WOŚ, komory fakultatywne pracują jako napowietrzane tylko w sytuacjach awaryjnych (uszkodzenie mieszadła, zatrucie osadu).

Przyjęty w modelu sposób sterowania stężeniem tlenu rozpuszczonego w komorze nityfikacji odpowiada rzeczywistości, tzn. stężenie tlenu w każdej z trzech części komory nityfikacji KN1, KN2 i KN3, regulowane jest niezależnie, poprzez zmianę ilości doprowadzanego powietrza, w oparciu o wskazania sondy tlenowej znajdującej się w 3/4 długości danej części. Zadaniem regulatora stężenia tlenu jest utrzymanie jego zadanej wartości, przy nadrzędnym założeniu, że natężenie przepływu powietrza do danej części mieści się w zakresie dopuszczalnych natężeń przepływu wynikających z założonych jednostkowych przepływów przez dyfuzor. Oznacza, to

że przy zadanej wartości stężenia tlenu  $0,0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ , regulator utrzymywał przepływ powietrza do danej części komory nitryfikacji zapewniający minimalny wymagany przepływ przez dyfuzory, a rzeczywiste stężenie tlenu w reaktorze ustalało się w sposób dynamiczny, w zależności od zmiennego w czasie zapotrzebowania na tlen związanego z zachodzącymi procesami biologicznymi oraz ewentualnej konwekcji tlenu z poprzedniej części komory tlenowej. W praktyce eksploatacyjnej WOŚ minimalny przepływ powietrza wynosi  $1,0 \text{ m}^3/\text{dyf}\cdot\text{h}$  dla części KN1 i KN2 oraz  $0,5 \text{ m}^3/\text{dyf}\cdot\text{h}$  dla części KN3. Takie wartości przyjęto do badań symulacyjnych (tabela 8.3.).

**Tabela 8.3. Zestawienie minimalnych założonych przepływów powietrza**

Część reaktora KN	Liczba dyfuzorów w sekcji	Liczba dyfuzorów w części reaktora (4 sekcje)	Założony minimalny przepływ powietrza do danej części reaktora KN		
	szt.	szt.	$\text{m}^3/\text{dyf}\cdot\text{h}$	$\text{m}^3/\text{h}$	$\text{m}^3/\text{d}$
KN1	192	768	1,0	768	18432
KN2	144	576	1,0	576	13824
KN3	96	384	0,5	192	4608
<b>Razem (reaktor KN)</b>		<b>1728</b>	-	<b>1536</b>	<b>36864</b>

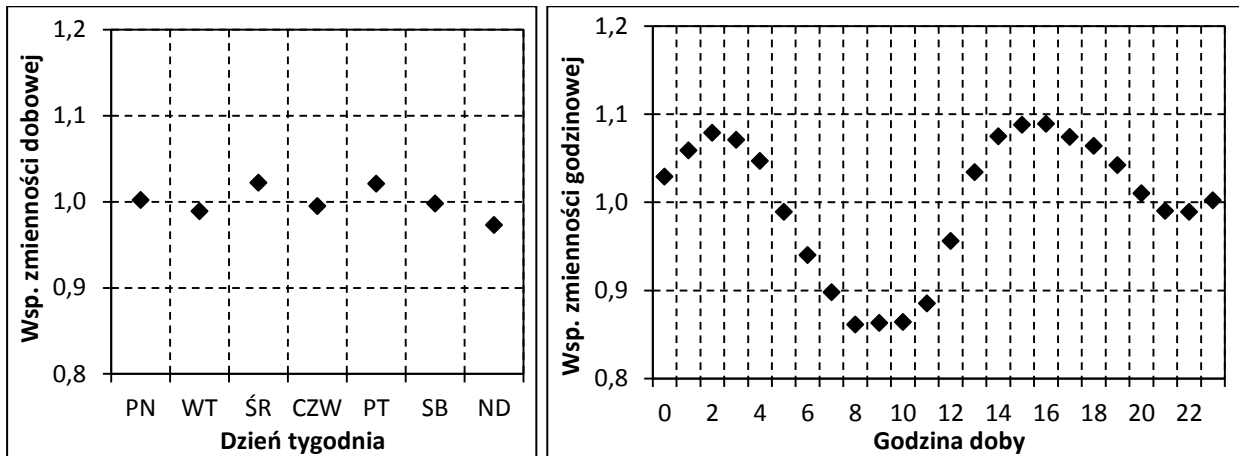
### 8.3.2. Dane do badań symulacyjnych

Kluczową kwestią w przypadku badań symulacyjnych strategii sterowania pracą oczyszczalni ścieków jest przyjęcie właściwej, reprezentatywnej dla typowych warunków pracy oczyszczalni, charakterystyki ścieków dopływających do bloków biologicznych. W przypadku WOŚ, z uwagi na kilkuletnią modernizację i rozbudowę oczyszczalni, a także przekierowanie ścieków z północnej części miasta oraz remont głównego kolektora doprowadzającego ścieki, problemem okazało się znalezienie odpowiednio długiego okresu typowej pracy oczyszczalni. Ostatecznie zdecydowano przyjąć jako miarodajny okres od 1. lipca 2013 r. do 20. stycznia 2014 r., z pominięciem października 2013 r, z uwagi na końcowy etap remontu kolektora.

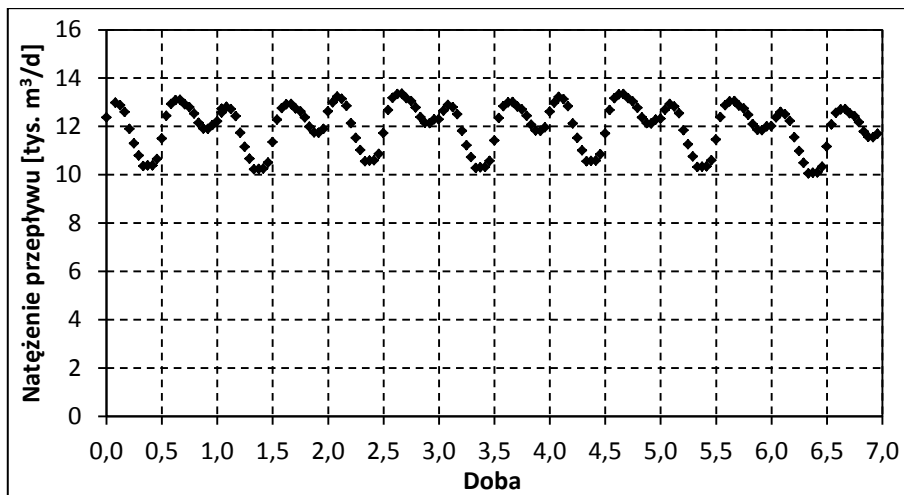
Na potrzeby symulacji dynamicznych wygenerowano modelową zmienność godzinową i dobową (7 dób) wartości wskaźników i stężeń zanieczyszczeń ( $\text{ChZT}$ ,  $\text{N}_{\text{og}}$ ,  $\text{P}_{\text{og}}$ ) oraz natężenia przepływu ścieków mechanicznie oczyszczonych. Jako miarodajną wartość średniego dobowego natężenia przepływu ścieków przyjęto  $120\,000 \text{ m}^3/\text{d}$ , co przy założeniu równomiernego rozdziału ścieków na wszystkie bloki biologiczne, oznacza dopływ ścieków do pojedynczego ciągu na poziomie  $12\,000 \text{ m}^3/\text{d}$ . Zmienność godzinową i dobową przepływu ścieków przyjęto jako odpowiednią średnią z dni pogody suchej w okresie od 1. lipca 2013 r. do 20. stycznia 2014 r. Skład ścieków przyjęto w taki sposób, aby średnie dobowe wygenerowanych wartości stężeń zanieczyszczeń były zgodne z wartościami miarodajnymi z okresu od 1. lipca 2013 r. do 20. stycznia 2014 r., a zmienność godzinowa i dobowa zgodna z wynikami badań z okresu szarży pomiarowej w dniach 22–28.07.2013 r. Podział frakcyjny zanieczyszczeń w zakresie  $\text{ChZT}$ ,  $\text{N}_{\text{og}}$  i  $\text{P}_{\text{og}}$  przyjęto zgodnie z wynikami badań kalibracyjnych (por. pkt. 7.1.2).

Przyjęte do symulacji współczynniki zmienności dobowej i godzinowej natężenia przepływu pokazano na rysunku 8.5. Tygodniowy przebieg natężenia przepływu ścieków oraz stężeń

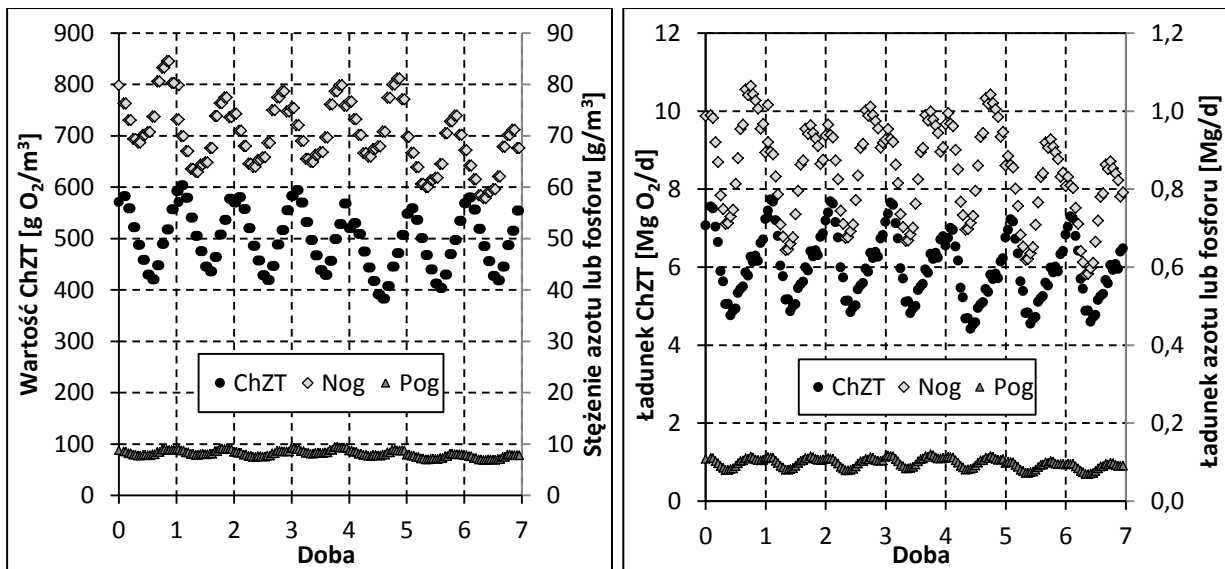
i ładunków zanieczyszczeń w ściekach w wygenerowanym modelowym tygodniu pokazano odpowiednio na rysunkach 8.6. i 8.7.



Rys. 8.5. Współczynniki zmienności dobowej (lewa) i godzinowej (prawa) natężenia przepływu ścieków



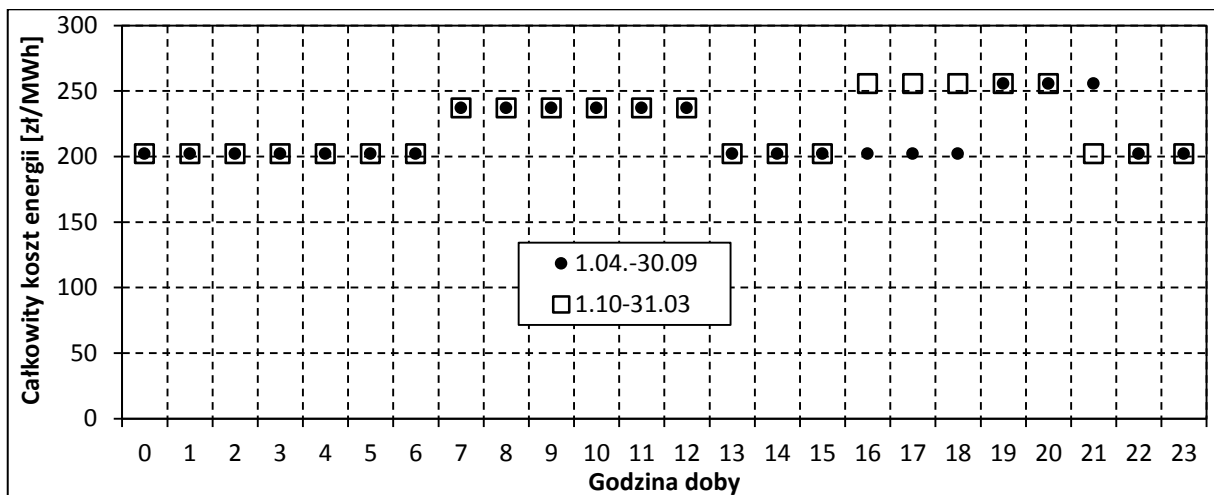
Rys. 8.6. Przebieg czasowy natężenia przepływu ścieków w trakcie modelowego tygodnia



Rys. 8.7. Przyjęty przebieg czasowy stężeń (lewa) i ładunków (prawa) zanieczyszczeń w ściekach w trakcie modelowego tygodnia

Całkowita cena zakupu energii elektrycznej dla WOŚ będąca sumą cen energii elektrycznej i usług dystrybucji jest zmienna w czasie i wynosi od 202,21 zł/MWh do 255,53 zł/MWh, przy

czym rozkład godzinowy cen zakupu energii elektrycznej (rys. 8.8.) różni się w okresie letnim (1.04 do 30.09) i zimowym (1.10 do 31.03).



Rys. 8.8. Rozkład godzinowy całkowitej ceny zakupu energii elektrycznej w okresie letnim i zimowym

## 8.4. Symulacje wstępne

W ramach przygotowań do badań symulacyjnych strategii sterowania pracą systemu napowietrzania bloków biologicznych WOŚ przeprowadzono szereg symulacji wstępnych, mających na celu określenie optymalnych wartości nastaw zmiennych procesowych i zakresu wartości testowanych parametrów.

### 8.4.1. Zadane stężenie $N-NO_3$ na odpływie z komory denitryfikacji

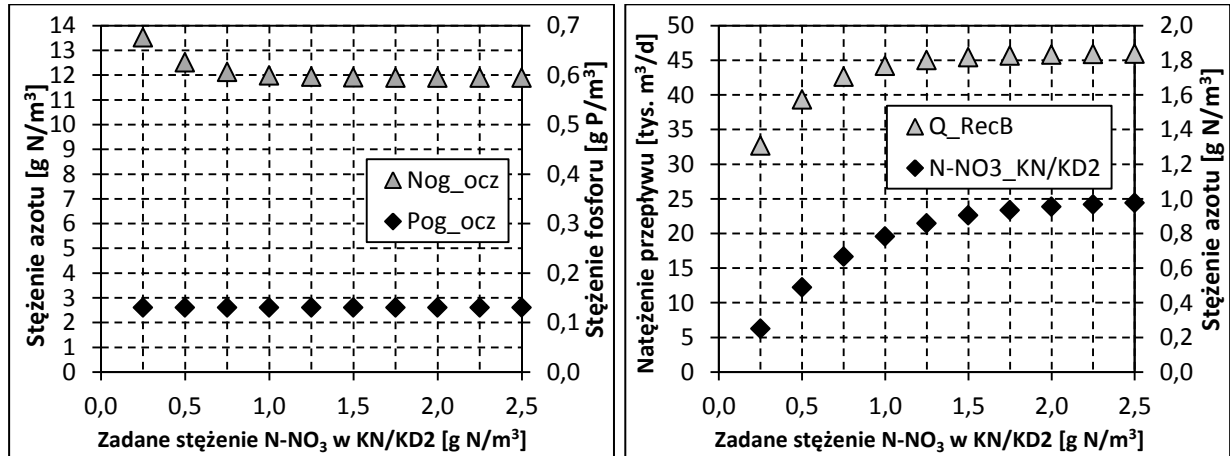
Sterowanie recyrkulacją azotanów (wewnętrzna) odbywa się zazwyczaj w oparciu o pomiar stężenia azotu azotanowego na końcu strefy denitryfikacji. Dane literaturowe wskazują, że stężenie azotu azotanowego na odpływie ze strefy denitryfikacji powinno być niskie, ale nie zerowe, zazwyczaj w granicach  $1-2 \text{ g N/m}^3$  (Olsson i in., 2005).

W celu wyznaczenia optymalnej wartości stężenia azotu azotanowego na końcu strefy denitryfikacji przeprowadzono analizę symulacyjną wpływu zadanej wartości tego stężenia (w zakresie  $0,25-2,5 \text{ g N/m}^3$ ) na efekty pracy bloku biologicznego. Symulacje przeprowadzono dla obu układów „KDR” i „KB” dla temperatury ścieków w reaktorze biologicznym  $T = 15 \text{ }^\circ\text{C}$ , przy wieku osadu  $WO = 25 \text{ d}$  i zadanych stężeniach tlenu w trzech częściach komory nityfikacji równych  $DO_{KN1} = 1,0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ ,  $DO_{KN2} = 1,5 \text{ g O}_2/\text{m}^3$  i  $DO_{KN3} = 0,5 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ .

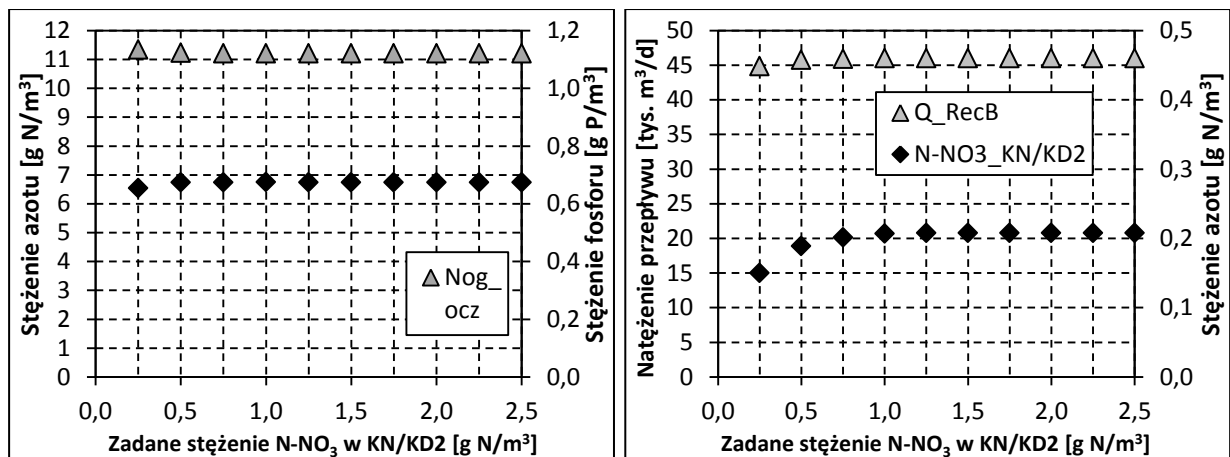
Odpowiadające zadaniem, uzyskiwane stężenia azotu azotanowego na końcu strefy denitryfikacji (w komorze KN/KD2) oraz natężenia przepływu recyrkulacji wewnętrznej, a także stężenia azotu i fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych dla układów „KDR” i „KB” pokazano odpowiednio na rysunkach 8.9. i 8.10.

Analiza uzyskanych wyników wykazała, że w przypadku WOŚ zadane stężenie azotu azotanowego na końcu strefy denitryfikacji przekłada się w niewielkim stopniu (układ „KDR”) lub nie ma wpływu (układ „KB”) na stężenia azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych, co jest sprzeczne z danymi literaturowymi. Przyczyną jest niewystarczająca maksymalna wydajność

recyrkulacji wewnętrznej: w przypadku układu „KDR” uzyskiwane średnie stężenie azotu azotanowego na odpływie ze strefy denitryfikacji nie przekracza  $1,0 \text{ g N/m}^3$ , natomiast dla układu „KB” wynosi zaledwie około  $0,2 \text{ g N/m}^3$ , przy recyrkulacji wewnętrznej pracującej z maksymalną wydajnością – są to wartości istotnie niższe od zalecanego w literaturze zakresu  $1,0\text{--}2,0 \text{ g N/m}^3$ .



Rys. 8.9. Parametry ścieków oczyszczonych (lewa) oraz natężenie przepływu recyrkulacji i uzyskiwane stężenie N-NO<sub>3</sub> (prawa) w funkcji zadanego stężenia N-NO<sub>3</sub> na końcu strefy denitryfikacji – układ „KDR”

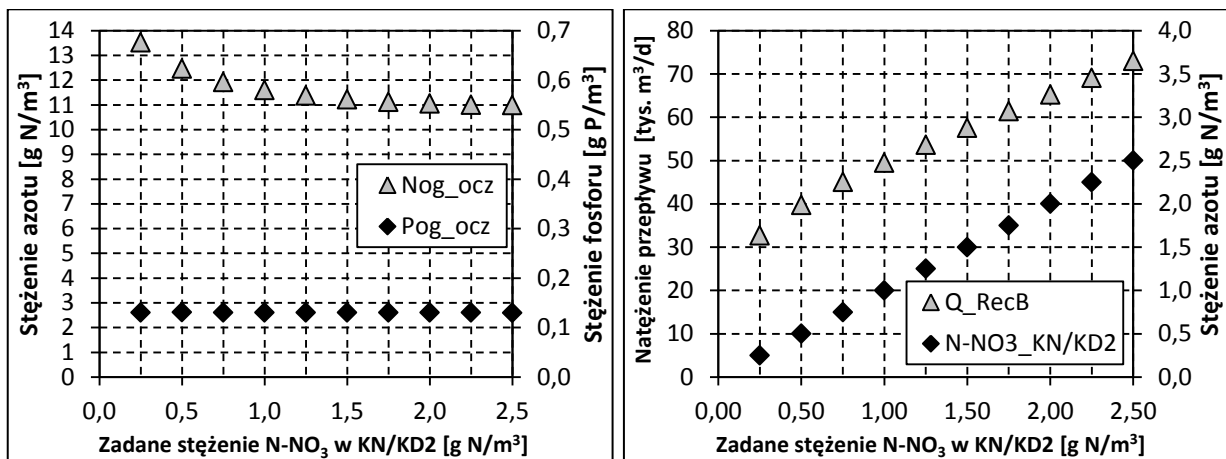


Rys. 8.10. Parametry ścieków oczyszczonych (lewa) oraz natężenie przepływu recyrkulacji i uzyskiwane stężenie N-NO<sub>3</sub> (prawa) w funkcji zadanego stężenia N-NO<sub>3</sub> na końcu strefy denitryfikacji – układ „KB”

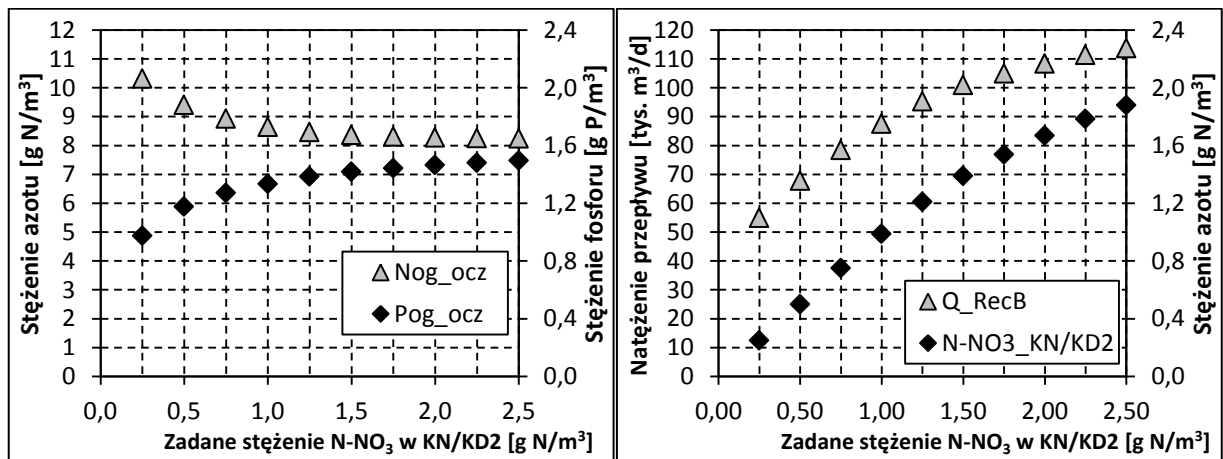
Przy przyjętym średniodobowym natężeniu dopływu ścieków do pojedynczego ciągu na poziomie  $12 \text{ tys. m}^3/\text{d}$ , z uwagi na nierównomierność przepływu, rzeczywiste natężenia przepływu ścieków wynoszą od  $10$  do  $13,5 \text{ tys. m}^3/\text{d}$ . Określona na podstawie pomiarów, i przyjęta w modelu, maksymalna wydajność recyrkulacji wewnętrznej dla pojedynczego ciągu wynosi  $46 \text{ tys. m}^3/\text{d}$ , co przy założonych przepływach ścieków przekłada się na średni stopień recyrkulacji około  $380\%$  i zaledwie  $345\%$  przy maksymalnym symulowanym przepływie, a więc znacznie poniżej zalecanej w literaturze wartości  $400\text{--}500\%$ .

W celu potwierdzenia tezy o zbyt małej wydajności recyrkulacji wewnętrznej powtórzono przeprowadzone wcześniej symulacje znacząco zwiększając (ponad wartość rzeczywistą) maksymalną wydajność recyrkulacji wewnętrznej pojedynczego ciągu do  $120 \text{ tys. m}^3/\text{d}$  (podwyższenie maksymalnego stopnia recyrkulacji wewnętrznej do  $1000\%$ ). Odpowiadające zadanym, uzyskiwane stężenia azotu azotanowego na końcu strefy denitryfikacji (w komorze KN/KD2) oraz natężenia przepływu recyrkulacji wewnętrznej, a także stężenia azotu i fosforu

ogólnego w ściekach oczyszczonych dla układów „KDR” i „KB” pokazano odpowiednio na rysunkach 8.11. i 8.12.



Rys. 8.11. Parametry ścieków oczyszczonych (lewa) oraz natężenie przepływu recykulacji i uzyskiwane stężenie N-NO<sub>3</sub> (prawa) w funkcji zadanego stężenia N-NO<sub>3</sub> na końcu strefy denitryfikacji – układ „KDR”, stopień recykulacji wewnętrznej do 1000%



Rys. 8.12. Parametry ścieków oczyszczonych (lewa) oraz natężenie przepływu recykulacji i uzyskiwane stężenie N-NO<sub>3</sub> (prawa) w funkcji zadanego stężenia N-NO<sub>3</sub> na końcu strefy denitryfikacji – układ „KB”, stopień recykulacji wewnętrznej do 1000%

Na podstawie powyższych symulacji dynamicznych stwierdzono, że w przypadku układu „KDR”, optymalne zadane stężenie azotu azotanowego na końcu strefy denitryfikacji wynosi 1,5 g N/m<sup>3</sup> – przy tej nastawie średnia wydajność recykulacji wewnętrznej wynosi 58 tys. m<sup>3</sup>/d (maksymalna 85 tys. m<sup>3</sup>/d), a średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych wynosi 11,2 g N/m<sup>3</sup> i jest zaledwie o 0,7 g N/m<sup>3</sup> niższe niż w optymalnym wariancie dla maksymalnej wydajności recykulacji równej 46 tys. m<sup>3</sup>/d. Wydaje się zatem, że, dla układu „KDR”, przy zwiększeniu maksymalnej wydajności recykulacji czynnikiem limitującym staje się niewystarczająca pojemność komór denitryfikacji, skutkująca zbyt krótkim czasem przetrzymania, ograniczającym efekty denitryfikacji.

Natomiast w przypadku układu „KB”, optymalne zadane stężenie azotu azotanowego na końcu strefy denitryfikacji wynosi 1,5 g N/m<sup>3</sup>, przy tej nastawie średnia wydajność recykulacji wewnętrznej wynosi 100 tys. m<sup>3</sup>/d (maksymalna 120 tys. m<sup>3</sup>/d), a średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych wynosi 8,4 g N/m<sup>3</sup> i jest o 2,8 g N/m<sup>3</sup> niższe niż w optymalnym wariancie dla obecnej wydajności recykulacji równej 46 tys. m<sup>3</sup>/d.

Podsumowując, na podstawie przeprowadzonych symulacji stwierdzono, że w przypadku układu „KDR” czynnikiem limitującym potencjał denitryfikacyjny jest głównie niewystarczająca pojemność komór denitryfikacji oraz w mniejszym stopniu ograniczona wydajność recyrkulacji wewnętrznej, natomiast w przypadku układu „KB” czynnikiem limitującym jest niewystarczająca wydajność recyrkulacji wewnętrznej. Poprawa efektywności denitryfikacji poprzez zwiększenie maksymalnej wydajności recyrkulacji wewnętrznej wiąże się z koniecznością montażu dodatkowych lub wymianą obecnie pracujących mieszadeł pompujących, które zostały zainstalowane w trakcie niedawnej modernizacji starych reaktorów biologicznych. Z tego względu zasadne wydaje się rozważenie potencjalnie możliwych zmian w sposobie eksploatacji WOŚ, które powinny przyczynić się do poprawy efektów denitryfikacji bez ponoszenia kosztów inwestycyjnych. Do takich rozwiązań zaliczyć można:

1. zmniejszenie nierównomierności dopływu ścieków i ładunków zanieczyszczeń w ciągu doby, poprzez:
  - a. wykorzystanie retencji kanałowej (szczególnie kolektora „Odra” – odpowiedni reżim pracy pompowni głównej WOŚ),
  - b. buforowanie odcieków z gospodarki osadowej (szczególnie z mechanicznego odwadniania osadów), wraz z ewentualnym strącaniem fosforu z odcieków,
2. zwiększenie potencjału denitryfikacyjnego układu w wyniku stworzenia warunków sprzyjających procesowi symultanicznej denitryfikacji w komorach tlenowych poprzez odpowiednie nastawy stężenia tlenu rozpuszczonego.

Dalsze badania symulacyjne prowadzono przy zadanym stężeniu azotu azotanowego na końcu strefy denitryfikacji równym  $1,5 \text{ g N/m}^3$ .

#### **8.4.2. Wiek osadu oraz temperatura**

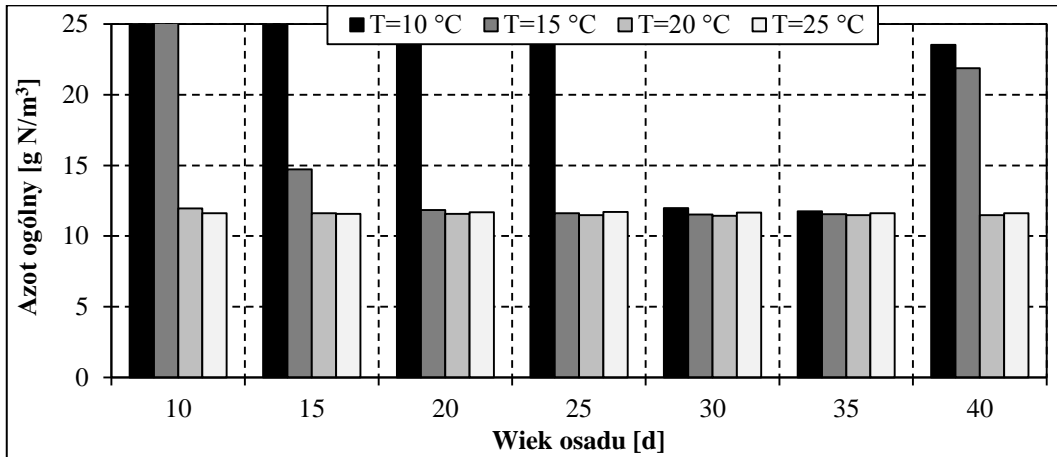
Temperatura ścieków oraz wiek osadu, przy którym eksploatowana jest oczyszczalnia, są kluczowymi parametrami wpływającymi na uzyskiwane efekty oczyszczania ścieków oraz związane z tym koszty napowietrzania.

W celu wyznaczenia zakresu optymalnego wieku osadu przy różnych temperaturach prowadzenia procesu przeprowadzono wstępne symulacje stanu ustalonego mające na celu określenie wpływu temperatury ścieków w reaktorze (w zakresie  $10\text{--}25 \text{ }^\circ\text{C}$ ) oraz wieku osadu (w zakresie  $10\text{--}40 \text{ d}$ ) na efekty pracy bloku biologicznego i koszty napowietrzania. Symulacje przeprowadzono dla obu układów „KDR” i „KB” przy stałej wydajności recyrkulacji osadu  $9 \text{ tys. m}^3/\text{d}$  (stopień recyrkulacji 75%), oraz zadanych stężeniach tlenu w trzech częściach komory nityfikacji  $\text{DO}_{\text{KN1}} = 1,0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ ,  $\text{DO}_{\text{KN2}} = 1,5 \text{ g O}_2/\text{m}^3$  oraz  $\text{DO}_{\text{KN3}} = 0,5 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ .

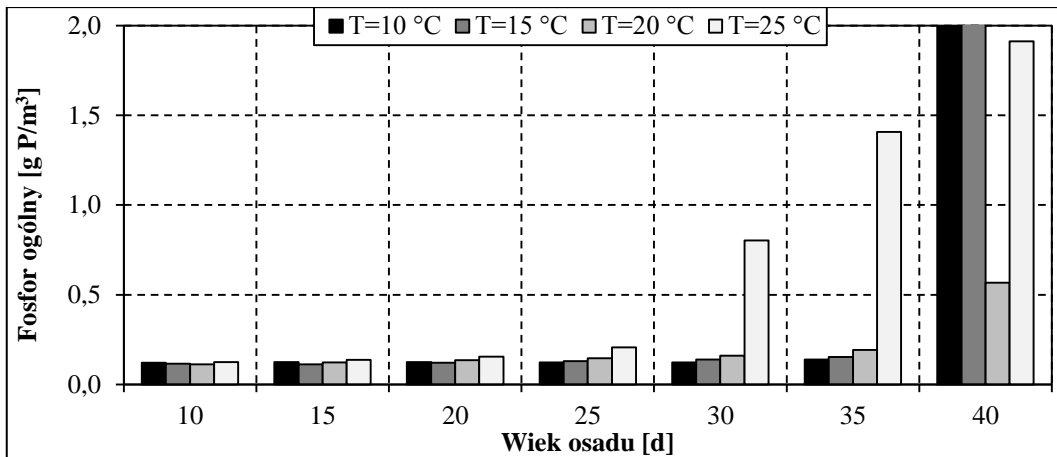
Stężenia azotu i fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych oraz koszty napowietrzania w funkcji temperatury i wieku osadu dla układu komór KDR pokazano odpowiednio na rysunkach 8.13., 8.14., 8.15., a dla układu komór KB na rysunkach 8.16., 8.17., 8.18.

Generalnie przyjmuje się, że układy osadu czynnego z biologicznym usuwaniem związków biogennych powinno się eksploatować przy minimalnym wieku osadu, przy którym obserwuje się pełną nityfikację azotu, gdyż zazwyczaj zapewnia to optymalne efekty oczyszczania

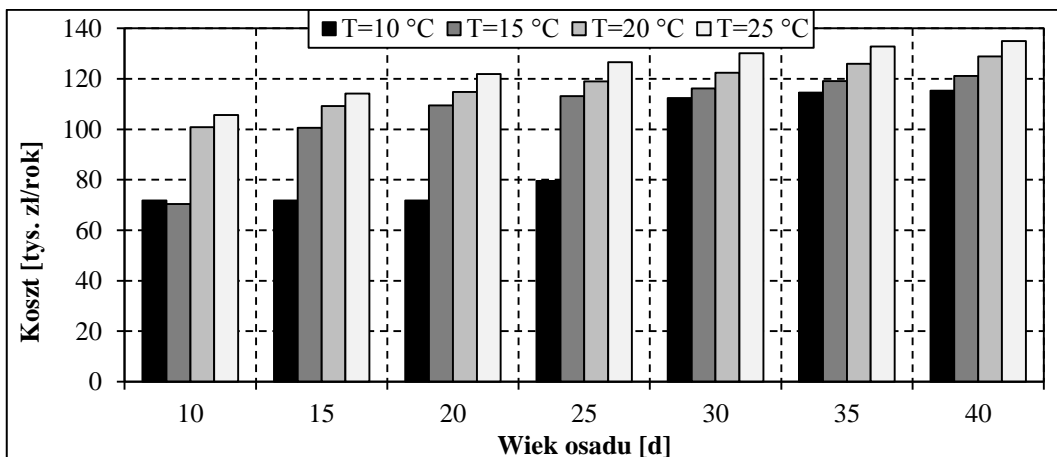
ścieków przy minimalnych kosztach eksploatacyjnych (związanych głównie z napowietrzaniem). Ponadto, w przypadku beztlenowej stabilizacji osadów, większy ładunek związków organicznych kierowanych do węzła gospodarki osadowej, skutkuje potencjalnie większą produkcją gazu fermentacyjnego. Eksploatacja układu osadu czynnego przy wieku osadu dłuższym niż minimalny zapewniający pełną nityfikację mogłaby być uzasadniona, gdyby zwiększony ładunek utlenianych związków organicznych utleniany był z wykorzystaniem azotanów przyczyniając się do poprawy skuteczności usuwania azotu ze ścieków.



Rys. 8.13. Stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji wieku osadu i temperatury – stan ustalony, układ „KDR”

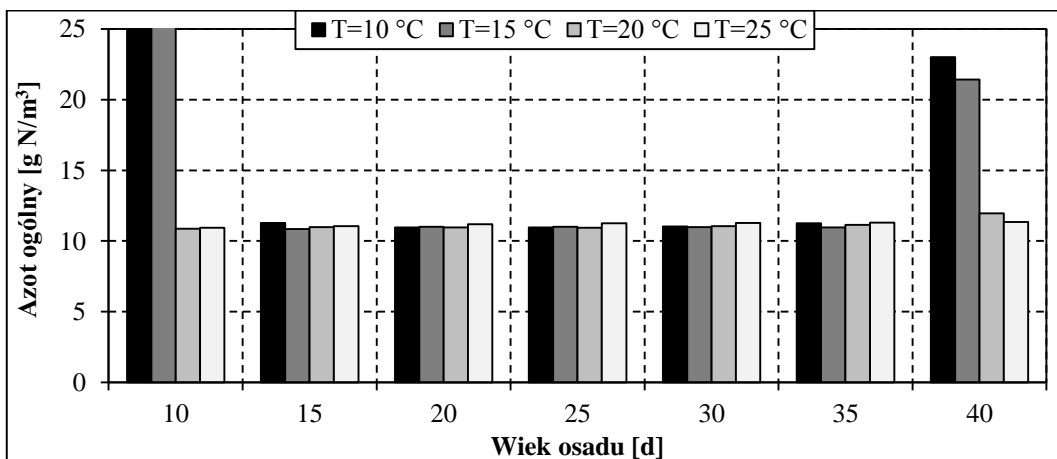


Rys. 8.14. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji wieku osadu i temperatury – stan ustalony, układ „KDR”

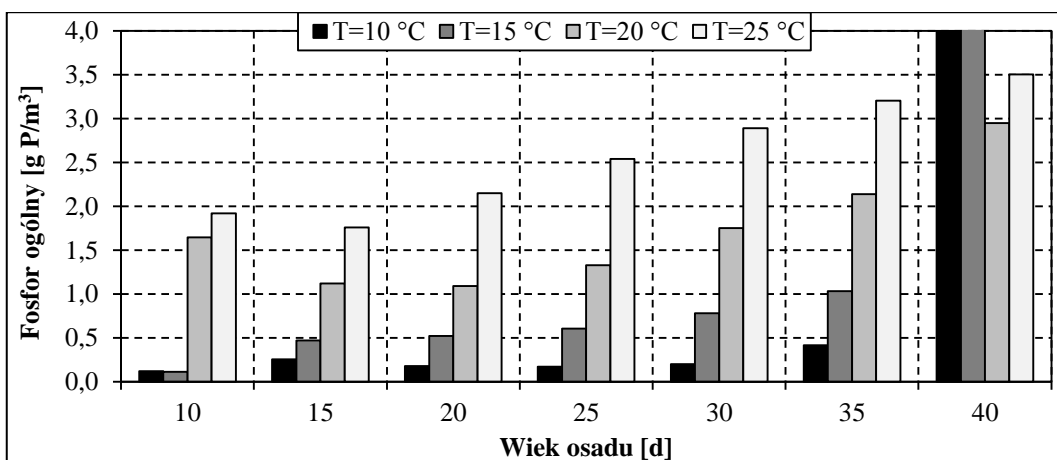


Rys. 8.15. Koszty napowietrzania w funkcji wieku osadu i temperatury – stan ustalony, układ „KDR”

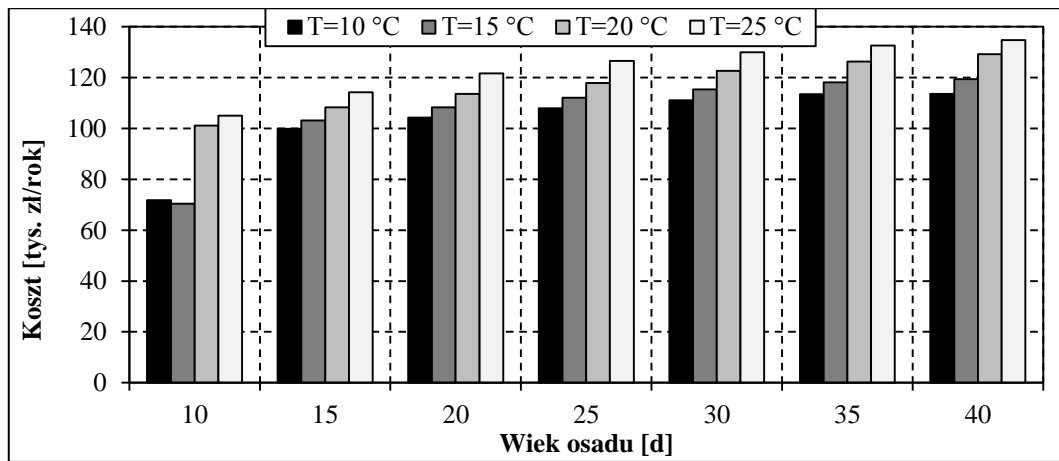
W przypadku układu „KDR” minimalny wiek osadu zapewniający pełną nityfikację w temperaturze ścieków 10 °C i 15 °C, to odpowiednio 30 d i 20 d, natomiast w temperaturze 20 °C i wyższych już wiek osadu 15 d zapewnia całkowite utlenienie azotu amonowego. Przy wieku osadu 40 d w temperaturze 10 °C i 15 °C wystąpiło przeciążenie osadnika wtórnego w związku z niewystarczającą recyrkulacją zewnętrzną, zwiększenie stopnia recyrkulacji umożliwia jednak prawidłową pracę osadnika. W symulowanych warunkach pracy reaktorów biologicznych nie stwierdzono, aby wydłużanie wieku osadu powyżej wartości zapewniającej pełną nityfikację przekładało się na poprawę usuwania związków azotu. Zaobserwowano również negatywny wpływ wydłużania wieku osadu na skuteczność usuwania związków fosforu, szczególnie w wyższych temperaturach. Wyższa temperatura ścieków oraz dłuższy wiek osadu utrzymywany w układzie przekładają się bezpośrednio na wzrost kosztów napowietrzania, z uwagi na większy utleniony ładunek związków organicznych. Przy wieku osadu równym 30 d, wzrost temperatury z 10 °C do 25 °C skutkuje wzrostem kosztów napowietrzania pojedynczego ciągu ze 112 do 130 tys. zł/rok, a więc o około 16%. Z kolei w temperaturze ścieków równej 20 °C, wydłużenie wieku osadu z 15 d do 40 d powoduje wzrost kosztów napowietrzania jednego ciągu ze 109 do 129 tys. zł/rok, a więc o przeszło 18%.



Rys. 8.16. Stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji wieku osadu i temperatury – stan ustalony, układ „KB”



Rys. 8.17. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji wieku osadu i temperatury – stan ustalony, układ „KB”



Rys. 8.18. Koszty napowietrzania w funkcji wieku osadu i temperatury – stan ustalony, układ „KB”

W przypadku układu „KB” minimalny wiek osadu zapewniający pełną nityfikację w temperaturze ścieków 10 °C i 15 °C to 15 d, natomiast w temperaturze 20 °C i wyższych już wiek osadu 10 d zapewnia całkowite utlenienie azotu amonowego. Przy wieku osadu 40 d w temperaturze 10 °C i 15 °C wystąpiło przeciążenie osadnika wtórnego spowodowane niewystarczającą recyrkulacją zewnętrzną, ale zwiększenie stopnia recyrkulacji umożliwia prawidłową pracę osadnika. W symulowanych warunkach pracy bloków biologicznych nie stwierdzono, aby wydłużanie wieku osadu powyżej wartości zapewniającej pełną nityfikację przekładało się na poprawę usuwania związków azotu. Zaobserwowano również negatywny wpływ wydłużania wieku osadu (powyżej 15 d) oraz wzrostu temperatury na skuteczność usuwania związków fosforu. Wyższa temperatura ścieków oraz dłuższy wiek osadu utrzymywany w układzie przekładają się bezpośrednio na wzrost kosztów napowietrzania z uwagi na większy utleniony ładunek związków organicznych. Przy wieku osadu równym 30 d, wzrost temperatury z 10 °C do 25 °C skutkuje wzrostem kosztów napowietrzania pojedynczego ciągu ze 111 do 130 tys. zł/rok, a więc o około 17%. Z kolei w temperaturze ścieków równej 20 °C, wydłużenie wieku osadu z 15 d do 40 d powoduje wzrost kosztów napowietrzania jednego ciągu ze 108 do 129 tys. zł/rok, a więc o przeszło 19%.

Stwierdzono, że w tych samych warunkach prowadzenia procesu układ komór „KB” zapewnia o 0,5–1,0 g N/m<sup>3</sup> niższe stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych niż układ „KDR”.

#### 8.4.3. Stopień recyrkulacji zewnętrznej i wewnętrznej

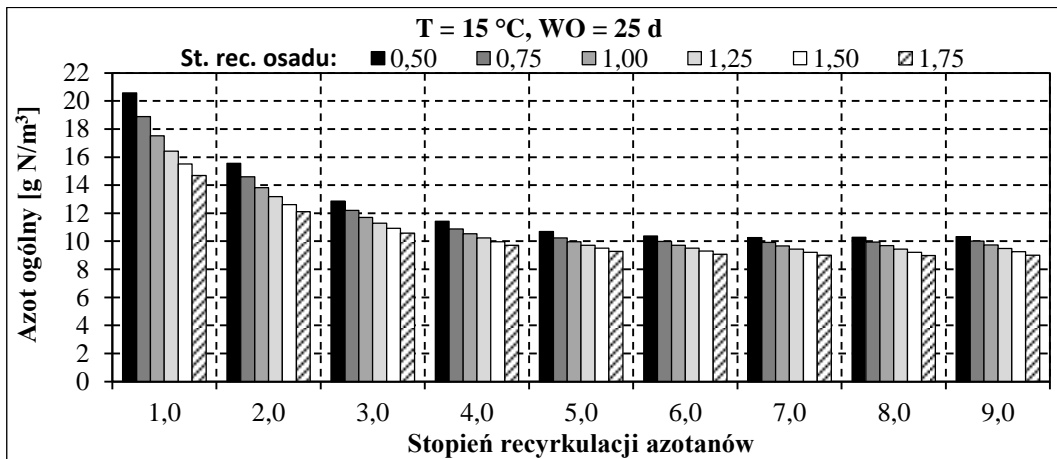
Wydajność recyrkulacji zewnętrznej (osadu) przekłada się na możliwość zawracania osadu z osadników wtórnych do komór biologicznych. Jest to jeden z czynników decydujących o przepustowości osadników wtórnych i ma również wpływ na efekty oczyszczania ścieków. Wydajność recyrkulacji wewnętrznej (azotanów), a dokładniej stopień recyrkulacji, jest kluczowym czynnikiem decydującym o efektywności usuwania azotu ze ścieków.

W celu wyznaczenia optymalnego zakresu wydajności recyrkulacji zewnętrznej i wewnętrznej przeprowadzono wstępne symulacje stanu ustalonego mające na celu określenie wpływu recyrkulacji osadu (w zakresie 6–21 tys. m<sup>3</sup>/d – stopień recyrkulacji 0,5–1,75) oraz recyrkulacji azotanów (w zakresie 12–108 tys. m<sup>3</sup>/d – stopień recyrkulacji 1,0–9,0) na efekty pracy reaktora biologicznego. Symulacje przeprowadzono dla obu układów „KDR” oraz „KB” w temperaturze

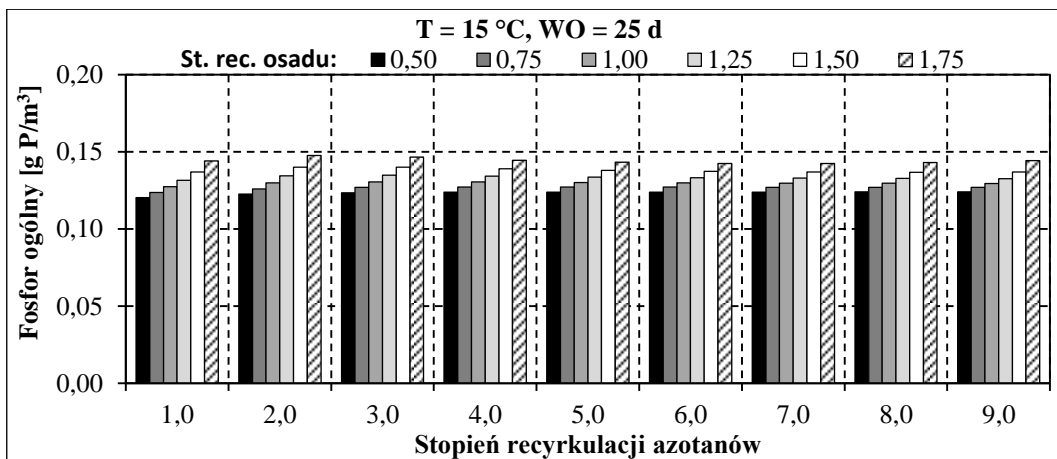
ścieków w reaktorze  $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ , wieku osadu  $WO = 25\text{ d}$ , i zadanych stężeniach tlenu w trzech częściach komory nityfikacji  $DO_{KN1} = 0,5\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ,  $DO_{KN2} = 1,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ,  $DO_{KN3} = 0,5\text{ g O}_2/\text{m}^3$ .

Wpływ stopnia recyrkulacji zewnętrznej i wewnętrznej na koszty oczyszczania ścieków jest niejednoznaczny. Zwiększenie stopnia recyrkulacji, o ile przekłada się na poprawę efektywności denitryfikacji, ogranicza koszty napowietrzania, gdyż większy ładunek związków organicznych utleniany jest za pomocą azotanów, ograniczając tym samym zapotrzebowanie na tlen. Z drugiej jednak strony większa wydajność pomp recyrkulacji i mieszadeł pompujących przekłada się na większe zużycie energii, a tym samym większe koszty związane z pompowaniem. Z uwagi na większą wysokość podnoszenia, koszty związane z pompowaniem są większe w przypadku recyrkulacji zewnętrznej.

Stężenia azotu i fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji wydajności recyrkulacji osadu oraz azotanów dla układu „KDR” pokazano odpowiednio na rysunkach 8.19. i 8.20., a dla układu „KB” na rysunkach 8.21. i 8.22.



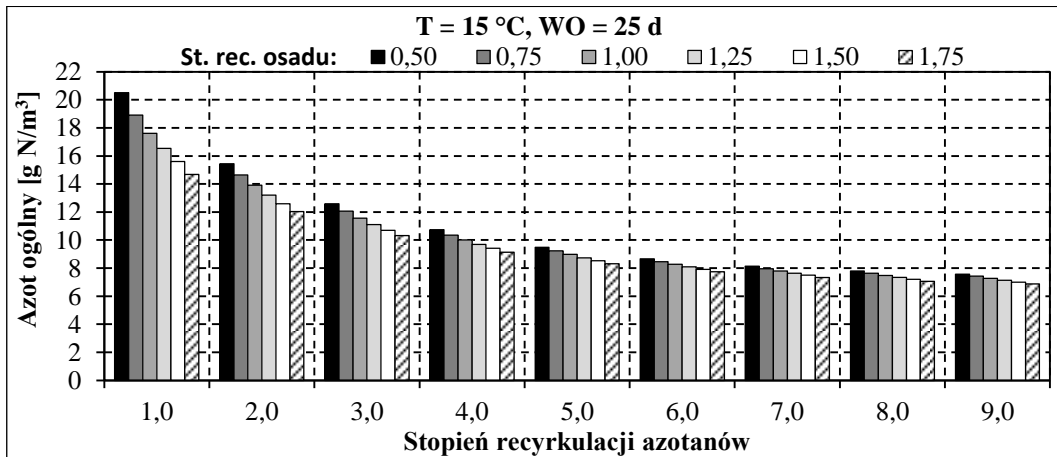
Rys. 8.19. Stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji stopnia recyrkulacji osadu i azotanów – stan ustalony, układ „KDR”



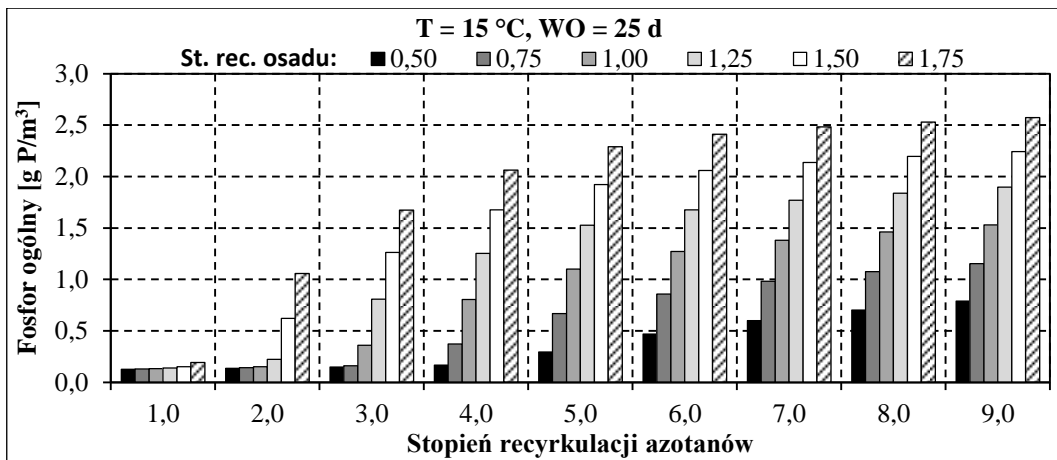
Rys. 8.20. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji stopnia recyrkulacji osadu i azotanów – stan ustalony, układ „KDR”

W przypadku układu „KDR” zwiększanie stopnia recyrkulacji wewnętrznej w zakresie 1,0–6,0 przekłada się na istotną poprawę skuteczności denitryfikacji i tym samym obniżenie stężenia azotu ogólnego w odpływie. Dalszy wzrost wydajności recyrkulacji wewnętrznej nie ma istotnego wpływu na usuwanie azotu ze ścieków. Wpływ większego stopnia recyrkulacji osadu

na wzrost efektywność denitryfikacji jest widoczny w całym zakresie badanych wartości, i jest tym bardziej wyraźny im niższy przyjęty stopień recykulacji azotanów. Dla stopnia recykulacji wewnętrznej 5,0, zwiększenie stopnia recykulacji zewnętrznej z 0,5 do 1,75 przekłada się na obniżenie stężenia azotu ogólnego w odpływie z  $10,7 \text{ g N/m}^3$  do  $9,3 \text{ g N/m}^3$ . Optymalny z uwagi na usuwanie azotu całkowity stopień recykulacji (suma recykulacji zewnętrznej i wewnętrznej) mieści się w zakresie 6,0–7,0. Stopień recykulacji wewnętrznej nie przekłada się na efektywność usuwania fosforu ze ścieków, natomiast wzrost stopnia recykulacji zewnętrznej w minimalnym stopniu pogarsza efekty biologicznej defosfatacji.



Rys. 8.21. Stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji stopnia recykulacji osadu i azotanów – stan ustalony, układ „KB”



Rys. 8.22. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji stopnia recykulacji osadu i azotanów – stan ustalony, układ „KB”

W przypadku układu „KB” zwiększanie stopnia recykulacji wewnętrznej w zakresie 1,0–8,0 przekłada się na istotną poprawę skuteczności denitryfikacji i tym samym obniżenie stężenia azotu ogólnego w odpływie. Dalszy wzrost wydajności recykulacji wewnętrznej nie ma istotnego wpływu na usuwanie azotu ze ścieków. Wpływ większego stopnia recykulacji osadu na wzrost efektywności denitryfikacji jest widoczny w całym zakresie badanych wartości, i jest tym bardziej wyraźny im niższy stopień recykulacji azotanów. Dla stopnia recykulacji wewnętrznej równego 5,0, zwiększenie stopnia recykulacji zewnętrznej z 0,5 do 1,75 przekłada się na obniżenie stężenia azotu ogólnego w odpływie z  $9,5 \text{ g N/m}^3$  do  $8,3 \text{ g N/m}^3$ . Optymalny z uwagi na usuwanie azotu całkowity stopień recykulacji (suma recykulacji zewnętrznej i wewnętrznej) mieści się w zakresie 7,5–8,5. Wzrost stopnia recykulacji zewnętrznej przekłada

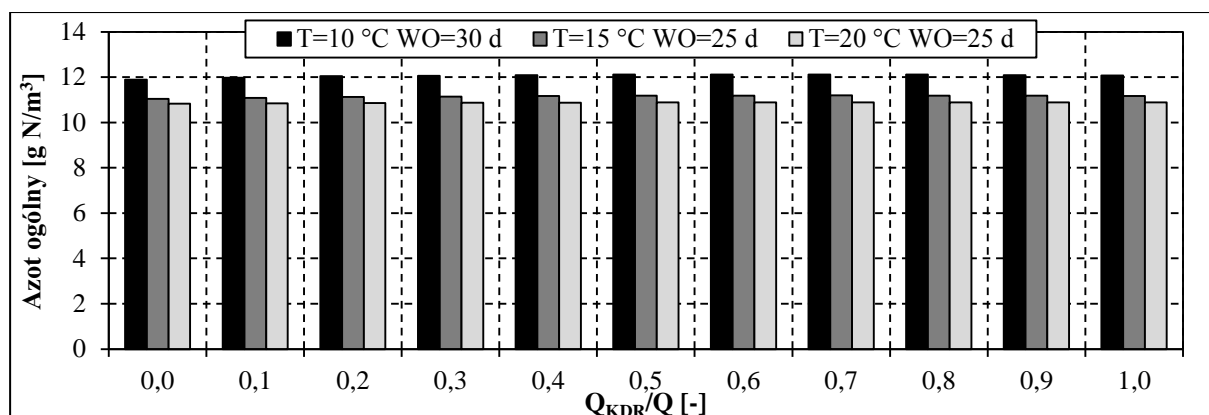
się na znaczące pogorszenie efektów biologicznej defosfatacji, co jest związane z większym ładunkiem azotanów trafiających do komory KDR (pełniącej funkcję komory beztlenowej) oraz znacznym skróceniem czasu przetrzymania w tej komorze. Zwiększanie stopnia recyrkulacji wewnętrznej również skutkuje pogorszeniem efektywności usuwania fosforu ze ścieków.

W dalszych symulacjach przyjęto maksymalną wydajność recyrkulacji wewnętrznej zgodną z wydajnością aktualnie zainstalowanych mieszadeł pompujących (46 tys. m<sup>3</sup>/d na ciąg) oraz stałą wydajność recyrkulacji zewnętrznej (9 tys. m<sup>3</sup>/d na ciąg), odpowiadającą średniemu stopniowi recyrkulacji równemu 0,75 – wartość zbliżona do rzeczywistego stopnia recyrkulacji zewnętrznej w okresie stabilnej pracy w 2013 roku.

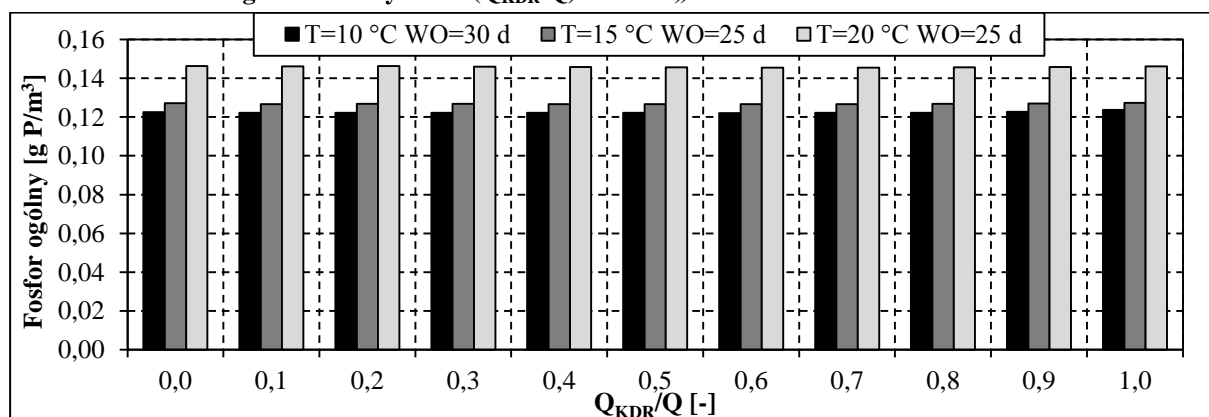
#### 8.4.4. Rozdział ścieków pomiędzy komory KDR i KB

Układ starych reaktorów biologicznych WOŚ umożliwia kierowanie ścieków mechanicznie oczyszczonych do komory KDR lub KB, niezależnie od przyjętego aktualnie schematu technologicznego (por. rys. 8.1.).

Przeprowadzono symulacje wpływu rozdziału ścieków mechanicznie oczyszczonych pomiędzy komory KDR i KB na efekty pracy układu osadu czynnego dla trzech wariantów temperatur i wieku osadu: T = 10 °C i WO = 30 d, T = 15 °C i WO = 25 d oraz T = 20 °C i WO = 25 d. Stężenia azotu i fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji udziału strumienia ścieków kierowanego do komory KDR (w zakresie  $Q_{KDR}/Q$  od 0,0 do 1,0) dla układów „KDR” oraz „KB” pokazano odpowiednio na rysunkach 8.23. i 8.24. oraz 8.25. i 8.26.

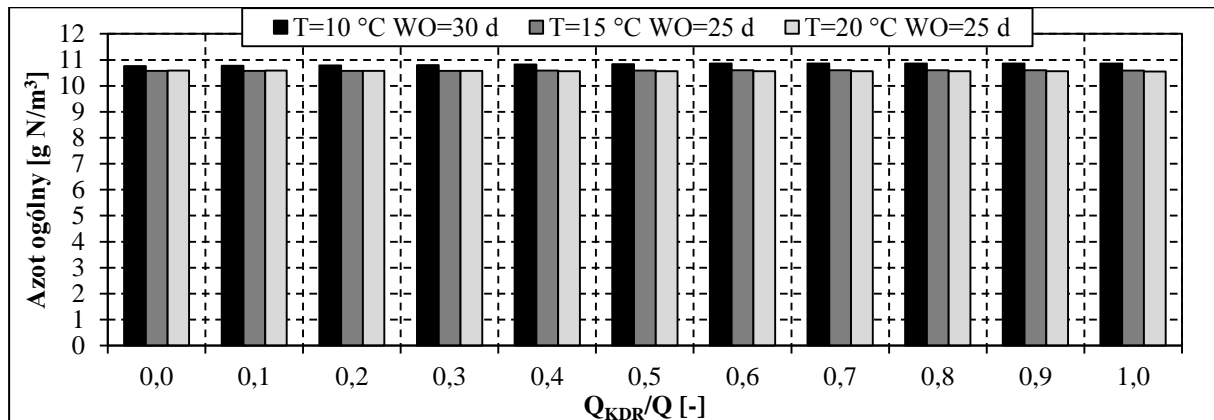


Rys. 8.23. Stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji udziału strumienia ścieków kierowanego do komory KDR ( $Q_{KDR}/Q$ ) – układ „KDR”

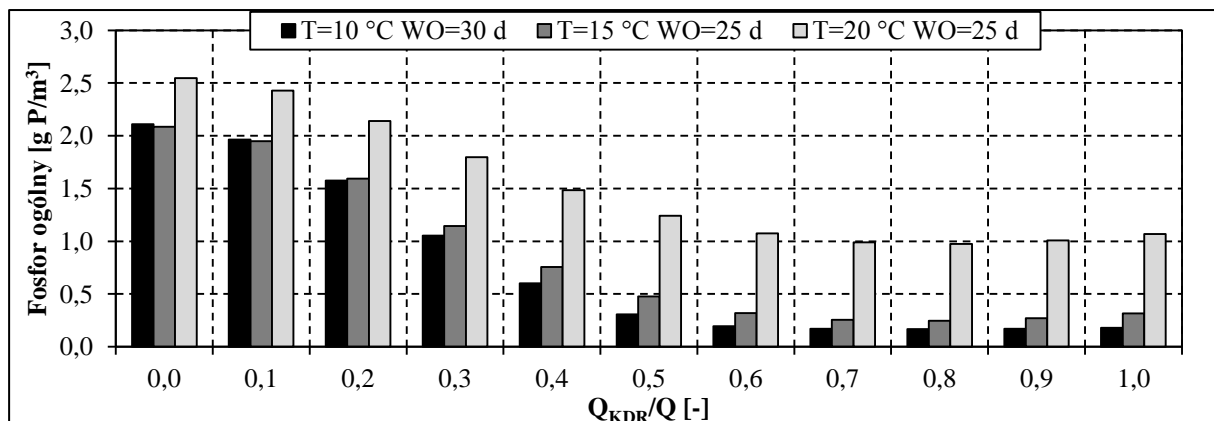


Rys. 8.24. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji udziału strumienia ścieków kierowanego do komory KDR ( $Q_{KDR}/Q$ ) – układ „KDR”

W przypadku układu „KDR” ścieki mechanicznie oczyszczone domyślnie kierowane są w całości do komory KB ( $Q_{KDR}/Q = 0,0$ ). Przekierowanie części ścieków do komory KDR przekłada się na nieznaczne pogorszenie usuwania azotu ogólnego ( $\sim 0,2 \text{ g N/m}^3$ ), nie ma natomiast wpływu na usuwanie fosforu ogólnego oraz koszty napowietrzania (nie pokazano).



Rys. 8.25. Stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji udziału strumienia ścieków kierowanego do komory KDR ( $Q_{KDR}/Q$ ) – układ „KB”



Rys. 8.26. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji udziału strumienia ścieków kierowanego do komory KDR ( $Q_{KDR}/Q$ ) – układ „KB”

W przypadku układu „KB” ścieki mechanicznie oczyszczone domyślnie kierowane są w całości do komory KDR ( $Q_{KDR}/Q = 1,0$ ). Przekierowanie 10–30% ścieków do komory KB nie przekłada się istotnie na efekty usuwania azotu i fosforu, natomiast dalsze zwiększanie udziału strumienia ścieków kierowanego do komory KB negatywnie wpływa na skuteczność biologicznej defosfatacji, skutkując podwyższonymi stężeniami fosforu ogólnego w odpływie. Rozdział ścieków nie ma istotnego wpływu na usuwanie azotu ogólnego oraz koszty napowietrzania.

W dalszych symulacjach przyjęto domyślny rozdział ścieków dla układów „KDR” i „KB”.

#### 8.4.5. Podsumowanie

Na podstawie przeprowadzonych symulacji wstępnych dobrano optymalne wartości nastaw wybranych zmiennych procesowych oraz zakres wartości parametrów testowanych w badaniach symulacyjnych algorytmów sterowania napowietrzaniem.

Ustalono, że optymalne, z uwagi na proces denitryfikacji, zadane stężenie azotu azotanowego na końcu strefy denitryfikacji dla obu układów komór wynosi  $1,5 \text{ g N/m}^3$ . Ponadto stwierdzono, że

w przypadku układu „KDR” czynnikiem limitującym denitryfikację jest głównie niewystarczająca pojemność komór denitryfikacji oraz w mniejszym stopniu ograniczona wydajność recyrkulacji wewnętrznej, natomiast w przypadku układu „KB” czynnikiem limitującym jest niewystarczająca wydajność recyrkulacji wewnętrznej. Jednym z priorytetów w trakcie testów algorytmów sterowania będzie określenie możliwości zwiększenia potencjału denitryfikacyjnego układu, w wyniku stworzenia warunków sprzyjających symultanicznej denitryfikacji w komorach tlenowych poprzez odpowiednie nastawy stężenia tlenu rozpuszczonego.

Badania wstępne nie potwierdziły korzystnego wpływu wydłużania wieku osadu na efekty biologicznej denitryfikacji. Hipoteza ta zostanie poddana dalszej weryfikacji w ramach testów algorytmów sterowania przy różnych wartościach wieku osadu w typowym dla WOŚ zakresie temperatur ścieków od 10–20 °C. Stwierdzono również, że w tych samych warunkach prowadzenia procesu układ komór „KB” pozwala na uzyskanie o 0,5–1,0 g N/m<sup>3</sup> niższych stężeń azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w porównaniu do układu „KDR”.

Stwierdzono, że optymalny z uwagi na usuwanie azotu całkowity stopień recyrkulacji (suma recyrkulacji zewnętrznej i wewnętrznej) w przypadku układu „KDR” mieści się w zakresie 6,0–7,0, natomiast dla układu „KB” w zakresie 7,5–8,5.

Najlepsze efekty oczyszczania ścieków uzyskano przy domyślnym rozdziale ścieków mechanicznie oczyszczonych pomiędzy komory KDR i KB, tj. dla układu „KDR” cały strumień ścieków powinien być doprowadzany do komory KB, natomiast dla układu „KB” optymalne jest kierowanie całego strumienia ścieków do komory KDR.

## 8.5. Badania algorytmów sterowania napowietrzaniem

Badania symulacyjne algorytmów sterowania systemem napowietrzania, prowadzone na skalibrowanym modelu miały na celu określenie wpływu wybranych strategii sterowania na efekty działania układu osadu czynnego oraz zużycie energii i koszty jej zakupu.

Testom symulacyjnym poddano trzy algorytmy sterowania napowietrzaniem:

1. regulację stałowartościową,
2. regulację okresową o stałym czasie trwania faz,
3. regulację zmiennowartościową w funkcji stężenia azotu amonowego w komorze tlenowej.

Wszystkie badania symulacyjne przeprowadzono dla obu układów – „KDR” i „KB”, dla charakterystycznych temperatur ścieków w komorach osadu czynnego – 10 °C, 15 °C i 20 °C, przy wartościach wieku osadu w zakresie 15–35 d.

Analiza uzyskanych wyników symulacji oparta była o ocenę efektów działania układu osadu czynnego oraz zużycia energii i kosztów jej zakupu. Efekty działania układu osadu czynnego oceniano głównie na podstawie skuteczności oczyszczania ścieków, ale również ładunku frakcji organicznej osadu kierowanego do przeróbki osadów. W ocenie skuteczności oczyszczania ścieków wzięto pod uwagę głównie stężenia azotu ogólnego i fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych, gdyż pozostałe wskaźniki zanieczyszczeń były niewrażliwe na zmiany badanych

parametrów i znacznie poniżej wartości limitowanych dla ścieków wprowadzanych do wód. Typowe wartości BZT<sub>5</sub> i ChZT w ściekach oczyszczonych oscylowały wokół odpowiednio 1,5 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> i 30 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>, natomiast stężenie zawiesin ogólnych wynosiło około 2,0 g sm/m<sup>3</sup>. Przy danej taryfie energetycznej zużycie energii oraz koszty jej zakupu są ze sobą skorelowane, dlatego przy analizie algorytmów sterowania skupiono się na kosztach napowietrzania, będących wypadkową zużycia energii na napowietrzanie i przyjętej taryfy energetycznej.

Badania symulacyjne dotyczyły optymalizacji pracy systemu napowietrzania bloków biologicznych pod kątem minimalizacji kosztów napowietrzania, jednak bez istotnego pogorszenia jakości odpływu, a w szczególności bez przekroczenia wartości limitowanych w ściekach oczyszczonych. Z uwagi na powyższe, jak również występujące w trakcie eksploatacji problemy z utrzymaniem wymaganej jakości odpływu ze starych reaktorów WOŚ (głównie w zakresie azotu ogólnego), w analizie algorytmów sterowania preferowano warianty zapewniające wymaganą jakość ścieków oczyszczonych. Z oczywistych względów z dalszej analizy wykluczano warianty, w których dochodziło do załamania procesu nityfikacji, choć z uwagi na znacznie mniejsze zapotrzebowanie na tlen (brak utleniania azotu amonowego) charakteryzowały się one zdecydowanie najniższymi kosztami.

Uzyskane wyniki posłużyły do wyboru optymalnych wartości parametrów procesowych dla każdego z trzech wybranych algorytmów sterowania. Porównanie ze sobą optymalnych wariantów alternatywnych algorytmów sterowania, wraz z analizą jakościową innych, istotnych cech testowanych rozwiązań, takich jak elastyczność oraz koszty wdrożenia i eksploatacji, umożliwiło wybór algorytmu optymalnego, który został zaproponowany do wdrożenia na WOŚ.

### **8.5.1. Regulacja stałowartościowa**

W algorytmie regulacji stałowartościowej (opisanym w pkt. 2.6.1.1), który jest algorytmem aktualnie stosowanym na WOŚ, wartość zadana stężenia tlenu rozpuszczonego w komorach napowietrzanych jest stała w czasie.

W ramach badań symulacyjnych regulacji stałowartościowej przeprowadzono testy dla układów „KDR” i „KB”, w trzech charakterystycznych temperaturach ścieków w komorach osadu czynnego – 10 °C, 15 °C i 20 °C, dla wieku osadu w zakresie 15–35 d oraz stężenia tlenu w zakresie 0,0–2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>, zadawanego niezależnie w trzech częściach komory nityfikacji.

Z uwagi na szybkość obliczeń (czas trwania symulacji), badania dla każdego układu przeprowadzono w dwóch etapach. W pierwszym porównywano wyniki symulacji stanu ustalonego w szerokim zakresie wieku osadu i zadanych stężeń tlenu rozpuszczonego w komorach napowietrzanych. Za stan ustalony przyjmowano wysymulowany stan układu po 500 dobach jego pracy przy stałym natężeniu dopływu i składzie ścieków mechanicznie oczyszczonych. Na podstawie uzyskanych wyników zawężono zakres analizowanych wartości wieku osadu i zadanych stężeń tlenu w etapie drugim, w którym porównywano wyniki symulacji dynamicznych. Prowadzono symulację 28 dób pracy układu (startując ze stanu ustalonego), przy zmiennym natężeniu dopływu i składzie ścieków mechanicznie oczyszczonych. Do oceny przyjmowano przebiegi czasowe z ostatnich 7 dób symulacji.

## 8.5.1.1. Układ „KDR”

W ramach badań symulacyjnych regulacji stałowartościowej przeprowadzono symulacje stanu ustalonego pracy układu „KDR” dla trzech temperatur ścieków w komorach osadu czynnego i wybranych, na podstawie symulacji wstępnych, wartości wieku osadu:

- a)  $T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = \{25, 30, 35\}$  d,
- b)  $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = \{15, 20, 25, 30\}$  d,
- c)  $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = \{15, 20, 25, 30\}$  d,

oraz zadanych wartości stężenia tlenu w trzech częściach komory nityfikacji, zmienianych niezależnie w zakresie  $0,0\text{--}2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$  co  $0,5\text{ g O}_2/\text{m}^3$ .

Wyniki symulacji stanu ustalonego (zamieszczone w załączniku 3.) wykazały, że z uwagi na efektywność usuwania azotu i jakość ścieków oczyszczonych konieczna jest eksploatacja układu przy stosunkowo długich wiekach osadu oraz niskich stężeniach tlenu rozpuszczonego. Na tej podstawie, na potrzeby symulacji dynamicznych pracy układu „KDR”, zdecydowano o zawężeniu weryfikowanych zakresów wieku osadu do zestawionych powyżej **wartości wyróżnionych pogrubioną czcionką**, natomiast wartości stężenia tlenu ograniczono do zakresu  $0,0\text{--}1,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$  co  $0,5\text{ g O}_2/\text{m}^3$ .

Z uwagi na objętość pracy, szczegółowe wyniki symulacji dynamicznych, obejmujące średnie stężenia azotu i fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych oraz roczne koszty napowietrzania pojedynczego ciągu w funkcji zadanego stężenia tlenu w trzech częściach komory nityfikacji ( $DO_{KN1}$ ,  $DO_{KN2}$ ,  $DO_{KN3}$ ) dla różnych wariantów temperatury i wieku osadu zestawiono w załączniku 4.

Porównanie optymalnych wariantów promujących symultaniczną denitryfikację (zmiennie nastawy stężenia tlenu na długości komory KN) do wariantów referencyjnych (stałe nastawy stężenia tlenu na długości komory KN) przy typowych projektowych stężeniach tlenu rozpuszczonego ( $1,5$  i  $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ), jak również obniżonych stężeniach tlenu ( $0,5$  i  $1,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ), zestawiono w tabelach 8.4., 8.5. i 8.6., odpowiednio dla temperatur  $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $15\text{ }^{\circ}\text{C}$  i  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

W testowanym zakresie temperatur, wieku osadu i stężeń tlenu oczyszczalnia spełnia wymogi dotyczące normowanych parametrów ścieków oczyszczonych, poza stężeniem azotu ogólnego. W niskiej temperaturze i przy krótkim wieku osadu, w przypadku wariantów charakteryzujących się niskimi zadanymi stężeniami tlenu rozpuszczonego, obserwowano również załamanie procesu nityfikacji.

W przypadku wszystkich temperatur stwierdzono, że eksploatacja układu przy dłuższym wieku osadu (w testowanym zakresie) przekłada się na poprawę skuteczności usuwania azotu ze ścieków, przy czym poprawa jest bardziej znacząca w przypadku wariantów optymalnych niż referencyjnych. Obserwowany efekt związany jest z tym, że przy dłuższym wieku osadu w komorach osadu czynnego utleniający jest większy ładunek związków organicznych, przy czym w przypadku zapewnienia warunków promujących symultaniczną denitryfikację, bakterie utleniają związki organiczne z wykorzystaniem azotanów a nie tlenu, co skutkuje poprawą usuwania azotu ze ścieków. Większy ładunek związków organicznych utlenianych w komorach

osadu czynnego oznacza, niestety mniejszy ładunek związków organicznych kierowanych do ciągu gospodarki osadowej i potencjalnie mniejszą produkcję gazu fermentacyjnego.

Dla temperatury w reaktorze  $T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$  (tabela 8.4.) średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariacie referencyjnym ( $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) wynosi  $13,5\text{--}13,8\text{ g N}/\text{m}^3$ , natomiast w wariantach optymalnych od  $\sim 12,2\text{ g N}/\text{m}^3$  (dla  $\text{WO} = 30\text{ d}$ ) do  $11,1\text{ g N}/\text{m}^3$  (dla  $\text{WO} = 35\text{ d}$ ). Również koszty napowietrzania pojedynczego ciągu są istotnie niższe w wariantach optymalnych i wynoszą  $124\text{--}129\text{ tys. zł}/\text{rok}$ , natomiast w wariacie referencyjnym ( $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ )  $148\text{--}150\text{ tys. zł}/\text{rok}$ . Wydłużenie wieku osadu z 30 do 35 dób skutkuje ograniczeniem ładunku osadu nadmiernego kierowanego do przeróbki osadów z  $1890\text{ kg smo}/\text{d}$  do  $1824\text{ kg smo}/\text{d}$ , a tym samym potencjalnie mniejszą produkcją gazu fermentacyjnego.

Tabela 8.4. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KDR”, symulacje dynamiczne,  $T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$

Wariant	DO zadane [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadmiernego	
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		[kg sm/d]	[kg smo/d]
<b>WO = 30 d</b>									
Optymalny	0,5	1,0	0,5	2,0	12,6	0,1	126	2611	1890
	1,0	0,0	0,5	1,1	12,2	0,1	128	2611	1890
	1,0	0,5	0,5	1,1	12,2	0,1	128	2611	1890
	1,0	1,0	0,5	0,7	12,2	0,1	129	2611	1890
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	3,6	13,4	0,1	123	2610	1889
	1,0	1,0	1,0	0,4	12,6	0,1	133	2611	1890
	1,5	1,5	1,5	0,1	13,3	0,1	140	2611	1890
	2,0	2,0	2,0	0,1	13,8	0,1	148	2611	1890
<b>WO = 35 d</b>									
Optymalny	0,5	1,0	0,5	0,5	11,6	0,1	129	2550	1824
	1,0	0,5	0,0	2,2	11,4	0,1	124	2550	1824
	1,0	1,0	0,0	1,0	11,1	0,1	127	2550	1824
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,9	11,5	0,1	128	2550	1824
	1,0	1,0	1,0	0,1	12,3	0,1	134	2550	1824
	1,5	1,5	1,5	0,1	13,0	0,1	142	2550	1824
	2,0	2,0	2,0	0,0	13,5	0,1	150	2550	1824

Dla temperatury w reaktorze  $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$  (tabela 8.5.) średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariacie referencyjnym ( $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) wynosi  $12,9\text{--}13,5\text{ g N}/\text{m}^3$ , natomiast w wariantach optymalnych od  $\sim 12\text{ g N}/\text{m}^3$  (dla  $\text{WO} = 20\text{ d}$ ) do  $10,8\text{ g N}/\text{m}^3$  (dla  $\text{WO} = 25\text{ d}$ ), a nawet  $10,1\text{ g N}/\text{m}^3$  (dla  $\text{WO} = 30\text{ d}$ ). Również koszty napowietrzania pojedynczego ciągu są istotnie niższe w wariantach optymalnych i wynoszą  $119\text{--}130\text{ tys. zł}/\text{rok}$ , natomiast w wariacie referencyjnym ( $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ )  $145\text{--}156\text{ tys. zł}/\text{rok}$ . Wydłużenie wieku osadu z 20 do 30 dób skutkuje ograniczeniem ładunku osadu nadmiernego kierowanego do przeróbki osadów z  $1915\text{ kg smo}/\text{d}$  do  $1748\text{ kg smo}/\text{d}$ , a tym samym potencjalnie mniejszą produkcją gazu fermentacyjnego.

Tabela 8.5. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KDR”, symulacje dynamiczne, T = 15 °C

Wariant	DO zadane [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadmiernego	
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		[kg sm/d]	[kg smo/d]
<b>WO = 20 d</b>									
Optymalny	1,0	0,0	0,5	0,7	12,0	0,1	125	2635	1915
	1,0	0,5	0,5	0,7	12,0	0,1	125	2635	1915
	1,0	1,0	0,0	2,3	12,0	0,1	119	2635	1916
	1,0	1,0	0,5	0,5	12,0	0,1	126	2634	1915
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	2,3	12,5	0,1	120	2634	1915
	1,0	1,0	1,0	0,2	12,4	0,1	129	2634	1915
	1,5	1,5	1,5	0,1	13,1	0,1	137	2634	1915
	2,0	2,0	2,0	0,1	13,5	0,1	145	2634	1915
<b>WO = 25 d</b>									
Optymalny	0,5	1,0	0,0	1,4	10,9	0,1	120	2550	1822
	1,0	0,0	0,0	1,3	10,8	0,1	124	2549	1822
	1,0	0,5	0,0	0,8	10,8	0,1	125	2549	1822
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,4	11,1	0,1	124	2549	1821
	1,0	1,0	1,0	0,1	12,1	0,1	132	2548	1820
	1,5	1,5	1,5	0,0	12,7	0,1	141	2547	1820
	2,0	2,0	2,0	0,0	13,2	0,1	151	2547	1819
<b>WO = 30 d</b>									
Optymalny	0,5	0,0	0,5	0,3	10,5	0,1	128	2483	1748
	0,5	0,5	0,0	0,9	10,1	0,1	121	2484	1749
	0,5	1,0	0,0	0,3	10,4	0,1	126	2483	1748
	1,0	0,0	0,0	0,5	10,5	0,1	130	2483	1748
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,1	10,8	0,1	127	2483	1748
	1,0	1,0	1,0	0,0	12,0	0,1	136	2482	1747
	1,5	1,5	1,5	0,0	12,6	0,1	146	2482	1746
	2,0	2,0	2,0	0,0	12,9	0,1	156	2481	1746

Dla temperatury w reaktorze T = 20 °C (tabela 8.6.) średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariantcie referencyjnym (2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>) wynosi 12,8 g N/m<sup>3</sup>, natomiast w wariantach optymalnych od ~10,0 g N/m<sup>3</sup> (dla WO = 20 d) do 9,5 g N/m<sup>3</sup> (dla WO = 25 d), a nawet 9,0 g N/m<sup>3</sup> (dla WO = 30 d). Również koszty napowietrzania pojedynczego ciągu są istotnie niższe w wariantach optymalnych i wynoszą 119–130 tys. zł/rok, natomiast w wariantcie referencyjnym (2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>) 157–171 tys. zł/rok. Wydłużenie wieku osadu z 20 do 30 dób skutkuje ograniczeniem ładunku osadu nadmiernego kierowanego do przeróbki osadów z 1775 kg smo/d do 1620 kg smo/d, a tym samym potencjalnie mniejszą produkcją gazu fermentacyjnego.

Tabela 8.6. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KDR”, symulacje dynamiczne, T = 20 °C

Wariant	DO zadane [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadmiernego	
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		[kg sm/d]	[kg smo/d]
<b>WO = 20 d</b>									
Optymalny	0,0	1,0	0,0	1,9	10,3	0,1	122	2509	1775
	0,5	0,0	0,5	0,2	10,5	0,1	124	2506	1772
	0,5	0,5	0,0	0,7	10,0	0,1	119	2507	1774
	0,5	1,0	0,0	0,2	10,5	0,1	123	2506	1773
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,1	10,8	0,1	123	2505	1772
	1,0	1,0	1,0	0,0	11,9	0,1	134	2504	1770
	1,5	1,5	1,5	0,0	12,5	0,1	145	2503	1770
	2,0	2,0	2,0	0,0	12,8	0,1	157	2503	1769
<b>WO = 25 d</b>									
Optymalny	0,0	0,5	0,0	1,6	9,5	0,1	124	2429	1688
	0,5	0,0	0,0	1,7	9,5	0,1	120	2429	1688
	0,5	0,0	0,5	0,1	10,2	0,1	128	2426	1685
	0,5	0,5	0,0	0,1	10,0	0,1	125	2426	1685
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,0	10,7	0,1	127	2425	1684
	1,0	1,0	1,0	0,0	11,9	0,1	140	2424	1682
	1,5	1,5	1,5	0,0	12,4	0,1	152	2423	1682
	2,0	2,0	2,0	0,0	12,7	0,1	165	2423	1682
<b>WO = 30 d</b>									
Optymalny	0,0	0,5	0,0	0,5	8,8	0,2	130	2368	1620
	0,5	0,0	0,0	0,9	8,9	0,1	124	2368	1621
	0,5	0,0	0,5	0,1	10,0	0,2	130	2365	1618
	0,5	0,5	0,0	0,1	10,3	0,2	129	2365	1618
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,0	10,7	0,2	131	2364	1617
	1,0	1,0	1,0	0,0	11,8	0,2	144	2364	1616
	1,5	1,5	1,5	0,0	12,4	0,2	158	2363	1616
	2,0	2,0	2,0	0,0	12,7	0,2	171	2363	1615

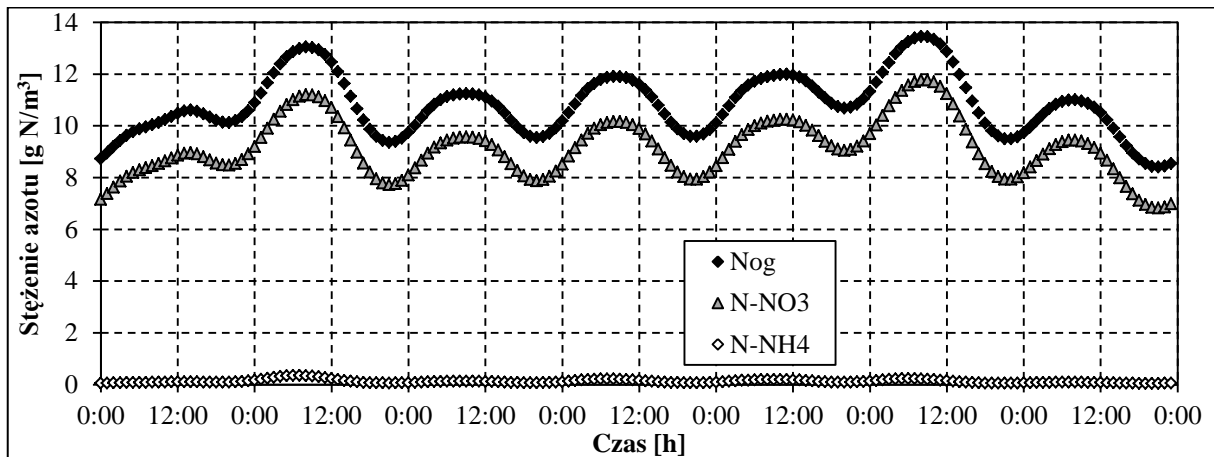
Porównanie wariantów referencyjnych pokazuje, że obniżenie zadanego stężenia tlenu z typowej wartości projektowej 2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> do 1,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> skutkuje obniżeniem stężenia azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych o ~1 g N/m<sup>3</sup> (poprawa o ~8%), przy jednoczesnym obniżeniu kosztów napowietrzania o 10–15%. Wariant referencyjny z nastawą 0,5 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> pozwala na obniżenie stężenia azotu ogólnego o ~2 g N/m<sup>3</sup>, przy kosztach napowietrzania niższych o 15–20% niż w wariantcie 2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>.

Warianty optymalne, w porównaniu do wariantu referencyjnego 2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>, pozwalają obniżyć stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych o 2,4–3,9 g N/m<sup>3</sup> (poprawa o ~18–30%) w zależności od temperatury, przy kosztach napowietrzania mniejszych o 18–27%, przy czym większy potencjał optymalizacji dostępny jest w wyższej temperaturze.

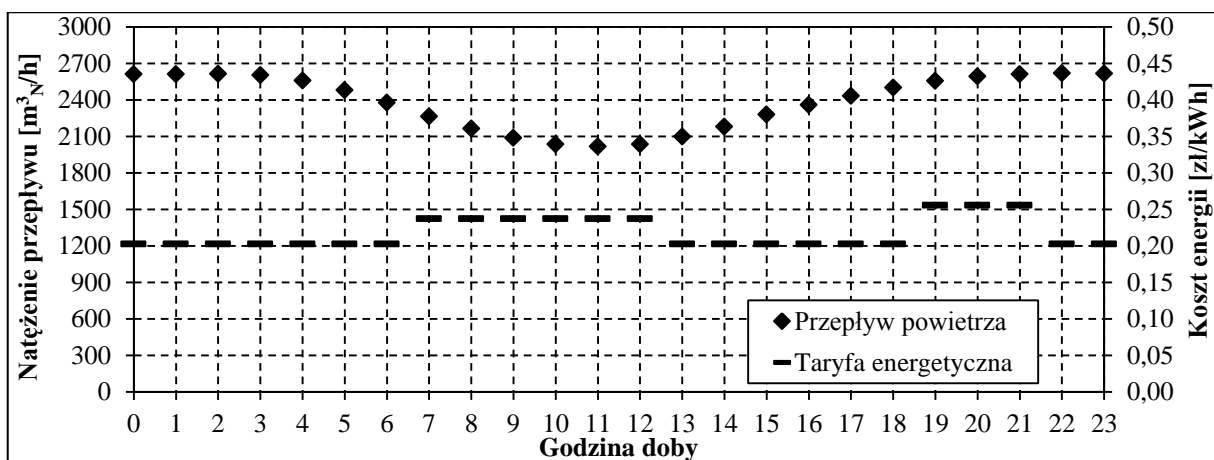
Biorąc pod uwagę zaobserwowany pozytywny wpływ wydłużania wieku osadu na efektywność procesu denitryfikacji, zasadne wydaje się eksploataowanie oczyszczalni przy wieku osadu rzędu 30–35 dób, tym bardziej, że nie przekłada się to na istotny wzrost kosztów napowietrzania (w wariantach optymalnych), choć skutkuje obniżoną produkcją osadu nadmiernego.

Przedstawione powyżej porównanie analizowanych wariantów bazowało na średnich wartościach wyników dynamicznych symulacji modelowego tygodnia pracy oczyszczalni. Poniżej przedstawiono wybrane dane obrazujące dynamiczne zachowanie układu dla przykładowego wariantu pracy oczyszczalni ( $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $\text{WO} = 30\text{ d}$ ,  $\text{DO} = 0,5\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ).

Uzyskane na podstawie symulacji stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w przedstawionym wariantcie zmieniało się zarówno w cyklu godzinowym, jak i dobowym (rysunek 8.27.), przy czym średnie godzinowe stężenie azotu ogólnego zmieniało się w zakresie około  $8,5\text{--}13,5\text{ g N/m}^3$ , przy średnim stężeniu w analizowanym okresie na poziomie  $10,8\text{ g N/m}^3$ . Obserwowana duża zmienność stężenia azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych wynika głównie z istotnej zmienności natężenia dopływu i składu ścieków mechanicznie oczyszczonych (por. pkt. 8.3.2.)

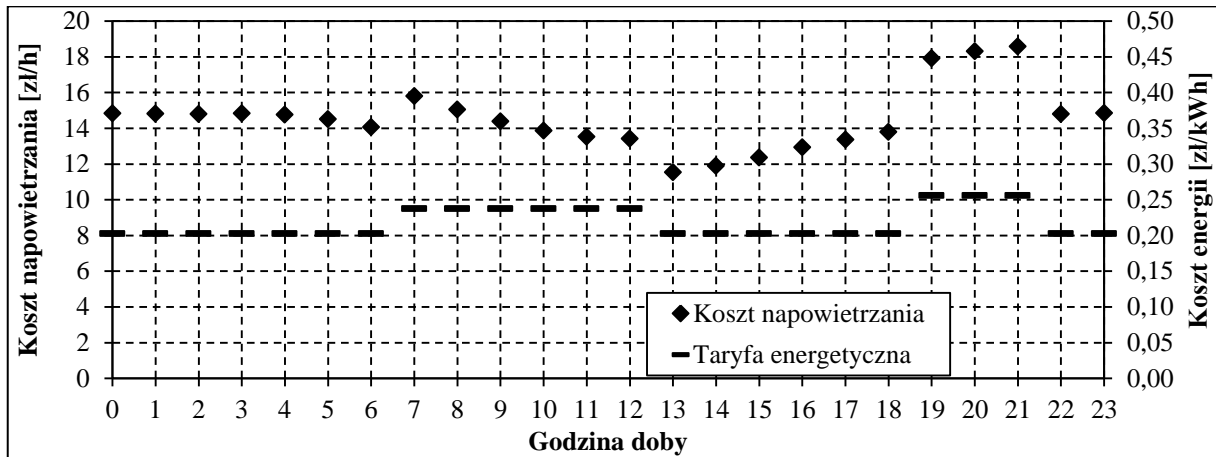


Rys. 8.27. Zmienność stężeń frakcji azotu w ściekach oczyszczonych w modelowym tygodniu (układ „KDR”,  $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $\text{WO} = 30\text{ d}$ , wariant referencyjny  $0,5\text{ g O}_2/\text{m}^3$ )



Rys. 8.28. Uśredniona zmienność godzinowa natężenia przepływu powietrza dla jednego ciągu (układ „KDR”,  $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $\text{WO} = 30\text{ d}$ , wariant referencyjny  $0,5\text{ g O}_2/\text{m}^3$ )

Minimalne uśrednione godzinowe natężenie przepływu powietrza (84% średniej dobowej), a więc również minimalne zużycie energii, przypada na szczyt przedpołudniowy, gdy cena energii jest wyższa (rys. 8.28.). W szczycie popołudniowym uśrednione godzinowe natężenie przepływu powietrza jest wysokie i stanowi 109% średniej dobowej. Skutkuje to relatywnie niskimi kosztami napowietrzania w szczycie przedpołudniowym (porównywalnymi z okresem poza szczytami) i najwyższymi kosztami w szczycie popołudniowym (rys. 8.29.).



Rys. 8.29. Uśredniona zmienność godzinowa kosztów napowietrzania jednego ciągu (układ „KDR”,  $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = 30$  d, wariant referencyjny  $0,5\text{ g O}_2/\text{m}^3$ )

#### 8.5.1.2. Układ „KB”

W ramach badań symulacyjnych regulacji stałowartościowej przeprowadzono symulacje stanu ustalonego pracy układu „KB” dla trzech temperatur ścieków w komorach osadu czynnego i wybranych, na podstawie symulacji wstępnych, wartości wieku osadu:

- $T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = \{25, 30\}$  d,
- $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = \{15, 20, 25, 30\}$  d,
- $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = \{15, 20, 25, 30\}$  d,

oraz zadanych wartości stężenia tlenu w trzech częściach komory nityfikacji zmienianych niezależnie w zakresie  $0,0\text{--}2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$  co  $0,5\text{ g O}_2/\text{m}^3$ .

Wyniki symulacji stanu ustalonego (zamieszczone w załączniku 5.) wykazały, że z uwagi na efektywność usuwania azotu i jakość ścieków oczyszczonych konieczna jest eksploatacja układu przy stosunkowo długich wiekach osadu oraz niskich stężeniach tlenu rozpuszczonego. Na tej podstawie, na potrzeby symulacji dynamicznych pracy układu „KB”, zdecydowano o zawężeniu weryfikowanych zakresów wieku osadu do zestawionych powyżej **wartości wyróżnionych pogrubioną czcionką**, natomiast wartości stężenia tlenu ograniczono do zakresu  $0,0\text{--}1,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$  co  $0,5\text{ g O}_2/\text{m}^3$ .

Z uwagi na objętość pracy, szczegółowe symulacje obejmujące średnie stężenia azotu i fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych oraz roczne koszty napowietrzania pojedynczego ciągu w funkcji zadanego stężenia tlenu w trzech częściach komory nityfikacji ( $DO_{KN1}$ ,  $DO_{KN2}$ ,  $DO_{KN3}$ ) dla różnych wariantów temperatury i wieku osadu zestawiono w załączniku 6.

Porównanie optymalnych wariantów promujących simultaniczną denitryfikację (zmiennie nastawy stężenia tlenu na długości komory KN) do wariantów referencyjnych (stałe nastawy

stężenia tlenu na długości komory KN) przy typowych projektowych stężeniach tlenu ( $1,5$  i  $2,0$  g  $O_2/m^3$ ), jak również obniżonych stężeniach tlenu ( $0,5$  i  $1,0$  g  $O_2/m^3$ ) zestawiono w tabelach 8.7., 8.8. i 8.9., odpowiednio dla temperatur  $10$  °C,  $15$  °C i  $20$  °C.

W testowanym zakresie temperatury, wieku osadu i stężenia tlenu oczyszczalnia spełnia wymogi dotyczące normowanych parametrów ścieków oczyszczonych w zakresie BZT<sub>5</sub>, ChZT i zawiesiny ogólnej, a wybranych wariantach optymalnych również w zakresie stężenia azotu i fosforu ogólnego. W niskiej temperaturze i przy krótkim wieku osadu w przypadku wariantów charakteryzujących się niskimi zadanymi stężeniami tlenu obserwowano załamanie nityfikacji.

W przypadku wszystkich temperatur stwierdzono, że eksploatacja układu przy dłuższym wieku osadu (w testowanym zakresie) przekłada się na poprawę skuteczności usuwania azotu ze ścieków, przy czym poprawa jest bardziej znacząca w przypadku wariantów optymalnych niż referencyjnych. Obserwowany efekt związany jest z tym, że przy dłuższym wieku osadu w komorach osadu czynnego utleniany jest większy ładunek związków organicznych, przy czym w przypadku zapewnienia warunków promujących symultaniczną denitryfikację, bakterie utleniają związki organiczne z wykorzystaniem azotanów a nie tlenu, co skutkuje poprawą usuwania azotu ze ścieków. Większy ładunek związków organicznych utlenianych w komorach osadu czynnego oznacza niestety mniejszy ładunek związków organicznych kierowanych do ciągu gospodarki osadowej i potencjalnie mniejszą produkcję gazu fermentacyjnego.

Tabela 8.7. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KB”, symulacje dynamiczne, T = 10 °C

Wariant	DO zadane [g $O_2/m^3$ ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadmiernego	
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		[kg sm/d]	[kg smo/d]
<b>WO = 25 d</b>									
Optymalny	1,0	0,5	0,0	1,6	11,1	0,1	116	2676	1963
	1,0	0,5	0,5	0,2	10,9	0,2	121	2676	1964
	1,0	1,0	0,0	0,4	10,7	0,1	121	2676	1964
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,4	10,8	0,1	120	2676	1964
	1,0	1,0	1,0	0,1	11,3	0,3	125	2675	1964
	1,5	1,5	1,5	0,0	11,7	0,4	131	2674	1964
	2,0	2,0	2,0	0,0	11,9	0,5	138	2672	1964
<b>WO = 30 d</b>									
Optymalny	0,5	0,0	0,5	0,7	10,5	0,1	124	2601	1883
	0,5	1,0	0,0	0,5	10,4	0,1	123	2601	1883
	1,0	0,5	0,0	0,5	10,4	0,1	122	2601	1883
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,2	10,6	0,2	123	2601	1883
	1,0	1,0	1,0	0,0	11,3	0,3	128	2599	1883
	1,5	1,5	1,5	0,0	11,6	0,5	135	2598	1884
	2,0	2,0	2,0	0,0	11,9	0,6	142	2596	1884

Dla temperatury w reaktorze  $T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$  (tabela 8.7.) średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariantach referencyjnym ( $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) wynosi  $11,9\text{ g N}/\text{m}^3$ , natomiast w wariantach optymalnych od  $\sim 11\text{ g N}/\text{m}^3$  (dla  $\text{WO} = 25\text{ d}$ ) do  $10,5\text{ g N}/\text{m}^3$  (dla  $\text{WO} = 30\text{ d}$ ). Średnie stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariantach referencyjnym ( $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) wynosi  $\sim 0,5\text{ g P}/\text{m}^3$ , natomiast w wariantach optymalnych  $\sim 0,1\text{ g P}/\text{m}^3$ . Również koszty napowietrzania pojedynczego ciągu są istotnie niższe w wariantach optymalnych i wynoszą 116–124 tys. zł/rok, natomiast w wariantach referencyjnym ( $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) 138–142 tys. zł/rok. Wydłużenie wieku osadu z 25 do 30 dób skutkuje ograniczeniem ładunku osadu nadmiernego kierowanego do przeróbki osadów z 1963 kg smo/d do 1883 kg smo/d, a tym samym potencjalnie mniejszą produkcją gazu fermentacyjnego.

Tabela 8.8. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KB”, symulacje dynamiczne,  $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ 

Wariant	DO zadane [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadmiernego	
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		[kg sm/d]	[kg smo/d]
<b>WO = 20 d</b>									
Optymalny	0,5	0,5	0,0	1,0	10,3	0,1	114	2625	1911
	0,5	1,0	0,0	0,2	10,4	0,2	120	2623	1911
	1,0	0,5	0,0	0,2	10,4	0,2	120	2623	1911
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,1	10,5	0,2	118	2621	1911
	1,0	1,0	1,0	0,0	11,2	0,6	125	2612	1910
	1,5	1,5	1,5	0,0	11,5	1,0	133	2604	1910
	2,0	2,0	2,0	0,0	11,7	1,2	141	2598	1910
<b>WO = 25 d</b>									
Optymalny	0,5	0,0	0,5	0,2	10,0	0,2	123	2535	1817
	0,5	0,5	0,0	0,3	9,9	0,2	120	2537	1818
	1,0	0,0	0,0	0,5	10,1	0,1	124	2537	1817
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,1	10,4	0,3	122	2533	1817
	1,0	1,0	1,0	0,0	11,2	0,8	131	2524	1817
	1,5	1,5	1,5	0,0	11,5	1,1	139	2518	1818
	2,0	2,0	2,0	0,0	11,7	1,4	149	2513	1818
<b>WO = 30 d</b>									
Optymalny	0,0	0,5	0,0	1,4	9,6	0,1	123	2467	1746
	0,5	0,0	0,5	0,1	9,9	0,2	127	2464	1745
	0,5	0,5	0,0	0,1	9,9	0,2	124	2465	1745
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,0	10,4	0,4	126	2461	1744
	1,0	1,0	1,0	0,0	11,2	1,0	135	2450	1745
	1,5	1,5	1,5	0,0	11,5	1,4	145	2444	1745
	2,0	2,0	2,0	0,0	11,7	1,7	155	2439	1745

Dla temperatury w reaktorze  $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$  (tabela 8.8.) średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariantach referencyjnym ( $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) wynosi  $11,7\text{ g N}/\text{m}^3$ , natomiast w wariantach optymalnych od  $\sim 10,5\text{ g N}/\text{m}^3$  dla ( $\text{WO} = 20\text{ d}$ ) do  $\sim 9,9\text{ g N}/\text{m}^3$  (dla  $\text{WO} = 25\text{ d}$  i  $30\text{ d}$ ). Średnie stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariantach referencyjnym ( $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) wynosi  $\sim 1,5\text{ g P}/\text{m}^3$ , natomiast w wariantach optymalnych  $\sim 0,2\text{ g P}/\text{m}^3$ . Również koszty napowietrzania pojedynczego ciągu są istotnie niższe w wariantach optymalnych i wynoszą  $114\text{--}127\text{ tys. zł/rok}$ , natomiast w wariantach referencyjnym ( $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ )  $141\text{--}155\text{ tys. zł/rok}$ . Wydłużenie wieku osadu z 20 do 30 dób skutkuje ograniczeniem ładunku osadu nadmiernego kierowanego do przeróbki osadów z  $1911\text{ kg smo/d}$  do  $1745\text{ kg smo/d}$ , a tym samym potencjalnie mniejszą produkcją gazu fermentacyjnego.

Tabela 8.9. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KB”, symulacje dynamiczne,  $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 

Wariant	DO zadane [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadmiernego	
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		[kg sm/d]	[kg smo/d]
<b>WO = 20 d</b>									
Optymalny	0,0	0,5	0,0	0,9	9,4	0,1	121	2491	1772
	0,5	0,0	0,0	2,0	9,9	0,1	115	2492	1772
	0,5	0,0	0,5	0,1	9,9	0,2	123	2485	1768
	0,5	0,5	0,0	0,1	10,0	0,2	121	2486	1768
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,0	10,4	0,5	122	2478	1768
	1,0	1,0	1,0	0,0	11,2	1,3	134	2457	1767
	1,5	1,5	1,5	0,0	11,5	1,8	145	2446	1767
	2,0	2,0	2,0	0,0	11,6	2,0	156	2439	1767
<b>WO = 25 d</b>									
Optymalny	0,0	0,5	0,0	0,5	8,9	0,1	126	2402	1683
	0,5	0,0	0,0	1,0	9,0	0,1	121	2402	1683
	0,5	0,0	0,5	0,0	9,9	0,5	127	2394	1680
	0,5	0,5	0,0	0,1	10,1	0,4	126	2395	1680
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,0	10,5	0,9	127	2385	1680
	1,0	1,0	1,0	0,0	11,3	1,7	140	2367	1680
	1,5	1,5	1,5	0,0	11,6	2,1	152	2358	1681
	2,0	2,0	2,0	0,0	11,7	2,3	164	2351	1681
<b>WO = 30 d</b>									
Optymalny	0,0	0,5	0,0	0,3	8,7	0,2	130	2333	1619
	0,5	0,0	0,0	0,6	8,9	0,2	125	2333	1619
	0,5	0,0	0,5	0,0	9,9	0,8	130	2322	1617
	0,5	0,5	0,0	0,1	10,0	0,8	129	2324	1617
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,0	10,5	1,3	131	2314	1617
	1,0	1,0	1,0	0,0	11,3	2,1	144	2297	1618
	1,5	1,5	1,5	0,0	11,6	2,4	157	2289	1618
	2,0	2,0	2,0	0,0	11,8	2,7	170	2284	1618

Dla temperatury w reaktorze  $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$  (tabela 8.9.) średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariantcie referencyjnym ( $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) wynosi  $\sim 11,7\text{ g N}/\text{m}^3$ , natomiast w wariantach optymalnych od  $\sim 10,0\text{ g N}/\text{m}^3$  (dla  $\text{WO} = 20\text{ d}$ ) do  $9,0\text{ g N}/\text{m}^3$  (dla  $\text{WO} = 25\text{ d}$  i  $30\text{ d}$ ). Średnie stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariantcie referencyjnym ( $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) wynosi  $\sim 2,0\text{--}2,5\text{ g P}/\text{m}^3$ , natomiast w wariantach optymalnych  $\sim 0,2\text{--}0,5\text{ g P}/\text{m}^3$ . Również koszty napowietrzania pojedynczego ciągu są istotnie niższe w wariantach optymalnych i wynoszą  $115\text{--}130\text{ tys. zł}/\text{rok}$ , natomiast w wariantcie referencyjnym ( $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ )  $156\text{--}170\text{ tys. zł}/\text{rok}$ . Wydłużenie wieku osadu z 20 do 30 dób skutkuje ograniczeniem ładunku osadu nadmiernego kierowanego do przeróbki osadów z  $1872\text{ kg smo}/\text{d}$  do  $1619\text{ kg smo}/\text{d}$ , a tym samym potencjalnie mniejszą produkcją gazu fermentacyjnego.

Porównanie wariantów referencyjnych pokazuje, że obniżenie zadanego stężenia tlenu z typowej wartości projektowej  $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$  do  $1,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$  skutkuje obniżeniem stężenia azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych o około  $0,5\text{ g N}/\text{m}^3$  (poprawa o  $\sim 4\%$ ) przy jednoczesnym obniżeniu kosztów napowietrzania o  $10\text{--}15\%$ . Wariant referencyjny z nastawą  $0,5\text{ g O}_2/\text{m}^3$  pozwala na obniżenie stężenia azotu ogólnego o  $\sim 1,2\text{ g N}/\text{m}^3$ , przy kosztach napowietrzania niższych o  $15\text{--}20\%$  niż w wariantcie  $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ .

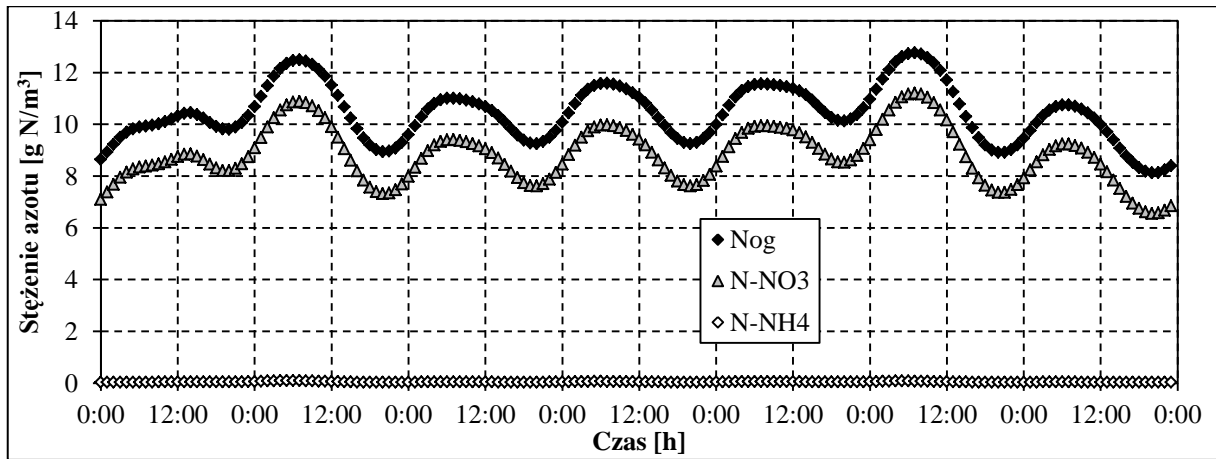
Warianty optymalne, w porównaniu do wariantu referencyjnego  $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ , pozwalają obniżyć stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych o  $1,5\text{--}3,1\text{ g N}/\text{m}^3$  (poprawa o  $\sim 12\text{--}26\%$ ) w zależności od temperatury, przy kosztach napowietrzania mniejszych o  $15\text{--}26\%$ , przy czym większy potencjał optymalizacji dostępny jest w wyższej temperaturze.

Ponadto, w przypadku układu „KB”, praca przy niższych zadanych stężeniach tlenu pozwala utrzymać stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych poniżej wartości dopuszczalnej ( $1,0\text{ g P}/\text{m}^3$ ), podczas gdy w wariantcie referencyjnym ( $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) dopuszczalne stężenia fosforu ogólnego są przekroczone.

Biorąc pod uwagę zaobserwowany pozytywny wpływ wydłużania wieku osadu na efektywność procesu denitryfikacji, zasadne wydaje się eksploataowanie oczyszczalni przy wieku osadu rzędu  $25\text{--}30\text{ dób}$ , tym bardziej, że nie przekłada się to na istotny wzrost kosztów napowietrzania (w wariantach optymalnych), choć skutkuje obniżoną produkcją osadu nadmiernego.

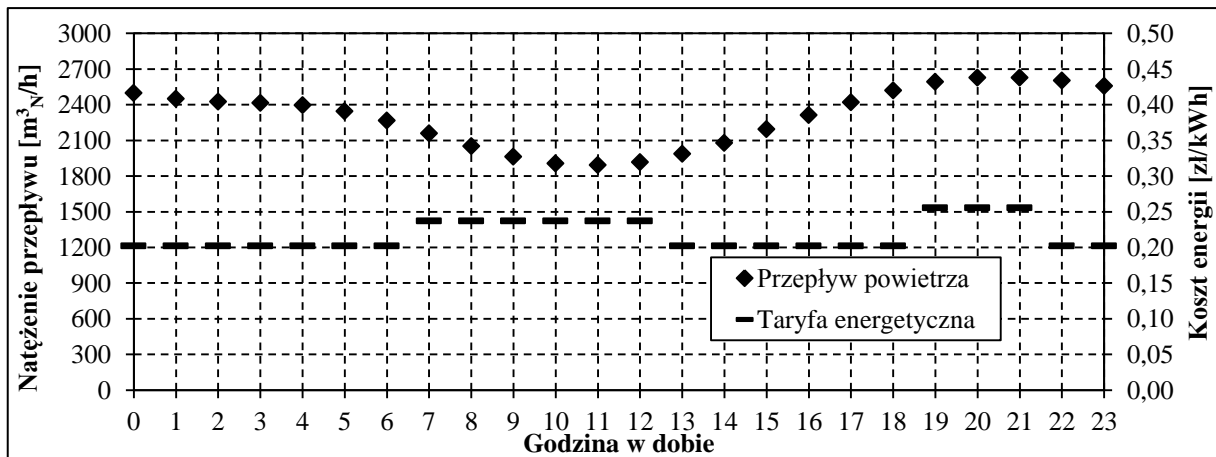
Przedstawione powyżej porównanie analizowanych wariantów bazowało na średnich wartościach wyników dynamicznych symulacji modelowego tygodnia pracy oczyszczalni. Poniżej przedstawiono wybrane dane obrazujące dynamiczne zachowanie układu dla przykładowego wariantu pracy oczyszczalni ( $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $\text{WO} = 25\text{ d}$ ,  $\text{DO} = 0,5\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ).

Uzyskane na podstawie symulacji stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w przedstawionym wariantcie zmieniało się zarówno w cyklu godzinowym, jak i dobowym (rysunek 8.30.), przy czym średnie godzinowe stężenie azotu ogólnego zmieniało się w zakresie około  $8,1\text{--}12,8\text{ g N}/\text{m}^3$ , przy średnim stężeniu w analizowanym okresie na poziomie  $10,4\text{ g N}/\text{m}^3$ . Obserwowana duża zmienność stężenia azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych wynika głównie z istotnej zmienności natężenia dopływu i składu ścieków mechanicznie oczyszczonych (por. pkt. 8.3.2.)

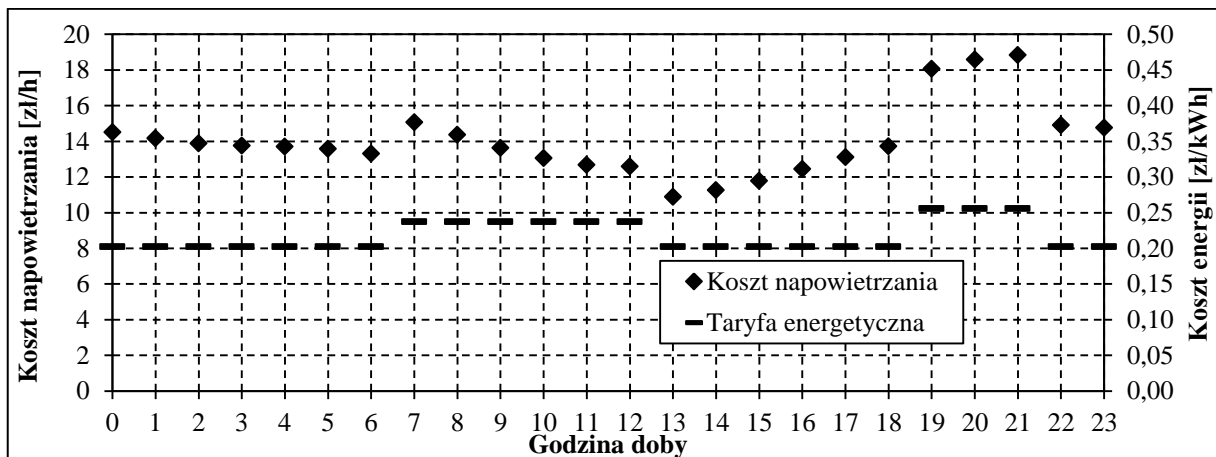


Rys. 8.30. Zmienność stężeń frakcji azotu w ściekach oczyszczonych w modelowym tygodniu (układ „KB”, T = 15 °C, WO = 25 d, wariant referencyjny 0,5 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>)

Minimalne uśrednione godzinowe natężenie przepływu powietrza (82% średniej dobowej), a więc również minimalne zużycie energii, przypada na szczyt przedpołudniowy, gdy cena energii jest wyższa (rys. 8.31.). W szczycie popołudniowym uśrednione godzinowe natężenie przepływu powietrza jest wysokie i stanowi 114% średniej dobowej. Skutkuje to relatywnie niskimi kosztami napowietrzania w szczycie przedpołudniowym (porównywalnymi z okresem poza szczytami) i najwyższymi kosztami w szczycie popołudniowym (rys. 8.32.).



Rys. 8.31. Uśredniona zmienność godzinowa natężenia przepływu powietrza dla jednego ciągu (układ „KB”, T = 15 °C, WO = 25 d, wariant referencyjny 0,5 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>)



Rys. 8.32. Uśredniona zmienność godzinowa kosztów napowietrzania dla jednego ciągu (układ „KB”, T = 15 °C, WO = 25 d, wariant referencyjny 0,5 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>)

### 8.5.2. Regulacja okresowa

Algorytm regulacji okresowej (opisany w pkt. 2.6.1.2) zakłada cykliczne i skokowe zmiany zadanej stężenia tlenu pomiędzy wartością minimalną i maksymalną, dzięki czemu występują naprzemiennie warunki promujące nityfikację i denityfikację w komorach tlenowych. Algorytm ten jest wartą rozważenia alternatywą w przypadku oczyszczalni charakteryzujących się dużym potencjałem nityfikacji i niewystarczającym potencjałem denityfikacji.

W przeprowadzonych badaniach symulacyjnych, z uwagi na wymagania techniczne dyfuzorów zamontowanych w komorach napowietrzanych WOŚ, zrezygnowano z algorytmu zakładającego całkowity brak napowietrzania i przyjęto, że zachowany będzie minimalny założony jednostkowy przepływ powietrza przez dyfuzor. Oznacza to, że w testowanym algorytmie występują naprzemiennie faza napowietrzania i faza ograniczonego napowietrzania.

Algorytm regulacji okresowej charakteryzuje duża zmienność wymaganego przepływu powietrza, co przekłada się na dużą nierównomierność pracy dmuchaw. Stara część WOŚ obejmuje cztery ciągi osadu czynnego, co w przypadku wdrożenia tego algorytmu pozwala na przesunięcie w fazie cyklu pracy poszczególnych ciągów, dzięki czemu ograniczona zostanie nierównomierność pracy dmuchaw, a także wahania stężeń zanieczyszczeń w odpływie.

W ramach badań symulacyjnych regulacji okresowej przeprowadzono testy dla obu układów – „KDR” i „KB”, dla trzech (wybranych na podstawie symulacji wstępnych) wariantów temperatur ścieków w reaktorze i wieku osadu:

- a)  $T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = 35\text{ d}$  (dla układu „KDR”) i  $WO = 30\text{ d}$  (dla układu „KB”)
- b)  $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = 25\text{ d}$ ,
- c)  $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = 25\text{ d}$ ,

oraz zadanych stężeń tlenu w fazie napowietrzanej (równych w trzech częściach komory nityfikacji) z zakresu  $0,5\text{--}1,5\text{ g O}_2/\text{m}^3$ .

Optymalizowanymi parametrami algorytmu regulacji okresowej były: czas trwania cyklu ( $T_{\text{cyklu}}$ ) udział fazy napowietrzanej w czasie trwania cyklu ( $U_{\text{AER}}$ ) oraz zadane stężenie tlenu w fazie napowietrzanej ( $DO_{\text{ZAD}}$ ).

Testy symulacyjne wpływu regulacji okresowej na parametry ścieków oczyszczonych (średnie stężenie azotu i fosforu ogólnego) oraz koszty napowietrzania przeprowadzono w dwóch etapach. Etap pierwszy polegał na prowadzeniu symulacji dla opisanego powyżej zestawu parametrów, przy czasie cyklu  $T_{\text{cyklu}} = 90\text{ min}$ . oraz udziale fazy napowietrzania  $U_{\text{AER}}$  z zakresu 0,4 do 1,0. W etapie drugim, dla optymalnych (wybranych na podstawie symulacji z 1. etapu) wariantów przetestowano wpływ czasu cyklu  $T_{\text{cyklu}}$  z zakresu 60–120 min.

#### 8.5.2.1. Układ „KDR”

Szczegółowe wyniki symulacji regulacji okresowej dla układu „KDR”, weryfikujące wpływ zadanej stężenia tlenu w fazie napowietrzania, udziału fazy napowietrzanej i czasu trwania cyklu na efekty oczyszczania ścieków i koszty napowietrzania zamieszczono w załączniku 7. Natomiast wybrane parametry, uzyskane średnie stężenia azotu i fosforu ogólnego w ściekach

oczyszczonych, jak również koszty napowietrzania dla wariantów optymalnych oraz referencyjnych (ciągłe napowietrzanie  $U_{AER} = 1,0$ ) zestawiono w tabeli 8.10.

Tabela 8.10. Zestawienie wariantów optymalnych regulacji okresowej dla układu „KDR”

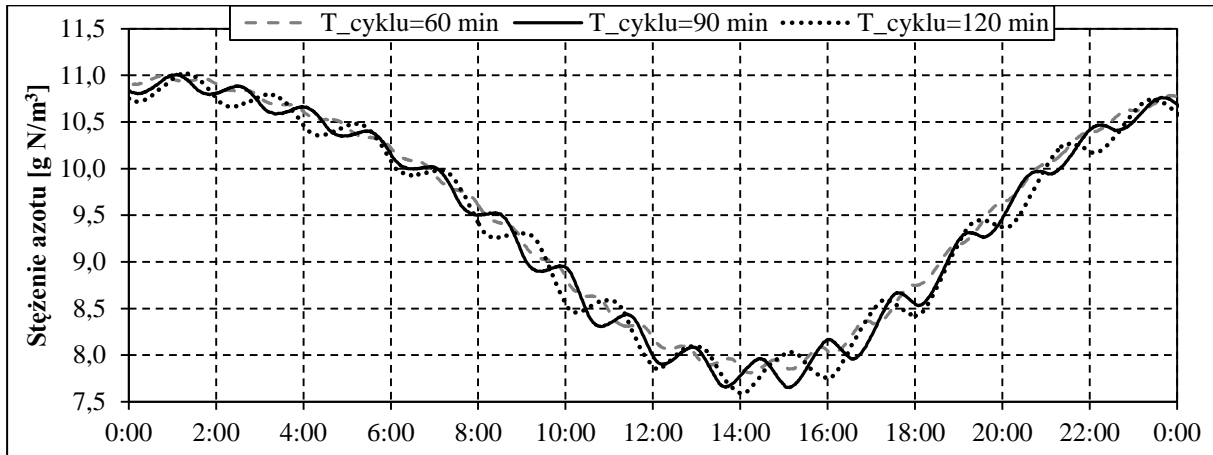
Parametr	Wartość					
Czas cyklu [min]	90					
Temperatura ścieków [°C]	10		15		20	
Wiek osadu [d]	35		25		25	
Zadane stężenie tlenu [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]	1,0		1,0		0,5	
Udział fazy napowietrzania w czasie trwania cyklu $U_{AER}$ [-]	1,0 (ref)	0,7	1,0 (ref)	0,5	1,0 (ref)	0,5
Stężenie azotu amonowego [g N/m <sup>3</sup> ]	0,1	0,3	0,1	0,5	0,0	0,3
Stężenie azotu ogólnego [g N/m <sup>3</sup> ]	12,3	11,6	12,1	11,0	10,7	9,6
Stężenie fosforu ogólnego [g P/m <sup>3</sup> ]	0,14	0,14	0,13	0,13	0,15	0,14
Koszty [tys. zł/rok], jeden ciąg	134	133	132	128	127	126
Koszty [tys. zł/rok], cztery ciągi	536	532	528	512	508	504
Ładunek osadu nadmiernego [kg smo/d]	1824	1824	1820	1822	1684	1686

Wszystkie testowane warianty zapewniały bardzo dobre wyniki w zakresie usuwania związków fosforu. Średnie stężenie fosforu w ściekach oczyszczonych kształtowało się na poziomie 0,12–0,16 g P/m<sup>3</sup>, przy wartości wymaganej 1,0 g P/m<sup>3</sup>. Zdecydowanie gorsze wyniki uzyskano w zakresie usuwania związków azotu. Wymagane stężenie azotu ogólnego (poniżej 10 g N/m<sup>3</sup>) uzyskano jedynie w wariantcie optymalnym dla temperatury  $T = 20$  °C. W niższej temperaturze, we wszystkich wariantach zanotowano przekroczenia stężenia azotu ogólnego, ponadto przy niskich udziałach fazy napowietrzanej obserwowano niepełną nityfikację. Dla wszystkich wariantów temperatury i wieku osadu koszty napowietrzania były tym wyższe, im wyższe było zadane stężenie tlenu oraz im dłuższa była faza napowietrzania.

Dla temperatury w reaktorze  $T = 10$  °C najlepsze efekty w zakresie usuwania związków azotu i fosforu oraz najniższe koszty napowietrzania uzyskano w wariantcie, w którym zadane stężenie tlenu we wszystkich trzech częściach komory nityfikacji wynosiło  $DO_{ZAD} = 1,0$  g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> a udział fazy napowietrzanej wynosił  $U_{AER} = 0,7$ . Dla temperatury  $T = 15$  °C za optymalny uznano wariant, w którym zadane stężenie tlenu wynosiło  $DO_{ZAD} = 1,0$  g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> a udział fazy napowietrzanej wynosił  $U_{AER} = 0,5$ , natomiast dla temperatury  $T = 20$  °C wariant, w którym zadane stężenie tlenu wynosiło  $DO_{ZAD} = 0,5$  g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> a udział fazy napowietrzanej wynosił  $U_{AER} = 0,5$ .

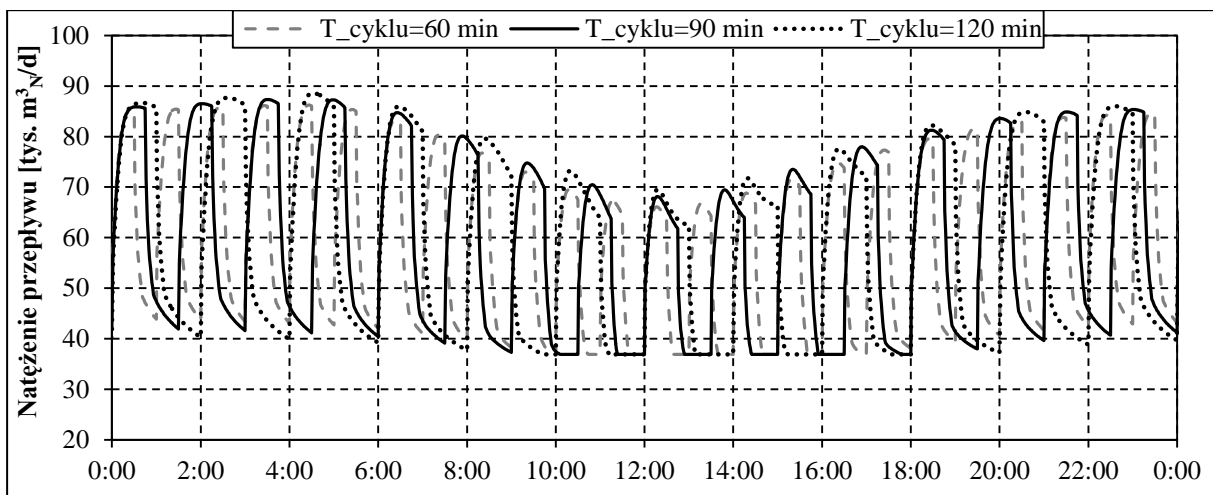
W porównaniu do wariantów referencyjnych z ciągłym napowietrzaniem, warianty optymalne z ograniczonym napowietrzaniem pozwalają obniżyć średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych o około 1 g N/m<sup>3</sup> (poprawa o ~6–10%) w zależności od temperatury, przy nieznacznie niższych (o ~1–3%) kosztach napowietrzania.

Testowany w drugim etapie badań symulacyjnych, dla wybranych wariantów optymalnych, czas trwania cyklu (z zakresu 60–120 min.) nie miał istotnego wpływu na skład ścieków oczyszczonych i koszty napowietrzania. Wahania stężeń azotu w odpływie z komór tlenowych, przy różnych czasach trwania cyklu, mają różne amplitudy (rysunek 8.33.), jednak uśredniający wpływ osadników wtórnych niweluje to zróżnicowanie. W rzeczywistości, uśredniony odpływ z czterech ciągów osadu czynnego, przy założeniu ich pracy z przesunięciem fazy cyklu, charakteryzować będą jeszcze bardziej ograniczone wahania stężeń zanieczyszczeń.



Rys. 8.33. Stężenie azotu nieorganicznego ( $N-NH_4+N-NO_3$ ) w odpływie z komory tlenowej w funkcji czasu trwania cyklu (układ „KDR”,  $T = 15\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $WO = 25\text{ d}$ ,  $U_{AER} = 0,5$ )

Wydłużenie czasu trwania cyklu z 60 do 120 minut przekłada się również na wydłużenie naprzemiennie występujących faz napowietrzanych i nienapowietrzanych, co skutkuje mniejszą częstotliwością zmian natężenia przepływu powietrza (rysunek 8.34.) i korzystnie przekłada się na równomierność pracy dmuchaw. Nierównomierność pracy dmuchaw powinna zostać dodatkowo ograniczona poprzez przesunięcie w fazie cyklu pracy poszczególnych ciągów.



Rys. 8.34. Natężenie przepływu powietrza (dla jednego ciągu) w funkcji czasu trwania cyklu (układ „KDR”,  $T = 15\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $WO = 25\text{ d}$ ,  $U_{AER} = 0,5$ )

#### 8.5.2.2. Układ „KB”

Szczegółowe wyniki symulacji regulacji okresowej dla układu „KB” weryfikujące wpływ zadanego stężenia tlenu w fazie napowietrzania, udziału fazy napowietrzanej i czasu trwania cyklu na efekty oczyszczania ścieków i koszty napowietrzania zamieszczono w załączniku 8.

Natomiast wybrane parametry, uzyskane średnie stężenia azotu i fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych, jak również koszty napowietrzania dla wariantów optymalnych oraz referencyjnych (ciągłe napowietrzanie  $U_{AER} = 1,0$ ) zestawiono w tabeli 8.11.

Tabela 8.11. Zestawienie wariantów optymalnych regulacji okresowej dla układu „KB”

Parametr	Wartość					
Czas cyklu [min]	90					
Temperatura ścieków [°C]	10		15		20	
Wiek osadu [d]	30		25		25	
Zadane stężenie tlenu [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]	0,5		0,5		0,5	
Udział fazy napowietrzania w czasie trwania cyklu $U_{AER}$ [-]	1,0 (ref)	0,8	1,0 (ref)	0,6	1,0 (ref)	0,5
Stężenie azotu amonowego [g N/m <sup>3</sup> ]	0,2	0,4	0,1	0,3	0,0	0,1
Stężenie azotu ogólnego [g N/m <sup>3</sup> ]	10,6	10,4	10,4	9,9	10,5	9,3
Stężenie fosforu ogólnego [g P/m <sup>3</sup> ]	0,17	0,15	0,25	0,15	0,89	0,18
Koszty [tys. zł/rok], jeden ciąg	123	123	122	122	127	125
Koszty [tys. zł/rok], cztery ciągi	492	492	488	488	508	500
Ładunek osadu nadmiernego [kg smo/d]	1884	1884	1817	1818	1680	1681

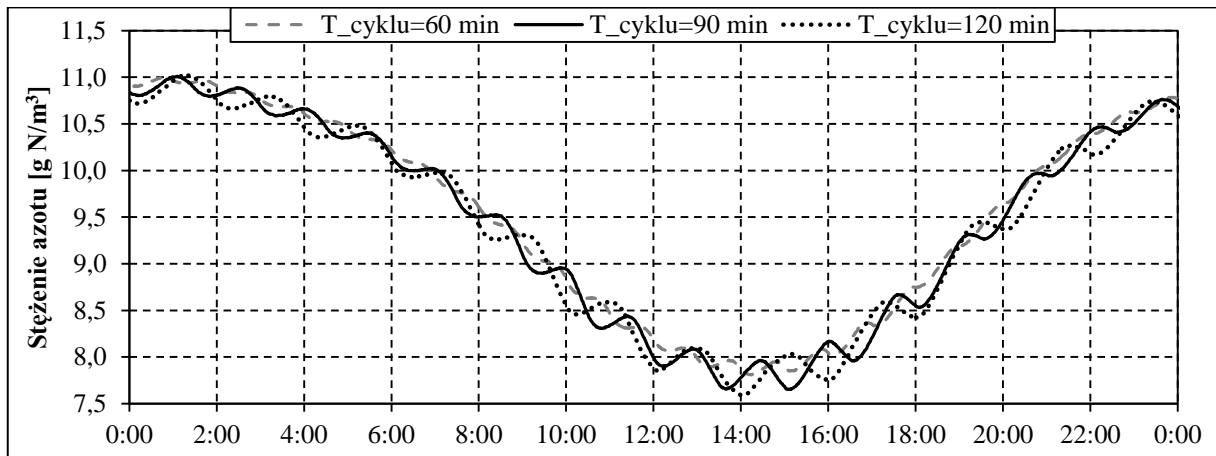
Wymagane stężenie azotu ogólnego (poniżej 10 g N/m<sup>3</sup>) uzyskano jedynie w wariantach optymalnych dla temperatury  $T = 15$  i  $20$  °C. W temperaturze  $10$  °C we wszystkich wariantach zanotowano przekroczenia stężenia azotu ogólnego, ponadto przy niskich udziałach fazy napowietrzanej obserwowano niepełną nityfikację. Testowane warianty zapewniały bardzo zróżnicowane (oraz gorsze w porównaniu z układem „KDR”) wyniki w zakresie usuwania związków fosforu. Średnie stężenie fosforu w ściekach oczyszczonych kształtowało się na poziomie 0,13–0,5 g P/m<sup>3</sup> w  $T = 10$  °C, 0,13–1,1 g P/m<sup>3</sup> w  $T = 15$  °C i 0,15–2,1 g P/m<sup>3</sup> w  $T = 20$  °C, przy wartości wymaganej 1,0 g P/m<sup>3</sup>. Pogorszenie skuteczności usuwania fosforu obserwowano przy wyższych zadanych stężeniach tlenu i większych udziałach fazy napowietrzanej, szczególnie w wyższych temperaturach, co spowodowane było większym ładunkiem tlenu rozpuszczonego trafiającego do komory KDR (pełniące w tym układzie funkcję komory beztlenowej) wraz z recyrkulacją zewnętrzną. Dla wszystkich wariantów temperatur i wieku osadu koszty napowietrzania były tym wyższe, im wyższe było zadane stężenie tlenu oraz im dłuższa była faza napowietrzania.

Dla temperatury w reaktorze  $T = 10$  °C najlepsze efekty w zakresie usuwania związków azotu i fosforu oraz najniższe koszty napowietrzania uzyskano w wariantcie, w którym udział fazy napowietrzanej wynosił  $U_{AER} = 0,8$ . Dla temperatury  $T = 15$  °C za optymalny uznano wariant, w którym udział fazy napowietrzanej wynosił  $U_{AER} = 0,6$ , natomiast dla temperatury  $T = 20$  °C wariant, w którym udział fazy napowietrzanej wynosił  $U_{AER} = 0,5$ . Zadane stężenie tlenu w fazie napowietrzania w powyższych wariantach wynosiło  $DO_{ZAD} = 0,5$  g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>.

W porównaniu do wariantów referencyjnych z ciągłym napowietrzaniem, warianty optymalne z ograniczonym napowietrzaniem, przy praktycznie niezmiennych kosztach napowietrzania,

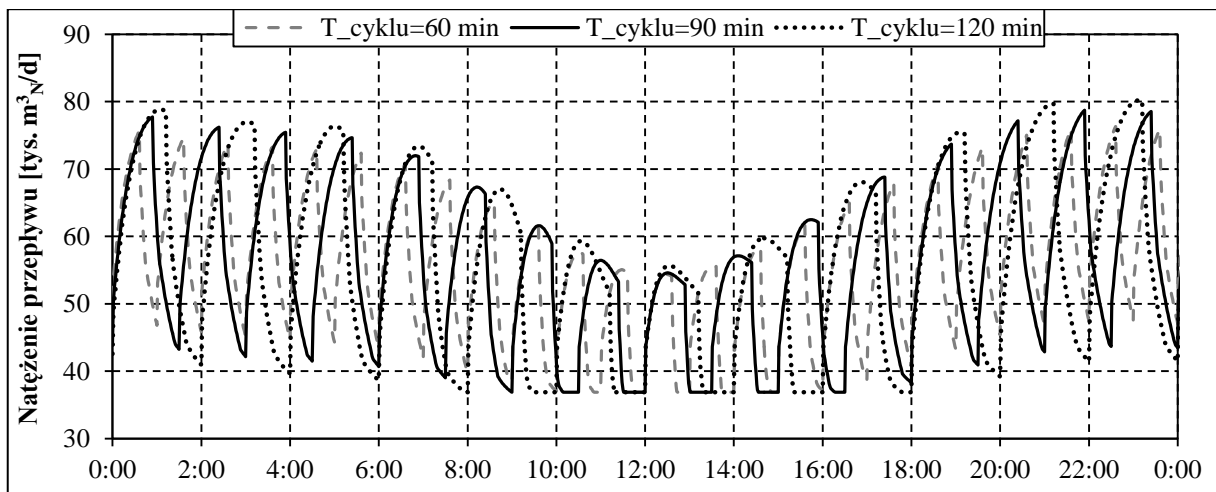
pozwalają obniżyć średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych o  $0,2 \text{ g N/m}^3$  ( $\sim 2\%$ ) w  $T = 10 \text{ }^\circ\text{C}$ , o  $0,5 \text{ g N/m}^3$  ( $\sim 5\%$ ) w  $T = 15 \text{ }^\circ\text{C}$  i o  $1,2 \text{ g N/m}^3$  ( $\sim 11\%$ ) w  $T = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ . W wariantach optymalnych obserwowano również niższe o  $0,02\text{-}0,7 \text{ g P/m}^3$  średnie stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych.

Testowany w drugim etapie badań symulacyjnych, dla wybranych wariantów optymalnych, czas trwania cyklu (z zakresu 60–120 min.) nie miał istotnego wpływu na skład ścieków oczyszczonych i koszty napowietrzania. Wahania stężeń azotu w odpływie z komór tlenowych, przy różnych czasach trwania cyklu, mają różne amplitudy (rysunek 8.35.), jednak uśredniający wpływ osadników wtórnych niweluje to zróżnicowanie.



Rys. 8.35. Stężenie azotu nieorganicznego ( $\text{N-NH}_4+\text{N-NO}_3$ ) w odpływie z komory tlenowej w funkcji czasu trwania cyklu (układ „KB”,  $T = 15 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $\text{WO} = 25 \text{ d}$ ,  $U_{\text{AER}} = 0,6$ )

Wydłużenie czasu trwania cyklu z 60 do 120 minut przekłada się również na wydłużenie naprzemiennie występujących faz napowietrzanych i nienapowietrzanych, co skutkuje mniejszą częstotliwością zmian natężenia przepływu powietrza (rysunek 8.36.) i korzystnie przekłada się na równomierność pracy dmuchaw.



Rys. 8.36. Natężenie przepływu powietrza (dla jednego ciągu) w funkcji czasu trwania cyklu (układ „KB”,  $T = 15 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $\text{WO} = 25 \text{ d}$ ,  $U_{\text{AER}} = 0,6$ )

### 8.5.3. Regulacja zmiennowartościowa

W przyjętym do badań symulacyjnych algorytmie regulacji zmiennowartościowej opartej o kontrolę stężenia azotu amonowego w komorze nityfikacji (opisanym w pkt. 2.6.1.3), wartość zadana stężenia tlenu rozpuszczonego w komorach napowietrzanych jest zmienna w czasie i wypracowywana przez wolno reagujący regulator proporcjonalno-całkujący (PI), na podstawie porównania zadanego i mierzonego stężenia azotu amonowego w komorach nityfikacji. Jeżeli mierzone stężenie azotu amonowego jest niższe niż wartość zadana, regulator zmniejsza wartość zadaną stężenia tlenu w trzech częściach komory tlenowej, co przekłada się na zmniejszenie szybkości nityfikacji i wzrost stężenia azotu amonowego w odpływie. Jeżeli mierzone stężenie azotu amonowego jest wyższe niż wartość zadana, regulator zwiększa wartość zadaną stężenia tlenu w trzech częściach komory tlenowej, co przekłada się na zwiększenie szybkości nityfikacji i spadek stężenia azotu amonowego w odpływie. Algorytm ten charakteryzuje się dużą elastycznością, gdyż samoczynnie reaguje na zmiany stężenia azotu amonowego w odpływie i nie wymaga bezpośredniego działania ze strony załogi oczyszczalni.

Optymalizowanymi parametrami przyjętego algorytmu regulacji zmiennowartościowej były: miejsce pomiaru stężenia azotu amonowego, zadane stężenie azotu amonowego oraz maksymalne dopuszczalne zadane stężenie tlenu.

W ramach badań symulacyjnych regulacji zmiennowartościowej opartej o kontrolę stężenia azotu amonowego przeprowadzono testy dla obu układów – „KDR” oraz „KB”, dla trzech (wybranych na podstawie symulacji wstępnych) wariantów temperatur i wieku osadu:

- a)  $T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = 35\text{ d}$  (dla układu „KDR”) oraz  $WO = 30\text{ d}$  (dla układu „KB”),
- b)  $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = 25\text{ d}$ ,
- c)  $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = 25\text{ d}$ .

Dla każdego układu komór testy symulacyjne przeprowadzono w dwóch wariantach:

1. wariant z kontrolą stężenia azotu amonowego w zakresie  $0,25\text{--}2,0\text{ g N/m}^3$  na odpływie z komory nityfikacji (odpływ z KN3);
2. wariant z kontrolą stężenia azotu amonowego w zakresie  $1,75\text{--}3,5\text{ g N/m}^3$  na końcu drugiej części komory nityfikacji (2/3 długości komory nityfikacji, odpływ z KN2).

Maksymalne dopuszczalne zadane stężenie tlenu ustalono na poziomie  $2,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ , jednak maksymalne wartości zadane stężenia tlenu wypracowywane przez regulator nie przekraczały  $1,0\text{ g O}_2/\text{m}^3$ , dlatego zrezygnowano z optymalizacji tego parametru.

#### 8.5.3.1. Układ „KDR”

Szczegółowe wyniki symulacji regulacji zmiennowartościowej dla układu „KDR”, weryfikujące wpływ zadanego stężenia azotu amonowego i lokalizacji jego pomiaru na efekty oczyszczania ścieków i koszty napowietrzania zamieszczono w załączniku 9.

##### 8.5.3.1.1. Pomiar azotu amonowego na końcu KN3

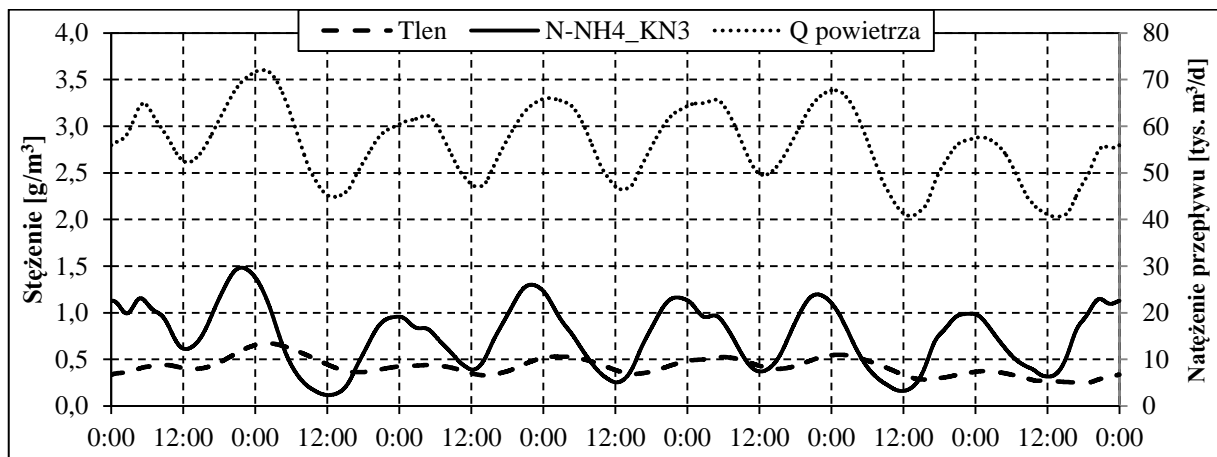
Wybrane parametry, uzyskane średnie stężenia azotu i fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych, jak również koszty napowietrzania, dla optymalnych wariantów regulacji zmiennowartościowej z pomiarem  $\text{N-NH}_4$  na końcu KN3, zestawiono w tabeli 8.12.

Tabela 8.12. Zestawienie wariantów optymalnych regulacji zmiennowartościowej dla układu „KDR”, pomiar stężenia azotu amonowego na końcu KN3

Parametr	Wartość								
	10			15			20		
Temperatura ścieków [°C]	10			15			20		
Wiek osadu [d]	35			25			25		
Zadane stężenie azotu amonowego [g N/m <sup>3</sup> ]	0,5	0,75	1,0	0,5	0,75	1,0	0,5	0,75	1,0
Stężenie azotu amonowego [g N/m <sup>3</sup> ]	0,51	0,77	1,0	0,51	0,71	1,0	0,51	0,76	1,0
Stężenie azotu ogólnego [g N/m <sup>3</sup> ]	11,5	11,5	11,5	11,0	11,0	11,0	9,4	9,5	9,6
Stężenie fosforu ogólnego [g P/m <sup>3</sup> ]	0,14	0,14	0,14	0,13	0,13	0,13	0,14	0,14	0,14
Koszty [tys. zł/rok], jeden ciąg	130	129	129	125	125	124	125	125	125
Koszty [tys. zł/rok], cztery ciągi	520	516	516	500	500	496	500	500	500
Ładunek osadu nadmiernego [kg smo/d]	1824	1824	1824	1821	1822	1822	1687	1687	1687

Dla testowanego przedziału temperatur w reaktorze, najlepsze efekty w zakresie usuwania związków azotu uzyskano w wariantach, w których utrzymywano stosunkowo niską wartość zadaną azotu amonowego na odpływie z KN3 w zakresie 0,5–1,0 g N/m<sup>3</sup>. Wymagane stężenie azotu ogólnego na odpływie z oczyszczalni (poniżej 10 g N/m<sup>3</sup>) uzyskano jedynie dla temperatury T = 20 °C (9,4–9,6 g N/m<sup>3</sup>), w niższych temperaturach we wszystkich wariantach zanotowano przekroczenia średniego stężenia azotu ogólnego o 1,0–2,0 g N/m<sup>3</sup>. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych było praktycznie niezależne od zadanego stężenia azotu amonowego i we wszystkich testowanych wariantach wynosiło 0,12–0,14 g P/m<sup>3</sup>, przy wartości wymaganej 1,0 g P/m<sup>3</sup>. Podobnie, stężenia pozostałych normowanych frakcji zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych były praktycznie niezależne od nastaw i we wszystkich testowanych wariantach spełniały wymogi prawne. Nastawy azotu amonowego nie miały również istotnego wpływu na koszty napowietrzania i produkcję osadu.

Przebieg stężenia tlenu rozpuszczonego w komorze nityfikacji, stężenia azotu amonowego w odpływie z komory nityfikacji oraz natężenia przepływu powietrza do pojedynczego ciągu w trakcie modelowego tygodnia pokazano na rysunku 8.37.

Rys. 8.37. Przebieg stężenia tlenu rozpuszczonego w KN, azotu amonowego w odpływie z KN3 oraz natężenia przepływu powietrza w modelowym tygodniu (T = 15 °C, WO = 25 d, wariant N-NH<sub>4</sub> = 0,75 g N/m<sup>3</sup>)

## 8.5.3.1.2. Pomiar azotu amonowego na końcu KN2

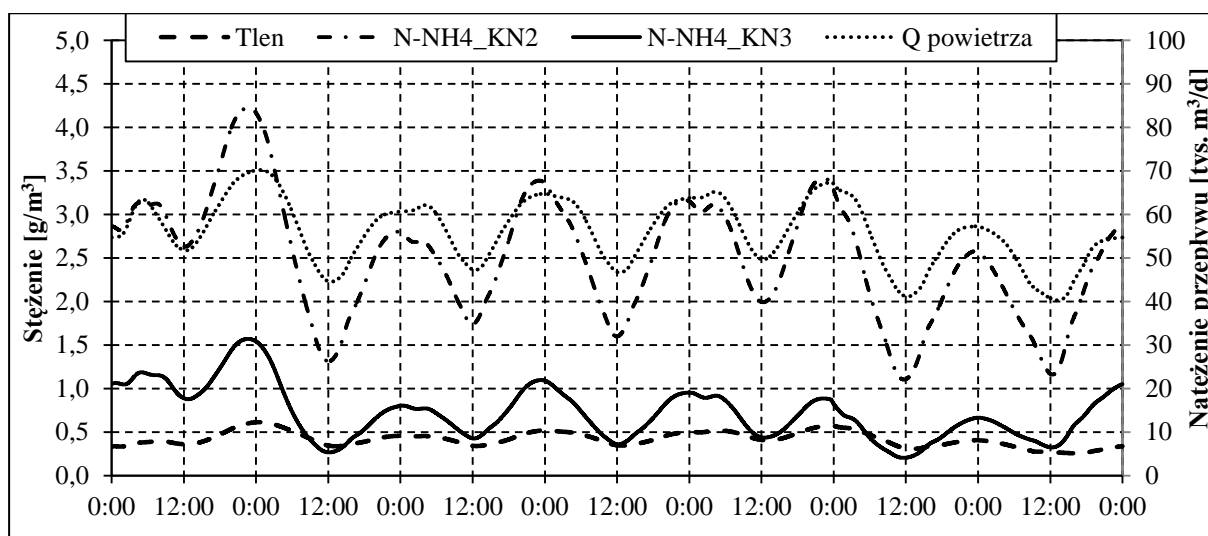
Wybrane parametry, uzyskane średnie stężenia azotu i fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych, jak również koszty napowietrzania, dla optymalnych wariantów regulacji zmiennowartościowej z pomiarem N-NH<sub>4</sub> na końcu KN2, zestawiono w tabeli 8.13.

**Tabela 8.13. Zestawienie wariantów optymalnych regulacji zmiennowartościowej dla układu „KDR”, pomiar stężenia azotu amonowego na końcu KN2**

Parametr	Wartość								
	10			15			20		
Temperatura ścieków [°C]	10			15			20		
Wiek osadu [d]	35			25			25		
Zadane stężenie azotu amonowego [g N/m <sup>3</sup> ]	2,25	2,50	2,75	2,25	2,50	2,75	2,0	2,25	2,50
Stężenie azotu amonowego [g N/m <sup>3</sup> ]	0,58	0,73	0,90	0,58	0,73	0,90	0,41	0,53	0,67
Stężenie azotu ogólnego [g N/m <sup>3</sup> ]	11,5	11,4	11,5	11,0	11,0	11,0	9,4	9,4	9,4
Stężenie fosforu ogólnego [g P/m <sup>3</sup> ]	0,14	0,14	0,14	0,13	0,13	0,13	0,14	0,14	0,14
Koszty [tys. zł/rok], jeden ciąg	129	129	129	125	125	124	125	125	125
Koszty [tys. zł/rok], cztery ciągi	516	516	516	500	500	496	500	500	500
Ładunek osadu nadmiernego [kg smo/d]	1824	1824	1824	1822	1822	1822	1687	1687	1687

Dla testowanego przedziału temperatur w reaktorze, najlepsze efekty w zakresie usuwania związków azotu uzyskano w wariantach, w których utrzymywano stosunkowo niską wartość zadaną azotu amonowego na odpływie z KN2 w zakresie 2,0–2,75 g N/m<sup>3</sup>, dla której średnie stężenie azotu amonowego na odpływie z komory nityfikacji mieściło się w granicach 0,4–0,9 g N/m<sup>3</sup>. Wymagane stężenie azotu ogólnego na odpływie z oczyszczalni (poniżej 10 g N/m<sup>3</sup>) uzyskano jedynie dla temperatury T = 20 °C (9,4–9,5 g N/m<sup>3</sup>). W niższych temperaturach we wszystkich wariantach zanotowano przekroczenia stężenia azotu ogólnego o 1,0–1,7 g N/m<sup>3</sup>. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych było praktycznie niezależne od zadanego stężenia azotu amonowego i we wszystkich testowanych wariantach wynosiło 0,12–0,14 g P/m<sup>3</sup>, przy wartości wymaganej 1,0 g P/m<sup>3</sup>. Podobnie, stężenia pozostałych normowanych frakcji zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych były praktycznie niezależne od nastaw i we wszystkich testowanych wariantach spełniały wymogi prawne. Nastawy azotu amonowego nie miały również istotnego wpływu na koszty napowietrzania i produkcję osadu.

Przebieg stężenia tlenu rozpuszczonego w komorze nityfikacji, stężenia azotu amonowego w odpływie z KN2 i w odpływie z komory nityfikacji oraz natężenia przepływu powietrza do pojedynczego ciągu w trakcie modelowego tygodnia pokazano na rysunku 8.38.



Rys. 8.38. Przebieg stężenia tlenu rozpuszczonego w KN, azotu amonowego w odpływie z KN2 i KN3 oraz natężenia przepływu powietrza w modelowym tygodniu ( $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = 25\text{ d}$ , wariant  $\text{N-NH}_4 = 2,5\text{ g N/m}^3$ )

### 8.5.3.2. Układ „KB”

Szczegółowe wyniki symulacji regulacji zmiennowartościowej dla układu „KB”, weryfikujące wpływ zadanego stężenia azotu amonowego i lokalizacji jego pomiaru na efekty oczyszczania ścieków i koszty napowietrzania zamieszczono w załączniku 10.

#### 8.5.3.2.1. Pomiar azotu amonowego na końcu KN3

Wybrane parametry, uzyskane średnie stężenia azotu i fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych, jak również koszty napowietrzania, dla optymalnych wariantów regulacji zmiennowartościowej z pomiarem  $\text{N-NH}_4$  na końcu KN3, zestawiono w tabeli 8.14.

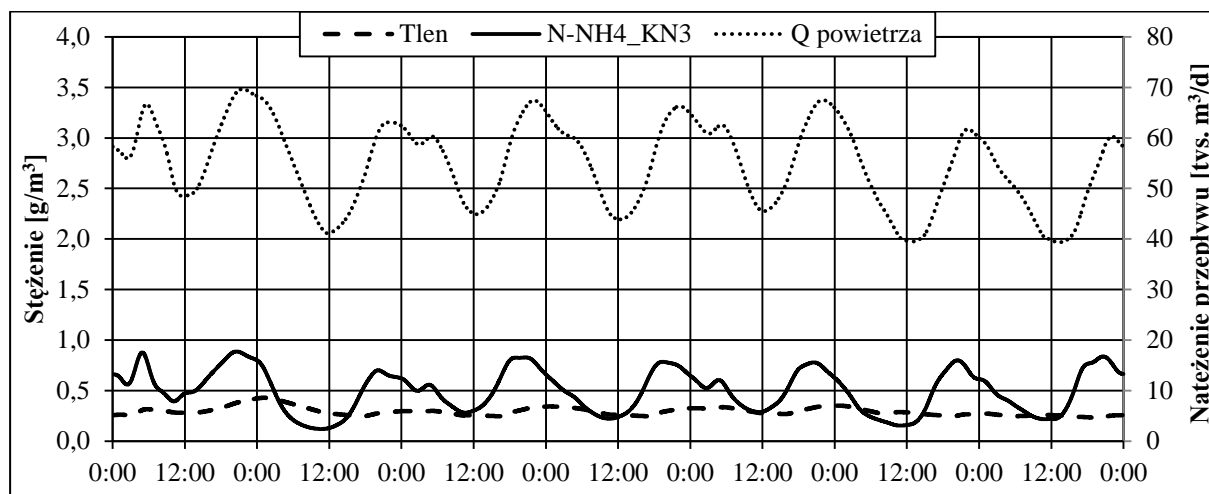
Tabela 8.14. Zestawienie wariantów optymalnych regulacji zmiennowartościowej dla układu „KB”, pomiar stężenia azotu amonowego na końcu KN3

Parametr	Wartość								
	10			15			20		
Temperatura ścieków [ $^{\circ}\text{C}$ ]	10			15			20		
Wiek osadu [d]	30			25			25		
Zadane stężenie azotu amonowego [ $\text{g N/m}^3$ ]	0,25	0,5	0,75	0,25	0,5	0,75	0,25	0,5	0,75
Stężenie azotu amonowego [ $\text{g N/m}^3$ ]	0,26	0,51	0,77	0,26	0,51	0,77	0,26	0,51	0,76
Stężenie azotu ogólnego [ $\text{g N/m}^3$ ]	10,5	10,4	10,5	9,9	9,9	10,0	9,0	8,9	9,0
Stężenie fosforu ogólnego [ $\text{g P/m}^3$ ]	0,16	0,15	0,14	0,15	0,14	0,14	0,16	0,15	0,15
Koszty [tys. zł/rok], jeden ciąg	123	123	123	122	122	122	124	125	125
Koszty [tys. zł/rok], cztery ciągi	492	492	492	488	488	488	496	500	500
Ładunek osadu nadmiernego [kg smo/d]	1883	1883	1883	1818	1818	1818	1682	1683	1684

Dla testowanego przedziału temperatur w reaktorze, najlepsze efekty w zakresie usuwania związków azotu uzyskano w wariantach, w których utrzymywano stosunkowo niską wartość zadaną azotu amonowego na odpływie z KN3 w zakresie  $0,25\text{--}0,75\text{ g N/m}^3$ .

We wszystkich testowanych wariantach zauważono poprawę usuwania związków azotu w stosunku do układu „KDR”. Wymagane stężenie azotu ogólnego na odpływie z oczyszczalni (poniżej  $10 \text{ g N/m}^3$ ) uzyskano dla temperatur  $T = 15 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $9,9\text{--}10,0 \text{ g N/m}^3$  w wariantach optymalnych) oraz  $T = 20 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $9,0\text{--}9,7 \text{ g N/m}^3$  we wszystkich testowanych wariantach). W temperaturze  $T = 10 \text{ }^\circ\text{C}$  zanotowano przekroczenia stężenia azotu ogólnego o  $0,4\text{--}0,5 \text{ g N/m}^3$  w wariantach optymalnych oraz o  $0,6\text{--}1,3 \text{ g N/m}^3$  w pozostałych. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych było praktycznie niezależne od zadanego stężenia azotu amonowego i we wszystkich testowanych wariantach wynosiło  $0,13\text{--}0,16 \text{ g P/m}^3$ , przy wartości wymaganej  $1,0 \text{ g P/m}^3$ . Podobnie, stężenia pozostałych normowanych frakcji zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych były praktycznie niezależne od nastaw i we wszystkich testowanych wariantach spełniały wymogi prawne. Nastawy azotu amonowego nie miały również istotnego wpływu na koszty napowietrzania i produkcję osadu.

Przebieg stężenia tlenu rozpuszczonego w komorze nityfikacji, stężenia azotu amonowego w odpływie z komory nityfikacji oraz natężenia przepływu powietrza do pojedynczego ciągu w trakcie modelowego tygodnia pokazano na rysunku 8.39.



Rys. 8.39. Przebieg stężenia tlenu rozpuszczonego w KN, azotu amonowego w odpływie z KN3 oraz natężenia przepływu powietrza w modelowym tygodniu ( $T = 15 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $WO = 25 \text{ d}$ , wariant  $N\text{-NH}_4 = 0,5 \text{ g N/m}^3$ )

#### 8.5.3.2.2. Pomiar azotu amonowego na końcu KN2

Wybrane parametry, uzyskane średnie stężenia azotu i fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych, jak również koszty napowietrzania, dla optymalnych wariantów regulacji zmiennowartościowej z pomiarem  $N\text{-NH}_4$  na końcu KN2, zestawiono w tabeli 8.15.

Dla testowanego przedziału temperatur w reaktorze najlepsze efekty w zakresie usuwania związków azotu uzyskano w wariantach, w których utrzymywano niską wartość zadaną stężenia azotu amonowego na odpływie z KN2 w zakresie  $1,75\text{--}2,50 \text{ g N/m}^3$ , dla której średnie stężenie azotu amonowego na odpływie z komory nityfikacji mieściło się w granicach  $0,3\text{--}0,6 \text{ g N/m}^3$ . We wszystkich testowanych wariantach zauważono poprawę usuwania związków azotu w stosunku do układu komór KDR. Wymagane stężenie azotu ogólnego na odpływie z oczyszczalni (poniżej  $10 \text{ g N/m}^3$ ) uzyskano dla temperatur  $T = 15 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $9,8\text{--}9,9 \text{ g N/m}^3$ ) w wariantach optymalnych oraz  $T = 25 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $8,9\text{--}9,3 \text{ g N/m}^3$  we wszystkich testowanych

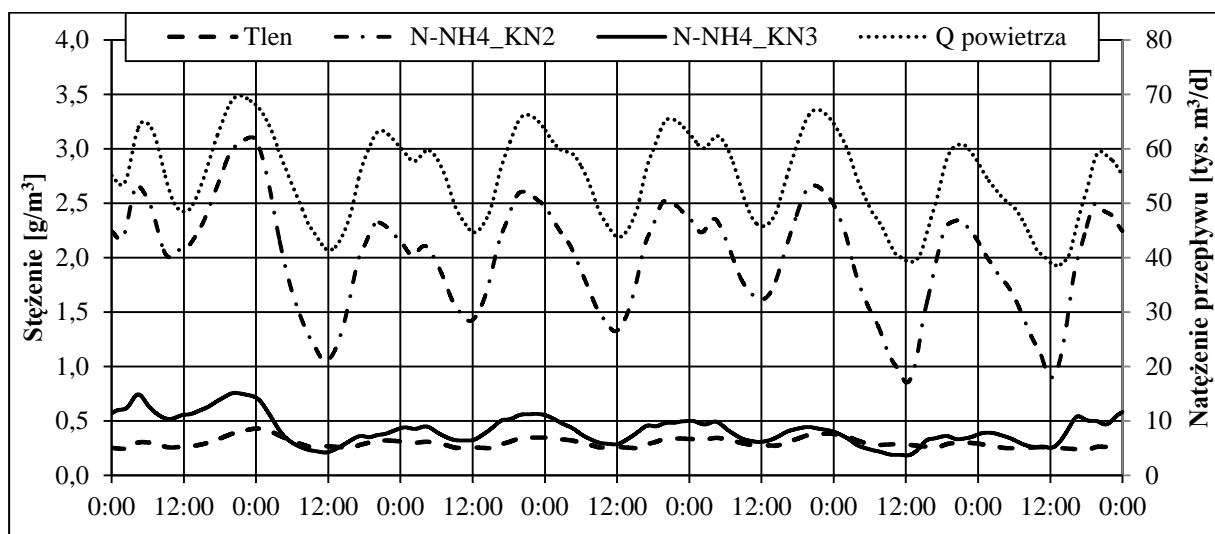
wariantach). W temperaturze  $T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$  zanotowano przekroczenia stężenia azotu ogólnego o  $0,4\text{--}0,5\text{ g N/m}^3$  w wariantach optymalnych oraz o  $0,6\text{--}1,0\text{ g N/m}^3$  w pozostałych.

Tabela 8.15. Zestawienie wariantów optymalnych regulacji zmiennowartościowej dla układu „KB”, pomiar stężenia azotu amonowego na końcu KN2

Parametr	Wartość								
	10			15			20		
Temperatura ścieków [ $^{\circ}\text{C}$ ]	10			15			20		
Wiek osadu [d]	30			25			25		
Zadane stężenie azotu amonowego [ $\text{g N/m}^3$ ]	1,75	2,0	2,25	1,75	2,0	2,25	1,75	2,0	2,25
Stężenie azotu amonowego [ $\text{g N/m}^3$ ]	0,3	0,42	0,55	0,31	0,42	0,56	0,28	0,39	0,52
Stężenie azotu ogólnego [ $\text{g N/m}^3$ ]	10,4	10,4	10,4	9,8	9,8	9,9	8,9	8,9	8,9
Stężenie fosforu ogólnego [ $\text{g P/m}^3$ ]	0,16	0,15	0,15	0,15	0,14	0,14	0,15	0,15	0,15
Koszty [tys. zł/rok], jeden ciąg	123	123	123	122	122	122	124	124	125
Koszty [tys. zł/rok], cztery ciągi	492	492	492	488	488	488	496	496	500
Ładunek osadu nadmiernego [ $\text{kg smo/d}$ ]	1883	1883	1883	1818	1818	1818	1683	1683	1683

Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych było praktycznie niezależne od zadanego stężenia azotu amonowego i we wszystkich testowanych wariantach wynosiło  $0,13\text{--}0,16\text{ g P/m}^3$ , przy wartości wymaganej  $1,0\text{ g P/m}^3$ . Podobnie stężenia pozostałych normowanych frakcji zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych były praktycznie niezależne od nastaw i we wszystkich testowanych wariantach spełniały wymogi prawne. Nastawy azotu amonowego nie miały również istotnego wpływu na koszty napowietrzania i produkcję osadu.

Przebieg stężenia tlenu rozpuszczonego w komorze nityfikacji, stężenia azotu amonowego w odpływie z KN2 i w odpływie z komory nityfikacji oraz natężenia przepływu powietrza do pojedynczego ciągu w trakcie modelowego tygodnia pokazano na rysunku 8.40.



Rys. 8.40. Przebieg stężenia tlenu rozpuszczonego w KN, azotu amonowego w odpływie z KN2 i KN3 oraz natężenia przepływu powietrza w modelowym tygodniu ( $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $\text{WO} = 25\text{ d}$ , wariant  $\text{N-NH}_4 = 2,0\text{ g N/m}^3$ )

#### 8.5.4. Regulacja stałowartościowa przy zwiększonej wydajności recyrkulacji wewnętrznej

Wyniki symulacji wstępnych (w których wykazano, że głównym czynnikiem limitującym efektywność denitryfikacji w starych reaktorach WOŚ jest niewystarczająca wydajność recyrkulacji wewnętrznej), jak również opisane powyżej wyniki badań symulacyjnych trzech algorytmów sterowania napowietrzaniem (które pokazały, że, przy obecnych parametrach układu, pomimo działań optymalizacyjnych, właściwie nie ma możliwości zapewnienia niezawodnego usuwania azotu do wartości  $10 \text{ g N/m}^3$  wymaganej w pozwoleniu wodnoprawnym), były przesłanką do przeprowadzenia testów zwiększenia wydajności recyrkulacji wewnętrznej w starych reaktorach WOŚ, poprzez zamontowanie w jednym ciągu mieszadeł pompujących o charakterystyce zbliżonej do mieszadeł w nowych reaktorach (por. pkt. 8.2.2.). Wyniki tych testów krótko przedstawiono w rozdziale 7.2.2.

Pozytywne wyniki uzyskane w warunkach rzeczywistych skłoniły do podjęcia decyzji o docelowym (w perspektywie kilku lat, z uwagi na niedawną wymianę mieszadeł) zwiększeniu wydajności recyrkulacji wewnętrznej w starych reaktorach WOŚ z 46 do 98 tys.  $\text{m}^3/(\text{d}\cdot\text{ciąg})$ .

Aby ocenić wpływ zwiększonej wydajności recyrkulacji wewnętrznej na pracę układu w różnych warunkach, postanowiono wykonać, w ograniczonym zakresie, dodatkowe badania symulacyjne regulacji stałowartościowej przy zwiększonej do 98 tys.  $\text{m}^3/\text{d}$  wydajności recyrkulacji wewnętrznej. W ramach tych badań przeprowadzono symulacje dynamiczne pracy układu „KB” dla trzech temperatur ścieków w komorach osadu czynnego i wybranych, na podstawie symulacji wstępnych, wartości wieku osadu:

- a)  $T = 10 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $\text{WO} = \{20, 25\} \text{ d}$ ,
- b)  $T = 15 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $\text{WO} = \{15, 20\} \text{ d}$ ,
- c)  $T = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $\text{WO} = \{15, 20\} \text{ d}$ ,

oraz zadanych wartości stężenia tlenu w trzech częściach komory nityfikacji zmienianych niezależnie w zakresie  $0,0\text{--}1,0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$  co  $0,5 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ .

Porównanie wariantów optymalnych promujących symultaniczną denitryfikację (zmiennie nastawy stężenia tlenu na długości komory KN) oraz wariantów referencyjnych (stałe nastawy stężenia tlenu na długości komory KN) przy typowych projektowych stężeniach tlenu ( $1,5$  i  $2,0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ ), jak również obniżonych stężeniach tlenu ( $0,5$  i  $1,0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) zestawiono w tabelach 8.16., 8.17. i 8.18., odpowiednio dla temperatur  $10 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $15 \text{ }^\circ\text{C}$  i  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ .

W testowanym zakresie temperatury, wieku osadu i stężenia tlenu oczyszczalnia spełnia wymogi dotyczące normowanych parametrów ścieków oczyszczonych w zakresie BZT<sub>5</sub>, ChZT i zawiesiny ogólnej, a w wybranych wariantach optymalnych również w zakresie stężenia azotu i fosforu ogólnego. W niskiej temperaturze i przy krótkim wieku osadu w przypadku wariantów charakteryzujących się niskimi zadanymi stężeniami tlenu obserwowano załamanie nityfikacji.

Tabela 8.16. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KB”, symulacje dynamiczne, T = 10 °C

Wariant	DO zadane [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadmiernego	
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		[kg sm/d]	[kg smo/d]
<b>WO = 20 d</b>									
Optymalny	0,5	1,0	0,5	0,5	9,4	0,4	116	2752	2059
	1,0	0,0	0,5	1,0	9,2	0,3	115	2752	2058
	1,0	0,5	0,5	0,8	9,2	0,4	115	2752	2058
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	1,0	9,2	0,3	115	2752	2058
	1,0	1,0	1,0	0,2	10,2	0,6	120	2749	2060
	1,5	1,5	1,5	0,1	11,0	0,8	125	2747	2061
	2,0	2,0	2,0	0,0	11,6	0,9	132	2745	2061
<b>WO = 25 d</b>									
Optymalny	1,0	0,0	0,5	0,5	8,6	0,3	119	2666	1962
	1,0	0,5	0,5	0,3	8,8	0,4	119	2666	1963
	1,0	1,0	0,0	0,9	7,9	0,4	115	2668	1961
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,5	8,5	0,3	119	2666	1962
	1,0	1,0	1,0	0,1	9,9	0,6	123	2664	1964
	1,5	1,5	1,5	0,0	10,7	0,7	129	2664	1965
	2,0	2,0	2,0	0,0	11,2	0,8	136	2663	1965

Dla temperatury w reaktorze T = 10 °C (tabela 8.16.) średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariantcie referencyjnym (2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>) wynosi ~11,5 g N/m<sup>3</sup>, natomiast w wariantach optymalnych od ~9,2 g N/m<sup>3</sup> (dla WO = 20 d) do 8,0 g N/m<sup>3</sup> (dla WO = 30 d). Średnie stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariantcie referencyjnym (2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>) wynosi ~0,9 g P/m<sup>3</sup>, natomiast w wariantach optymalnych ~0,3 g P/m<sup>3</sup>. Również koszty napowietrzania pojedynczego ciągu są istotnie niższe w wariantach optymalnych i wynoszą 115–119 tys. zł/rok, natomiast w wariantcie referencyjnym (2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>) 132–136 tys. zł/rok. Wydłużenie wieku osadu z 20 do 25 dób skutkuje ograniczeniem ładunku osadu nadmiernego kierowanego do przeróbki osadów z 2060 kg smo/d do 1965 kg smo/d, a tym samym potencjalnie mniejszą produkcją gazu fermentacyjnego.

Dla temperatury w reaktorze T = 15 °C (tabela 8.17.) średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariantcie referencyjnym (2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>) wynosi ~10,5 g N/m<sup>3</sup>, natomiast w wariantach optymalnych od ~8,0 g N/m<sup>3</sup> (dla WO = 15 d) do ~7,2 g N/m<sup>3</sup> (dla WO = 20 d). Średnie stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariantcie referencyjnym (2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>) wynosi ~2,0 g P/m<sup>3</sup>, natomiast w wariantach optymalnych ~0,5 g P/m<sup>3</sup>. Również koszty napowietrzania pojedynczego ciągu są istotnie niższe w wariantach optymalnych i wynoszą 109–117 tys. zł/rok, natomiast w wariantcie referencyjnym (2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>) 130–137 tys. zł/rok. Wydłużenie wieku osadu z 20 do 25 dób skutkuje ograniczeniem ładunku osadu nadmiernego kierowanego do przeróbki osadów z 2035 kg smo/d do 1910 kg smo/d, a tym samym potencjalnie mniejszą produkcją gazu fermentacyjnego.

Tabela 8.17. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KB”, symulacje dynamiczne, T = 15 °C

Wariant	DO zadane [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadmiernego	
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		[kg sm/d]	[kg smo/d]
<b>WO = 15 d</b>									
Optymalny	0,0	0,0	0,5	0,8	8,3	0,8	113	2705	2034
	0,5	0,0	0,5	0,8	8,3	0,9	113	2705	2034
	1,0	1,0	0,0	0,8	7,9	0,5	109	2713	2033
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,5	8,3	1,1	112	2699	2034
	1,0	1,0	1,0	0,1	9,4	1,7	116	2684	2035
	1,5	1,5	1,5	0,0	10,2	1,9	123	2680	2035
	2,0	2,0	2,0	0,0	10,7	2,1	130	2677	2035
<b>WO = 20 d</b>									
Optymalny	0,5	1,0	0,0	0,6	7,3	0,3	115	2608	1910
	1,0	0,5	0,0	0,6	7,2	0,3	113	2609	1910
	1,0	1,0	0,0	0,2	7,7	0,7	117	2600	1910
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,2	7,8	0,9	117	2595	1910
	1,0	1,0	1,0	0,0	9,1	1,5	121	2583	1910
	1,5	1,5	1,5	0,0	9,8	1,7	128	2579	1911
	2,0	2,0	2,0	0,0	10,3	1,9	137	2576	1911

Dla temperatury w reaktorze T = 20 °C (tabela 8.18.) średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariantcie referencyjnym (2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>) wynosi ~9,5 g N/m<sup>3</sup>, natomiast w wariantach optymalnych od ~7,0 g N/m<sup>3</sup> (dla WO = 15 d) do 6,6 g N/m<sup>3</sup> dla (WO = 20 d). Średnie stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w wariantcie referencyjnym (2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>) wynosi ~3,0 g P/m<sup>3</sup>, natomiast w wariantach optymalnych 0,2–0,7 g P/m<sup>3</sup>. Również koszty napowietrzania pojedynczego ciągu są istotnie niższe w wariantach optymalnych i wynoszą 109–120 tys. zł/rok, natomiast w wariantcie referencyjnym (2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>) 138–146 tys. zł/rok. Wydłużenie wieku osadu z 15 do 20 dób skutkuje ograniczeniem ładunku osadu nadmiernego kierowanego do przeróbki osadów z 1885 kg smo/d do 1767 kg smo/d, a tym samym potencjalnie mniejszą produkcją gazu fermentacyjnego.

Porównanie wariantów referencyjnych pokazuje, że obniżenie zadanego stężenia tlenu z typowej wartości projektowej 2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> do 1,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> skutkuje obniżeniem stężenia azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych o 1,1–1,4 g N/m<sup>3</sup> (poprawa o ~12%) przy jednoczesnym obniżeniu kosztów napowietrzania o 9–14%. Wariant referencyjny z nastawą 0,5 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> pozwala na obniżenie stężenia azotu ogólnego o 2,0–2,7 g N/m<sup>3</sup>, przy kosztach napowietrzania niższych o 13–19% niż w wariantcie 2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>.

Warianty optymalne, w porównaniu do wariantu referencyjnego 2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>, pozwalają obniżyć stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych o 2,4–3,3 g N/m<sup>3</sup> (poprawa o ~20–30%) w zależności od temperatury, przy kosztach napowietrzania mniejszych o 13–20%.

Ponadto, praca przy niższych zadanych stężeniach tlenu pozwala utrzymać stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych poniżej wartości dopuszczalnej ( $1,0 \text{ g P/m}^3$ ), podczas gdy w wariantie referencyjnym ( $2,0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) stwierdzono znaczne przekroczenia.

Stwierdzono, że przy zwiększonej wydajności recyrkulacji wewnętrznej, skutkującej znaczącą poprawą efektywności denitryfikacji, możliwe jest zapewnienie niezawodnego usuwania azotu w starych reaktorach WOŚ, poniżej wartości  $10 \text{ g N/m}^3$  wymaganej w pozwoleniu wodnoprawnym, w zakresie typowych temperatur  $10\text{--}20 \text{ }^\circ\text{C}$  oraz przy wieku osadu rzędu  $15\text{--}20$  dób.

Tabela 8.18. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KB”, symulacje dynamiczne,  $T = 20 \text{ }^\circ\text{C}$

Wariant	DO zadane [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadmiernego	
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		[kg sm/d]	[kg smo/d]
<b>WO = 15 d</b>									
Optymalny	0,0	1,0	0,0	0,5	6,9	0,6	115	2569	1886
	0,5	0,5	0,0	0,7	6,9	0,3	109	2578	1886
	1,0	0,0	0,0	0,9	7,0	0,4	112	2578	1886
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,1	7,5	1,7	114	2537	1886
	1,0	1,0	1,0	0,0	8,4	2,6	120	2515	1885
	1,5	1,5	1,5	0,0	9,1	2,9	128	2506	1885
	2,0	2,0	2,0	0,0	9,6	3,1	138	2502	1885
<b>WO = 20 d</b>									
Optymalny	0,0	0,5	0,0	1,1	6,7	0,2	116	2472	1770
	0,5	0,5	0,0	0,3	6,6	0,5	115	2462	1769
	1,0	0,0	0,0	0,4	6,8	0,7	120	2458	1768
Referencyjny	0,5	0,5	0,5	0,1	7,3	1,7	119	2433	1767
	1,0	1,0	1,0	0,0	8,2	2,5	126	2413	1767
	1,5	1,5	1,5	0,0	8,8	2,8	135	2405	1767
	2,0	2,0	2,0	0,0	9,3	3,0	146	2400	1767

### 8.5.5. Porównanie strategii sterowania

Porównanie wariantów referencyjnych (regulacja stałowartościowa,  $2,0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) i wybranych wariantów optymalnych testowanych rodzajów regulacji systemu napowietrzania: (stałowartościowej, okresowej i zmiennowartościowej) układów „KDR” i „KB” dla temperatur w reaktorze  $10 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $15 \text{ }^\circ\text{C}$  i  $20 \text{ }^\circ\text{C}$  zestawiono odpowiednio w tabelach 8.19.–8.21. oraz 8.22.–8.24. Ponadto, w tabelach dla układu „KB” pokazano również warianty optymalne dla regulacji stałowartościowej przy zwiększonej wydajności recyrkulacji wewnętrznej. Koszty napowietrzania oraz ładunek osadu nadmiernego podano łącznie dla czterech ciągów starej części WOŚ.

W przypadku obu układów – „KDR” i „KB”, wybrane warianty optymalne testowanych algorytmów (przy obecnej wydajności recyrkulacji) zapewniają porównywalne parametry ścieków oczyszczonych oraz koszty napowietrzania, przy czym w takich samych warunkach prowadzenia procesu układ „KB” pozwala na uzyskanie o około  $0,5\text{--}1,0 \text{ g N}/\text{m}^3$  niższych stężeń azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w porównaniu do układu „KDR”, przy nieznacznie mniejszych kosztach napowietrzania.

Tabela 8.19. Porównanie wybranych wariantów sterowania napowietrzaniem – układ „KDR”,  
T =  $10 \text{ }^\circ\text{C}$ , WO = 35 d

Wariant	DO zadane [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadm. [kg smo/d]
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		
R. stałowartościowa Referencyjny	2,0	2,0	2,0	0,0	13,5	0,1	600	7296
R. stałowartościowa	1,0	1,0	0,0	1,0	11,1	0,1	508	7296
R. okresowa T <sub>cyklu</sub> =90min, U <sub>AER</sub> =0,7	1,0	1,0	1,0	0,3	11,6	0,14	532	7296
R. zmiennowartościowa KN3 N-NH <sub>4</sub> =0,75 g N/m <sup>3</sup>	-	-	-	0,77	11,5	0,14	516	7296
R. zmiennowartościowa KN2 N-NH <sub>4</sub> =2,5 g N/m <sup>3</sup>	-	-	-	0,73	11,4	0,14	516	7296

Tabela 8.20. Porównanie wybranych wariantów sterowania napowietrzaniem – układ „KDR”,  
T =  $15 \text{ }^\circ\text{C}$ , WO = 25 d

Wariant	DO zadane [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadm. [kg smo/d]
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		
R. stałowartościowa Referencyjny	2,0	2,0	2,0	0,0	13,2	0,1	604	7276
R. stałowartościowa	1,0	0,5	0,0	0,8	10,8	0,1	500	7288
R. stałowartościowa WO = 30 d	0,5	0,5	0,0	0,9	10,1	0,1	484	6996
R. okresowa T <sub>cyklu</sub> =90min, U <sub>AER</sub> =0,5	1,0	1,0	1,0	0,5	11,0	0,13	512	7288
R. zmiennowartościowa KN3 N-NH <sub>4</sub> =1,0 g N/m <sup>3</sup>	-	-	-	1,0	11,0	0,13	496	7288
R. zmiennowartościowa KN2 N-NH <sub>4</sub> =2,75 g N/m <sup>3</sup>	-	-	-	0,9	11,0	0,13	496	7288

Tabela 8.21. Porównanie wybranych wariantów sterowania napowietrzaniem – układ „KDR”,  
 $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = 25\text{ d}$

Wariant	DO zadane [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadm. [kg smo/d]
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		
R. stałowartościowa Referencyjny	2,0	2,0	2,0	0,0	12,7	0,1	660	6728
R. stałowartościowa	0,5	0,0	0,0	1,7	9,5	0,1	480	6752
R. stałowartościowa WO = 30 d	0,5	0,0	0,0	0,9	8,9	0,1	496	6484
R. okresowa T <sub>cyklu</sub> =90min, U <sub>AER</sub> =0,5	0,5	0,5	0,5	0,3	9,6	0,14	504	6744
R. zmiennowartościowa KN3 N-NH <sub>4</sub> =0,5 g N/m <sup>3</sup>	-	-	-	0,51	9,4	0,14	500	6748
R. zmiennowartościowa KN2 N-NH <sub>4</sub> =2,25 g N/m <sup>3</sup>	-	-	-	0,53	9,4	0,14	500	6748

W przypadku układu „KDR”, warianty optymalne, w porównaniu do wariantu referencyjnego regulacji stałowartościowej (2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>), pozwalają obniżyć średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych o 2,0–3,3 g N/m<sup>3</sup> (poprawa o ~15–26%), przy kosztach napowietrzania mniejszych o 84–180 tys. zł/rok (poprawa o ~14–27%) w zależności od temperatury, przy czym większy potencjał optymalizacji dostępny jest w wyższych temperaturach.

W przypadku układu „KB”, warianty optymalne (przy obecnej wydajności recyrkulacji), w porównaniu do wariantu referencyjnego regulacji stałowartościowej (2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>), pozwalają obniżyć średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych o 1,5–2,8 g N/m<sup>3</sup> (poprawa o ~13–24%), przy kosztach napowietrzania mniejszych o 76–170 tys. zł/rok (poprawa o ~13–26%) w zależności od temperatury, przy czym większy potencjał optymalizacji dostępny jest w wyższych temperaturach.

Tabela 8.22. Porównanie wybranych wariantów sterowania napowietrzaniem – układ „KB”,  
 $T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $WO = 30\text{ d}$

Wariant	DO zadane [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadm. [kg smo/d]
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		
R. stałowartościowa Referencyjny	2,0	2,0	2,0	0,0	11,9	0,6	568	7536
R. stałowartościowa	1,0	0,5	0,0	0,5	10,4	0,1	488	7532
R. okresowa T <sub>cyklu</sub> =90min, U <sub>AER</sub> =0,8	0,5	0,5	0,5	0,4	10,4	0,15	492	7536
R. zmiennowartościowa KN3 N-NH <sub>4</sub> =0,5 g N/m <sup>3</sup>	-	-	-	0,51	10,4	0,15	492	7532
R. zmiennowartościowa KN2 N-NH <sub>4</sub> =2,0 g N/m <sup>3</sup>	-	-	-	0,42	10,4	0,15	492	7532
R. stałowartościowa WO=20 d, Q <sub>recB</sub> =98 tys. m <sup>3</sup> /d	1,0	0,5	0,5	0,8	9,2	0,4	460	8232

Tabela 8.23. Porównanie wybranych wariantów sterowania napowietrzaniem – układ „KB”,  
T = 15 °C, WO = 25 d

Wariant	DO zadane [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadm. [kg smo/d]
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		
<b>R. stałowartościowa Referencyjny</b>	2,0	2,0	2,0	0,0	11,7	1,4	596	7272
<b>R. stałowartościowa</b>	0,5	0,5	0,0	0,3	9,9	0,2	480	7272
<b>R. okresowa T<sub>cyklu</sub>=90min, U<sub>AER</sub>=0,6</b>	0,5	0,5	0,5	0,3	9,9	0,15	488	7272
<b>R. zmiennowartościowa KN3 N-NH<sub>4</sub>=0,5 g N/m<sup>3</sup></b>	-	-	-	0,51	9,9	0,14	488	7272
<b>R. zmiennowartościowa KN2 N-NH<sub>4</sub>=2,0 g N/m<sup>3</sup></b>	-	-	-	0,42	9,8	0,14	488	7272
<b>R. stałowartościowa WO=15 d, Q<sub>RecB</sub>=98 tys. m<sup>3</sup>/d</b>	1,0	1,0	0,0	0,8	7,9	0,5	436	8132

Tabela 8.24. Porównanie wybranych wariantów sterowania napowietrzaniem – układ „KB”,  
T = 20 °C, WO = 25 d

Wariant	DO zadane [g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ]			Ścieki oczyszczone			Koszt [tys. zł/rok]	Ładunek osadu nadm. [kg smo/d]
	KN1	KN2	KN3	N-NH <sub>4</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	N <sub>og</sub> [g N/m <sup>3</sup> ]	P <sub>og</sub> [g P/m <sup>3</sup> ]		
<b>R. stałowartościowa Referencyjny</b>	2,0	2,0	2,0	0,0	11,7	2,3	656	6724
<b>R. stałowartościowa</b>	0,5	0,0	0,0	1,0	9,0	0,1	484	6732
<b>R. okresowa T<sub>cyklu</sub>=90min, U<sub>AER</sub>=0,5</b>	0,5	0,5	0,5	0,1	9,3	0,18	500	6724
<b>R. zmiennowartościowa KN3 N-NH<sub>4</sub>=0,25 g N/m<sup>3</sup></b>	-	-	-	0,26	9,0	0,16	496	6728
<b>R. zmiennowartościowa KN2 N-NH<sub>4</sub>=2,0 g N/m<sup>3</sup></b>	-	-	-	0,39	8,9	0,15	496	6732
<b>R. stałowartościowa WO=15 d, Q<sub>RecB</sub>=98 tys. m<sup>3</sup>/d</b>	0,5	0,5	0,0	0,7	6,9	0,3	436	7544

Należy jednak zauważyć, że wyniki badań symulacyjnych trzech algorytmów sterowania napowietrzaniem, pokazały, że, przy obecnych parametrach układu (a szczególnie wydajności recyrkulacji wewnętrznej), pomimo działań optymalizacyjnych, właściwie nie ma możliwości zapewnienia niezawodnego usuwania azotu do wartości 10 g N/m<sup>3</sup>, wymaganej w pozwoleniu wodnoprawnym. Dla zapewnienia wymaganej jakości ścieków oczyszczonych konieczne jest zwiększenie wydajności recyrkulacji wewnętrznej.

Warianty optymalne układu „KB” przy zwiększonej do 98 tys. m<sup>3</sup>/(d·ciąg) wydajności recyrkulacji, w porównaniu do wariantu referencyjnego regulacji stałowartościowej (2,0 g O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>), pozwalają obniżyć średnie stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych o 2,7–4,8 g N/m<sup>3</sup> (poprawa o ~23–41%), przy kosztach napowietrzania mniejszych o 108–220 tys. zł/rok (poprawa o ~19–34%) w zależności od temperatury, przy czym większy potencjał optymalizacji dostępny jest w wyższych temperaturach. Ponadto, możliwa jest efektywna eksploatacja układu przy zdecydowanie krótszych wiekach osadu rzędu 15–20 d (zamiast 25–30 d), co skutkuje zwiększoną o 700–850 kg smo/d produkcją osadu nadmiernego (poprawa o 9–12%), a tym samym potencjalnie większą produkcją gazu fermentacyjnego.

Ponadto, w przypadku układu „KB”, warianty optymalne pozwalają utrzymać średnie stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych na poziomie  $<0,5 \text{ g P/m}^3$ , a więc poniżej wartości dopuszczalnej ( $1,0 \text{ g P/m}^3$ ), podczas gdy w wariantcie referencyjnym ( $2,0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ ) dopuszczalne stężenie fosforu ogólnego nie jest przekroczone tylko w temperaturze  $10 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Optymalne warianty regulacji zmiennowartościowej, przy kontroli zadanego stężenia azotu amonowego: na odpływie z komory nityfikacji (KN3) oraz na końcu drugiej części komory nityfikacji (2/3 długości komory nityfikacji, KN2), pozwalają na osiągnięcie praktycznie takich samych efektów oczyszczania ścieków oraz identycznych kosztów napowietrzania. Dogłębna analiza wykazała, że przy kontroli stężenia azotu amonowego na końcu drugiej części komory nityfikacji (KN2), obserwowane wahania stężenia azotu amonowego na odpływie z komór nityfikacji są nieznacznie mniejsze niż przy kontroli stężenia azotu amonowego na odpływie z komory nityfikacji (KN3), podczas gdy wahania stężeń tlenu rozpuszczonego i natężenia przepływu powietrza są porównywalne w obu wariantach. Uzyskane wyniki skłaniają do wyboru wariantu z kontrolą zadanego stężenia azotu amonowego na odpływie z komory nityfikacji (KN3), z uwagi na niższe koszty inwestycyjne (konieczność zakupu jedynie dwóch, a nie sześciu analizatorów  $\text{N-NH}_4$ ) oraz bezpośrednią kontrolę stężenia azotu amonowego na odpływie z reaktora.

W tabeli 8.25. zestawiono wyniki jakościowej analizy pozostałych istotnych cech testowanych algorytmów regulacji, takich jak koszty wdrożenia, koszty eksploatacji i elastyczność. Każdemu z testowanych rodzajów regulacji przypisano ocenę z zakresu „+” do „+++”, gdzie „+++” oznacza najwyższą ocenę.

**Tabela 8.25. Wyniki oceny wybranych cech wariantów regulacji**

Regulacja	Koszty wdrożenia	Koszty eksploatacji	Elastyczność
Stałowartościowa	+++	+++	++
Okresowa	++	+++	+
Zmiennowartościowa	+	+	+++

Implementacja regulacji zmiennowartościowej w starych reaktorach WOŚ wymaga zakupu dwóch dodatkowych analizatorów azotu amonowego, tak aby każdy ciąg był niezależnie opomiarowany. Pozostałe koszty, na które składa się przeprogramowanie regulatorów i modernizacja oprogramowania komputerowego sterującego pracą oczyszczalni (ponieważ w obecnej wersji nie umożliwia ono stosowania algorytmów bardziej zaawansowanych niż regulacja stałowartościowa) muszą być poniesione również w przypadku wdrożenia regulacji okresowej. Dodatkowym kosztem w przypadku wdrożenia regulacji zmiennowartościowej byłaby również procesowa optymalizacja regulatorów w celu dostosowania ich algorytmu i parametrów do właściwego sterowania stężeniem azotu amonowego w rzeczywistych warunkach tłokowego przepływu w komorze napowietrzania. Zapewnienie możliwości przyszłej optymalizacji tych regulatorów wymagałoby pełnego dostępu do ich kodu, co również mogłoby wiązać się z dodatkowymi kosztami. Najniższymi kosztami wdrożenia charakteryzuje się regulacja stałowartościowa, ponieważ w jej przypadku wdrożenie sprowadza się do korekty wartości zadanych stężenia tlenu.

Wysokimi początkowymi kosztami inwestycyjnymi charakteryzuje się również wariant ze zwiększeniem wydajności recyrkulacji wewnętrznej, z uwagi na konieczność wymiany ośmiu mieszadeł pompujących, ale zapewnia on wymaganą jakość odpływu oraz niższe koszty napowietrzania, co w dłuższej perspektywie będzie decydujące.

Regulacja stałowartościowa, jak i okresowa charakteryzują się najniższymi kosztami eksploatacji – ograniczają się one do konserwacji sond tlenowych. Relatywnie wysokimi kosztami eksploatacji charakteryzuje się regulacja zmiennowartościowa – utrzymanie odpowiedniej jakości wskazań analizatorów azotu amonowego wymaga częstych zabiegów konserwacyjnych, a także kalibracji i regularnego serwisu.

Podstawową zaletą regulacji zmiennowartościowej jest jej duża elastyczność, objawiająca się zdolnością utrzymania odpowiedniego składu ścieków oczyszczonych przy dynamicznie zmieniającym się obciążeniu ładunkiem zanieczyszczeń i zróżnicowanych warunkach w reaktorach biologicznych. Zdecydowanie mniejszą elastycznością charakteryzują się pozostałe warianty. Nastawy regulacji stałowartościowej, jak i okresowej, są dostrojone do konkretnych warunków i w przypadku istotnych zmian parametrów pracy układu wymagana będzie ich korekta.

W przypadku wszystkich strategii sterowania napowietrzaniem najlepsze efekty usuwania azotu uzyskuje się przy stosunkowo niskich stężeniach tlenu, które jednocześnie mogą promować rozwój bakterii nitkowatych (szczególnie w niższych temperaturach) i skutkować pogorszeniem właściwości sedymentacyjnych osadu. Symulacyjne określenie ryzyka pęcznienia osadu czynnego jest obecnie niemożliwe, stąd niezbędnym uzupełnieniem są testy w warunkach procesowych. W przypadku nadmiernego rozwoju bakterii nitkowatych wymagane może być zwiększanie stężenia tlenu, czego skutkiem ubocznym będzie wzrost kosztów napowietrzania i pogorszenie efektywności usuwania azotu. Stosunkowo najmniejsze prawdopodobieństwo rozwoju bakterii nitkowatych występuje w wariantach ze zwiększoną wydajnością recyrkulacji wewnętrznej, z uwagi na zdecydowanie krótszy wiek osadu, a tym samym wyższe obciążenie ładunkiem zanieczyszczeń.

Eksploatacja układu przy krótkim wieku osadu powinna mieć również pozytywny wpływ (w przypadku jednoczesnego wdrożenia) na pracę algorytmu regulacji zmiennowartościowej, gdyż jego efektywność w wariantach z obecną wydajnością recyrkulacji jest ograniczona z uwagi na długi wiek osadu i duży potencjał nityfikacyjny układu, utrudniający utrzymanie niezerowego stężenia azotu amonowego w odpływie.

#### **8.5.6. Zalecenia wdrożeniowe**

Kluczowym wyzwaniem dla Wrocławskiej Oczyszczalni Ścieków w zakresie oczyszczania ścieków jest ograniczenie stężenia azotu ogólnego (a *de facto* azotu azotanowego) w ściekach oczyszczonych. Z tej perspektywy celem podejmowanych działań optymalizacyjnych powinna być przede wszystkim poprawa skuteczności usuwania azotu poprzez intensyfikację denitryfikacji dysymilacyjnej.

Wypracowane na podstawie wyników badań symulacyjnych zalecenia wdrożeniowe można podzielić na bezinwestycyjne oraz wymagające działań inwestycyjnych.

Z uwagi na niedawno zakończoną modernizację starej części WOŚ, zasadne wydaje się rozważenie potencjalnie możliwych zmian w sposobie eksploatacji, które powinny przyczynić się do poprawy efektów denitryfikacji bez ponoszenia kosztów inwestycyjnych. Do takich rozwiązań zaliczyć można:

1. eksploatację starych reaktorów w układzie „KB”, który pozwala na zwiększenie dostępnej pojemności komór denitryfikacji,
2. zwiększenie potencjału denitryfikacyjnego układu w wyniku stworzenia warunków sprzyjających symultanicznej denitryfikacji w komorach tlenowych poprzez niższe nastawy stężenia tlenu rozpuszczonego,
3. utrzymywanie wieku osadu rzędu 25–30 d w okresie letnim i 30–35 dób w zimowym,
4. zmniejszenie nierównomierności dopływu ścieków i ładunków zanieczyszczeń w ciągu doby, poprzez odpowiedni reżim pracy pompowni głównej i wykorzystanie retencji kolektora.

Powyższe zalecenia zostały już generalnie wdrożone do praktyki eksploatacyjnej i przełożyły się na poprawę usuwania azotu w starych reaktorach, a tym samym przyczyniły się do zapewnienia zgodności składu ścieków oczyszczonych (z nowych i starych reaktorów) z wymogami pozwolenia wodnoprawnego.

W nieco dalszej perspektywie dla zapewnienia niezawodnej i zgodnej z wymogami pozwolenia wodnoprawnego pracy starej części WOŚ zaleca się wdrożenie poniższych działań optymalizacyjnych, wymagających jednak przeprowadzenia procesu inwestycyjnego:

1. zwiększenie wydajności recyrkulacji wewnętrznej starych reaktorów do 98 tys. m<sup>3</sup>/(d·ciąg),
2. docelowo wdrożenie algorytmu regulacji zmiennowartościowej stężenia tlenu w oparciu o pomiar azotu amonowego na odpływie z komór nityfikacji (także w nowych reaktorach),
3. zmianę udziałów stref funkcyjnych w istniejącej pojemności komór, optymalnie poprzez przekształcenie istniejącego układu technologicznego typu Johannesburg, w 5-fazowy układ Bardenpho z ewentualną denitryfikacją osadu recyrkulowanego, poprzez wydzielenie strefy denitryfikacji endogennej z pojemności komory nityfikacji (także w nowych reaktorach).
4. buforowanie odcieków z gospodarki osadowej (szczególnie z mechanicznego odwadniania osadów), wraz z ewentualnym usuwaniem z nich azotu i fosforu.

## 8.6. Wnioski

Na podstawie przeprowadzonych badań symulacyjnych strategii sterowania systemem napowietrzania starych reaktorów biologicznych WOŚ sformułowano poniższe wnioski.

1. Obecnie stosowany algorytm sterowania i jego nastawy nie są optymalne zarówno w kontekście parametrów ścieków oczyszczonych, jak i kosztów napowietrzania.
2. W tych samych warunkach prowadzenia procesu, promujący denitryfikację układ „KB” pozwala na uzyskanie o około 0,5–1,0 g N/m<sup>3</sup> niższych stężeń azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w porównaniu do układu „KDR”.

3. Maksymalna wydajność pompowni recyrkulacji wewnętrznej w starych reaktorach WOŚ jest niewystarczająca i limituje skuteczność usuwania azotu.
4. W przypadku układu „KDR”, dodatkowym czynnikiem ograniczającym potencjał denitryfikacyjny jest niewystarczająca pojemność komór denitryfikacji.
5. Optymalny, z uwagi na usuwanie azotu, całkowity stopień recyrkulacji w przypadku układu „KDR” mieści się w zakresie 6,0–7,0, natomiast dla układu „KB” w zakresie 7,5–8,5.
6. Najlepsze efekty oczyszczania ścieków uzyskano przy domyślnym rozdziale ścieków mechanicznie oczyszczonych pomiędzy komory KDR i KB.
7. Zaobserwowano pozytywny wpływ wydłużania wieku osadu (maksymalnie do 35 dób) na efektywność procesu denitryfikacji. Zasadne jest więc eksploataowanie starych reaktorów przy wieku osadu rzędu 25–30 d w okresie letnim i 30–35 dób w zimowym.
8. W wariantach regulacji stałowartościowej obniżenie zadanych stężeń tlenu, wraz z ich zróżnicowaniem na długości komory nityfikacji, pozwala znacząco obniżyć stężenia azotu ogólnego w odpływie, przy jednoczesnym zmniejszeniu kosztów napowietrzania, a w układzie „KB” przekłada się dodatkowo na poprawę usuwania fosforu.
9. W wariantach regulacji okresowej kluczowym parametrem jest udział fazy tlenowej w czasie trwania cyklu, natomiast czas trwania cyklu (w testowanym zakresie 60–120 minut) nie ma wpływu ani na stężenie azotu ogólnego w odpływie ani na koszty napowietrzania, choć decyduje o skali nierównomierności pracy dmuchaw.
10. W przypadku testowanych algorytmów regulacji zmiennowartościowej najkorzystniejsze, pod względem usuwania związków azotu, są warianty z niskimi wartościami zadanymi azotu amonowego, które nie ograniczają istotnie nityfikacji. Zadana wartość azotu amonowego (w testowanym zakresie) nie ma istotnego wpływu na koszty napowietrzania.
11. Odpowiednio dostrojona regulacja stałowartościowa i okresowa zapewniają porównywalne efekty usuwania azotu jak regulacja zmiennowartościowa, ale charakteryzują się zdecydowanie mniejszą elastycznością i odpornością na zmienne warunki obciążenia układu.
12. Optymalne nastawy algorytmów sterowania napowietrzaniem pozwalają na obniżenie średniego stężenia azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych nawet o 26% dla układu komór „KDR” oraz 24% dla układu komór „KB”, przy równoczesnym obniżeniu kosztów napowietrzania nawet o 25% w stosunku do algorytmu referencyjnego, nie zapewniają jednak niezawodnego spełniania wymagań pozwolenia wodnoprawnego.
13. Niezawodne zapewnienie wymaganej jakości ścieków oczyszczonych wymaga zwiększenia wydajności recyrkulacji wewnętrznej, a optymalnie również modernizacji układu technologicznego reaktorów biologicznych w ramach istniejącej ich kubatury.

---

## PODSUMOWANIE

### 9.1. Wnioski końcowe

Szczegółowe wnioski sformułowane na podstawie wyników poszczególnych etapów części badawczej pracy zamieszczono w podsumowaniu każdego z rozdziałów (odpowiednio strony 148, 182 i 237). Poniżej przedstawiono natomiast tylko ogólne podsumowanie w kontekście dwóch zasadniczych celów pracy, sformułowanych w punkcie 1.2.1.

W pracy przedstawiono problematykę optymalizacji technologicznej i ekonomicznej pracy oczyszczalni ścieków, opartej o wykorzystanie skalibrowanego modelu układu osadu czynnego. Zaprezentowano możliwości i wyniki praktycznej weryfikacji takiego podejścia na przykładzie niedawno zmodernizowanej, w ramach KPOŚK, Wrocławskiej Oczyszczalni Ścieków. Tematyka i zakres pracy wpisują się zarówno w krajowe uwarunkowania związane z realizacją KPOŚK (budowa i modernizacja wielu OŚ w ostatnich latach), jak i szerszy kontekst nowoczesnej gospodarki wodno-energetycznej w komunalnych OŚ.

Wyniki badań własnych wykazały, że nawet w przypadku niedawno zmodernizowanej, dużej oczyszczalni ścieków, przeprowadzenie optymalizacji, bazującej na skalibrowanym modelu obiektu, pozwala na osiągnięcie wymiernych korzyści związanych z: uporządkowaniem sposobu gromadzenia danych i poprawą ich jakości, wykryciem czynników limitujących sprawność usuwania zanieczyszczeń, a także wypracowaniem działań korygujących i strategii sterowania pracą układu osadu czynnego, pozwalających zaproponować konkretne zalecenia umożliwiające jednoczesną, znaczącą poprawę efektywności technologicznej i ekonomicznej. Praktyczna weryfikacja tych zaleceń, w warunkach typowej eksploatacji oczyszczalni, wykazała ich ogólną trafność oraz zgodność obserwowanych w rzeczywistości efektów z przewidywaniami modelu.

Biorąc od uwagę krajowe uwarunkowania projektowania, przygotowania i realizacji inwestycji, można przypuszczać, że w wielu oczyszczalniach ścieków w Polsce istnieje, możliwy do osiągnięcia stosunkowo prostymi środkami i małym nakładem kosztów, potencjał opłacalnej optymalizacji technologicznej i ekonomicznej.

Należy jednak podkreślić, że podstawą skutecznego wykorzystania modeli procesów i warunkiem koniecznym optymalizacji pracy obiektu jest dostępność wiarygodnych danych

eksploatacyjnych, właściwie charakteryzujących rzeczywiste warunki zasilania i pracy obiektu. Zatem operatorzy oczyszczalni ścieków, planując działania modernizacyjny i optymalizacyjne, powinni z góry zadbać o właściwą jakość i zakres zbieranych danych.

Zrealizowana w ramach niniejszej pracy praktyczna weryfikacja protokołu symulacyjnego IWA pokazała, że zapewnia on spójną i ustrukturyzowaną podstawę organizacji i prowadzenia projektów symulacyjnych. Jego mocną stroną jest to, że został on opracowany wspólnie przez badaczy z różnych ośrodków naukowych, co pozwala mieć nadzieję na jego szeroką akceptację i upowszechnienie. Pozwoli to na ujednoczenie metodyki prowadzenia badań symulacyjnych, co powinno przyczynić się do zmniejszenia wymaganego nakładu pracy i kosztów oraz poprawy jakości, porównywalności i powtarzalności uzyskiwanych wyników. Upowszechnienie tego protokołu pozwoli na zebranie kolejnych doświadczeń, na drodze do wypracowania docelowego standardu skutecznego wykorzystania badań symulacyjnych w szerokiej praktyce inżynierskiej.

Należy jednak zauważyć, że wytyczne protokołu IWA określają ogólny schemat prowadzenia i dokumentowania badań symulacyjnych, nie narzucając jednocześnie wyboru konkretnego modelu matematycznego, ani metod wyznaczania podziału frakcyjnego zanieczyszczeń w ściekach czy wartości parametrów modelu. Z jednej strony jest to uzasadnione, z uwagi na brak ogólnie przyjętych standardów, z drugiej powoduje jednak, że nietrywialny wybór właściwego/optimalnego podejścia spoczywa na wykonawcy projektu symulacyjnego. Zdaniem autora niniejszej pracy, protokół nie zapewnia wystarczających informacji/przesłanek do dokonania takiego wyboru, zwłaszcza w przypadku osób o mniejszym doświadczeniu w zakresie modelowania. Szczególnym niedostatkim protokołu jest brak wnikliwego porównania istotnych różnic pomiędzy dostępnymi modelami procesu osadu czynnego, a także specyfikacji konsekwencji tych różnic, w kontekście kalibracji oraz zdolności predykcyjnej alternatywnych modeli. Osobnym, ale ważnym aspektem jest brak aktualizacji modeli IWA, uwzględniających opisane w literaturze naukowej modyfikacje ich postaci (w kierunku lepszego odzwierciedlenia mechanizmów zjawisk), skutkujące polepszeniem ich walorów predykcyjnych. Ma to tym większe znaczenie, że w praktycznych zastosowaniach inżynierskich modele wykorzystywane są zazwyczaj w domyślnej postaci, zaimplementowanej w dostępnym programie symulacyjnym, często bez wystarczającej wiedzy o ich ograniczeniach.

## 9.2. Kierunki dalszych badań

Praca doktorska była realizowana w ramach dwóch projektów badawczo-wdrożeniowych dotyczących optymalizacji oczyszczalni ścieków we Wrocławiu i Lesznie, co oprócz oczywistych zalet związanych z finansowaniem i dostępem do obiektów w pełnej skali technicznej, nakładało również pewne ograniczenia związane z czasem realizacji tych projektów, stanem pracy oczyszczalni oraz, z założenia, praktyczno-wdrożeniowym charakterem prowadzonych prac. Niemniej jednak zakres pracy doktorskiej został zaplanowany w taki sposób, aby, w ramach istniejących ograniczeń, w możliwie dużym stopniu rozwinąć poznawcze i naukowe aspekty prowadzonych badań.

Na podstawie doświadczeń zebranych w trakcie realizacji niniejszej pracy, uzasadnione jest sformułowanie poniższych kierunków dalszych badań.

1. Wskazane są dalsze badania nad wyznaczeniem frakcji ChZT w ściekach, szczególnie w kontekście rozbieżności pomiędzy wynikami dostępnych metod oraz sygnalizowanej w literaturze potrzeby wprowadzenia dodatkowej frakcji biodegradowalnej (koloidalnej lub szybkohydrolizowalnej) o pośredniej charakterystyce w stosunku do frakcji łatwo- i wolnorozkładalnej.
2. Wartościowe byłoby również bezpośrednie porównanie, pod względem konsekwencji dla jakości kalibracji oraz wymaganej modyfikacji parametrów, kalibracji modelu ASM dla konkretnego obiektu przy charakterystyce frakcji ChZT wyznaczonej w oparciu o metody respirometryczne oraz alternatywnie fizyczno-chemiczne.
3. Biorąc pod uwagę czas, który upłynął od publikacji ostatniego z modeli ASM, zasadna wydaje się również konieczność zebrania i porównania dotychczasowych doświadczeń oraz podjęcia wysiłku stworzenia nowej wersji modelu ASM, eliminującej niedostatki dotychczasowych modeli oraz implementującej procesy, które w ostatnich latach nabierają coraz większego znaczenia (np. dwustopniowa nityfikacja czy Anammox).

## LITERATURA

1. AKPOŚK (2009) *Aktualizacja Krajowego programu oczyszczania ścieków komunalnych 2009*, Warszawa, Ministerstwo Środowiska.
2. Amand, L. (2014) Ammonium Feedback Control in Wastewater Treatment Plants. *PhD thesis*, Uppsala University, Uppsala.
3. Amand, L. i Carlsson, B. (2012) Optimal aeration control in a nitrifying activated sludge process. *Water Research*, **46**(7), 2101–2110.
4. Amand, L., Olsson, G., i Carlsson, B. (2013) Aeration control - a review. *Water Science and Technology*, **67**(11), 2374–2398.
5. Anterrieu, S., Quadri, L., Raap, J., Meeuwissen, C., Fetter, B., i Werker, A. (2013) Biomass biopolymer potential from water treatment. *Water* **21**, **15**(3), 38–39.
6. Anthonisen, A. C., Loehr, R. C., Prakasam, T. B. S., i Srinath, E. G. (1976) Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. *Journal Water Pollution Control Federation*, **48**(5), 835–852.
7. ARE (2011) *Aktualizacja Prognozy zapotrzebowania na paliwa i energię do roku 2030*, Warszawa, Agencja Rynku Energii S.A.
8. Ayesa, E., De la Sota, A., Grau, P., Sagarna, J. M., Salterain, A., i Suescun, J. (2006) Supervisory control strategies for the new WWTP of Galindo-Bilbao: the long run from the conceptual design to the full-scale experimental validation. *Water Science and Technology*, **53**(4-5), 193–201.
9. Baczyński, T. (2010) Przegląd metod służących wyznaczaniu frakcji ChZT w ściekach. *Gaz, Woda i Technika Sanitarna*, (10), 29–35.
10. Barker, P. S. i Dold, P. L. (1997) General model for biological nutrient removal activated-sludge systems: model presentation. *Water Environment Research*, **69**(5), 969–984.
11. Barry, U., Choubert, J.-M., Canler, J.-P., Heduit, A., Robin, L., i Lessard, P. (2012) A calibration protocol of a one-dimensional moving bed bioreactor (MBBR) dynamic model for nitrogen removal. *Water Science and Technology*, **65**(7), 1172–1178.
12. Booker, N. A., Priestley, A. J., i Fraser, I. H. (1999) Struvite formation in wastewater treatment plants: Opportunities for nutrient recovery. *Environmental Technology*, **20**(7), 777–782.
13. Brdjanovic, D., Van Loosdrecht, M. C. M., Versteeg, P., Hooijmans, C. M., Alaerts, G. J., i Heijnen, J. J. (2000) Modeling COD, N and P removal in a full-scale wwtp Haarlem Waarderpolder. *Water Research*, **34**(3), 846–858.
14. Chen, J. i Beck, M. (1993) Modeling, control and online estimation of activated sludge bulking. *Water Science and Technology*, **28**(11-12), 249–256.
15. Choubert, J.-M., Rieger, L., Shaw, A., Copp, J., Sperandio, M., Sorensen, K., Roenner-Holm, S., Morgenroth, E., Melcer, H., i Gillot, S. (2013) Rethinking wastewater characterisation methods for activated sludge systems - a position paper. *Water Science and Technology*, **67**(11), 2363–2373.
16. Chudoba, P., Capdeville, B., i Chudoba, J. (1992) Explanation of biological meaning of the S<sub>0</sub>/X<sub>0</sub> ratio in batch cultivation. *Water Science and Technology*, **26**(3-4), 743–751.
17. Cokgor, E. U., Insel, G., Aydin, E., i Orhon, D. (2009) Respirometric evaluation of a mixture of organic chemicals with different biodegradation kinetics. *Journal of Hazardous Materials*, **161**(1), 35–41.
18. Copp, J. (2001) *The COST simulation benchmark: Description and simulator manual*, Luxembourg, Office for Official Publications of the European Community.
19. Copp, J. B., Johnson, B. R., Shaw, A., Burbano, M. S., Narayanan, B., Frank, K., Kinnear, D., Melcer, H., i Brischke, K. (2009) A balancing act: the consulting engineers' pragmatic view of process modelling. *Water Science & Technology*, **59**(4), 763–769.
20. Copp, J. B., Spanjers, H., i Vanrolleghem, P. A. (red.) (2002) *Respirometry in control of the activated sludge process: benchmarking control strategies*, London, IWA.
21. Corominas, L., Rieger, L., Takacs, I., Ekama, G., Hauduc, H., Vanrolleghem, P. A., Oehmen, A., Gernaey, K. V., van Loosdrecht, M. C. M., i Comeau, Y. (2010) New framework for standardized notation in wastewater treatment modelling. *Water Science and Technology*, **61**(4), 841–857.
22. Czerwionka, K., Makinia, J., Pagilla, K. R., i Stensel, H. D. (2012) Characteristics and fate of organic nitrogen in municipal biological nutrient removal wastewater treatment plants. *Water Research*, **46**(7), 2057–2066.

23. Dold, P. L., Jones, R. M., i Bye, C. M. (2005) Importance and measurement of decay rate when assessing nitrification kinetics. *Water Science and Technology*, **52**(10-11), 469–477.
24. Driver, J., Lijmbach, D., i Steen, I. (1999) Why recover phosphorus for recycling, and how? *Environmental Technology*, **20**(7), 651–662.
25. Dymaczewski, Z. (2001) Badanie kinetyki przemian zanieczyszczeń na potrzeby modelowania matematycznego wysokoefektywnych procesów oczyszczania ścieków miejskich osadem czynnym. *Praca doktorska*, Politechnika Poznańska, Poznań.
26. Dymaczewski, Z. (red.) (2011) *Poradnik eksploatatora oczyszczalni ścieków*, Poznań, PZITS.
27. Dytczak, M. A., Londry, K. L., i Oleszkiewicz, J. A. (2008) Activated sludge operational regime has significant impact on the type of nitrifying community and its nitrification rates. *Water Research*, **42**(8-9), 2320–2328.
28. Ekama, G. A. (2010) The role and control of sludge age in biological nutrient removal activated sludge systems. *Water Science and Technology*, **61**(7), 1645–1652.
29. Ekama, G. A. i Wentzel, M. C. (2004) A predictive model for the reactor inorganic suspended solids concentration in activated sludge systems. *Water Research*, **38**(19), 4093–4106.
30. Ekama, G., Dold, P. L., i Marais, G. V. (1986) Procedures for determining influent COD fractions and the maximum specific growth-rate of heterotrophs in activated-sludge systems. *Water Science and Technology*, **18**(6), 91–114.
31. Fall, C., Flores, N. A., Espinoza, M. A., Vazquez, G., Loaiza-Navia, J., van Loosdrecht, M. C. M., i Hooijmans, C. M. (2011) Divergence Between Respirometry and Physicochemical Methods in the Fractionation of the Chemical Oxygen Demand in Municipal Wastewater. *Water Environment Research*, **83**(2), 162–172.
32. Fattah, K. P., Mavinic, D. S., Koch, F. A., i Jacob, C. (2008) Determining the feasibility of phosphorus recovery as struvite from filter press centrate in a secondary wastewater treatment plant. *Journal of Environmental Science and Health Part a-Toxic/Hazardous Substances & Environmental Engineering*, **43**(7), 756–764.
33. Galarza, A., Ayesa, E., Linaza, M. T., Rivas, A., i Salterain, A. (2001) Application of mathematical tools to improve the design and operation of activated sludge plants. Case study: the new WWTP of Galindo-Bilbao Part II: Operational strategies and automatic controllers. *Water Science and Technology*, **43**(7), 167–174.
34. Garrett, M. T. (1958) Hydraulic Control of Activated Sludge Growth Rate. *Sewage and Industrial Wastes*, **30**(3), 253–261.
35. Gernaey, K. V., van Loosdrecht, M. C. M., Henze, M., Lind, M., i Jorgensen, S. B. (2004) Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art. *Environmental Modelling & Software*, **19**(9), 763–783.
36. Gilbert, N. (2009) Environment: The disappearing nutrient. *Nature*, **461**(7265), 716–718.
37. Gillot, S. i Choubert, J.-M. (2010) Biodegradable organic matter in domestic wastewaters: comparison of selected fractionation techniques. *Water Science and Technology*, **62**(3), 630–639.
38. Gillot, S., Ohtsuki, T., Rieger, L., Shaw, A., Takács, I., i Winkler, S. (2009) Development of a unified protocol for good modeling practice in activated sludge modeling. *Influents*, **4**, 70–72.
39. Ginestet, P., Maisonnier, A., i Sperandio, M. (2002) Wastewater COD characterization: biodegradability of physico-chemical fractions. *Water Science and Technology*, **45**(6), 89–97.
40. Greenwood, S., Anderson, C., Rieth, M., i Stein, T. (2002) „A Constant SRT Calculated From Liquid Flows Improves BNR Activated Sludge Performance” w Central States Water Environment Association. [online] <http://www.cswea.org/papers/>.
41. Gujer, W. (2006) Activated sludge modelling: past, present and future. *Water Science and Technology*, **53**(3), 111–119.
42. Gujer, W. (2011) Is modeling of biological wastewater treatment a mature technology? *Water Science and Technology*, **63**(8), 1739–1743.
43. Gujer, W. (2010) Nitrification and me - A subjective review. *Water Research*, **44**(1), 1–19.
44. Gujer, W., Henze, M., Mino, T., i van Loosdrecht, M. (1999) Activated Sludge Model No. 3. *Water Science and Technology*, **39**(1), 183–193.
45. Gujer, W., Henze, M., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M. C., i Marais, G. V. R. (1995) The Activated Sludge Model 2 - biological phosphorus removal. *Water Science and Technology*, **31**(2), 1–11.

46. GUS (2014) *Mały Rocznik Statystyczny Polski 2014*, Warszawa, Główny Urząd Statystyczny.
47. GUS (2015) Platforma Analityczna - SWAID. *Główny Urząd Statystyczny*. [online] <http://swaid.stat.gov.pl/> (Udostępniono marzec 10, 2015).
48. Hartley, K. (2013) Applying evolutionary operation to biological nutrient removal plants. *Water21*, **15**(6), 38–39.
49. Hauduc, H., Gillot, S., Rieger, L., Ohtsuki, T., Shaw, A., Takacs, I., i Winkler, S. (2009) Activated sludge modelling in practice: an international survey. *Water Science and Technology*, **60**(8), 1943–1951.
50. Hauduc, H., Rieger, L., Ohtsuki, T., Shaw, A., Takacs, I., Winkler, S., Heduit, A., Vanrolleghem, P. A., i Gillot, S. (2011) Activated sludge modelling: development and potential use of a practical applications database. *Water Science and Technology*, **63**(10), 2164–2182.
51. Hauduc, H., Rieger, L., Takacs, I., Heduit, A., Vanrolleghem, P. A., i Gillot, S. (2010) A systematic approach for model verification: application on seven published activated sludge models. *Water Science and Technology*, **61**(4), 825–839.
52. Henze, M. (1992) Characterization of wastewater for modeling of activated sludge processes. *Water Science and Technology*, **25**(6), 1–15.
53. Henze, M., Grady, C. P. J., Gujer, W., Marais, G. v. R., i Matsuo, T. (1987) *Activated Sludge Model No. 1*, London, IAWPRC.
54. Henze, M., Gujer, W., Mino, T., i van Loosdrecht, M. C. M. (2000) *Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*, London, IWA Publishing.
55. Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M. C., i Marais, G. V. R. (1995) Wastewater and biomass characterization for the Activated Sludge Model 2 - biological phosphorus removal. *Water Science and Technology*, **31**(2), 13–23.
56. Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M. C., Marais, G. V. R., i Van Loosdrecht, M. C. M. (1999) Activated Sludge Model No.2d, ASM2d. *Water Science and Technology*, **39**(1), 165–182.
57. Hug, T., Gujer, W., i Siegrist, H. (2006) Modelling seasonal dynamics of „*Microthrix parvicella*”. *Water Science and Technology*, **54**(1), 189–198.
58. Hulsbeek, J. J. W., Kruit, J., Roeleveld, P. J., i van Loosdrecht, M. C. M. (2002) A practical protocol for dynamic modelling of activated sludge systems. *Water Science and Technology*, **45**(6), 127–136.
59. Hu, Z., Wentzel, M. C., i Ekama, G. A. (2007) A general kinetic model for biological nutrient removal activated sludge systems: Model evaluation. *Biotechnology and Bioengineering*, **98**(6), 1259–1275.
60. IFAK (2012) *Pakiet symulacyjny SIMBA 6.5*, Magdeburg, Niemcy, Instytut Automatyki i Komunikacji.
61. Ingildsen, P. (2002) Realising full-scale control in wastewater treatment systems using in situ nutrient sensors. *PhD thesis*, Lund University, Lund.
62. Janiak, K. (2013) Optymalizacja systemu napowietrzania drobnopęcherzykowego w procesie osadu czynnego. *Praca doktorska*, Politechnika Wroclawska, Wrocław.
63. Jones, R. M., Bye, C. M., i Dold, P. L. (2005) Nitrification parameter measurement for plant design: experience and experimental issues with new methods. *Water Science and Technology*, **52**(10-11), 461–468.
64. Jones, R. M., Dold, P. L., Takacs, I., Chapman, K., Wett, B., Murthy, S., i O’Shaughnessy, M. (2007) „Simulation for operation and control of reject water treatment processes” w *Proceedings. San Diego*, 4357–4372.
65. Kaelin, D., Manser, R., Rieger, L., Eugster, J., Rottermann, K., i Siegrist, H. (2009) Extension of ASM3 for two-step nitrification and denitrification and its calibration and validation with batch tests and pilot scale data. *Water Research*, **43**(6), 1680–1692.
66. Kappeler, J. i Gujer, W. (1992) Estimation of kinetic-parameters of heterotrophic biomass under aerobic conditions and characterization of waste-water for activated-sludge modeling. *Water Science and Technology*, **25**(6), 125–139.
67. Kopańska-Bródka, D. (2010) *Metody badań operacyjnych w praktyce: praca zbiorowa*, Katowice, Wydawnictwo Akademii Ekonomicznej.
68. KPOŚK (2003) *Krajowy program oczyszczania ścieków komunalnych*, Warszawa, Ministerstwo Środowiska.
69. Kulej, M. (2011) *Operations Research*, Wrocław, Politechnika Wroclawska. [online] [www.studia.pwr.wroc.pl/p/skrypty/10\\_Business%20Informations%20Systems%20W-8/05\\_Operations%20Research.pdf](http://www.studia.pwr.wroc.pl/p/skrypty/10_Business%20Informations%20Systems%20W-8/05_Operations%20Research.pdf).

70. Kusiak, J., Danielewska-Tulecka, A., i Oprocha, P. (2009) *Optymalizacja: wybrane metody z przykładami zastosowań*, Warszawa, Wydawnictwo Naukowe PWN.
71. KZGW (2014) *Sprawozdanie z wykonania krajowego programu oczyszczania ścieków komunalnych w latach 2012-2013. Projekt*, Warszawa, Krajowy Zarząd Gospodarki Wodnej.
72. Ladiges, G. i Bertram, N. P. (2004) Optimisation of Hamburg's wastewater treatment plants - three years of experience with the new concept. *Water Science and Technology*, **50**(7), 45–48.
73. Ladiges, G. i Gunner, C. (2003) Theoretical and practical results of the optimisation of Hamburg's WWTPs with dynamic simulation. *Water Science and Technology*, **47**(12), 27–33.
74. Langergraber, G., Rieger, L., Winkler, S., Alex, J., Wiese, J., Owerdieck, C., Ahnert, M., Simon, J., i Maurer, M. (2004) A guideline for simulation studies of wastewater treatment plants. *Water Science and Technology*, **50**(7), 131–138.
75. Latimer, R. J., Pitt, P., Dold, P., Takacs, I., i Lynch, T. J. (2009) Kinetic parameters for modeling two-step nitrification and denitrification: a case study. *Water Science and Technology*, **59**(4), 631–638.
76. Lazarova, V., Choo, K.-H., i Cornel, P. (2012a) Meeting the challenges of the water-energy nexus: the role of reuse and wastewater treatment. *Water21*, **14**(2), 12–17.
77. Lazarova, V., Choo, K.-H., i Cornel, P. (red.) (2012b) *Water-energy interactions in water reuse*, London; New York, IWA Publishing.
78. Makinia, J. (2010) *Mathematical modelling and computer simulation of activated sludge systems*, London ; New York, IWA Publishing.
79. Makinia, J., Pagilla, K., Czerwionka, K., i Stensel, H. D. (2011) Modeling organic nitrogen conversions in activated sludge bioreactors. *Water Science and Technology*, **63**(7), 1418–1426.
80. Mamais, D., Jenkins, D., i Pitt, P. (1993) A rapid physical-chemical method for the determination of readily biodegradable soluble COD in municipal wastewater. *Water Research*, **27**(1), 195–197.
81. Martins, A. M. P., Pagilla, K., Heijnen, J. J., i van Loosdrecht, M. C. M. (2004) Filamentous bulking sludge - a critical review. *Water Research*, **38**(4), 793–817.
82. Meijer, S. C. F. (2004) Theoretical and practical aspects of modelling activated sludge processes. *PhD thesis*, Delft University of Technology, Delft.
83. Meijer, S. C. F., Van Loosdrecht, M. C. M., i Heijnen, J. J. (2001) Metabolic modelling of full-scale biological nitrogen and phosphorus removing WWTP's. *Water Research*, **35**(11), 2711–2723.
84. Melcer, H., Dold, P., Jones, R. M., Bye, C. M., Takács, I., Stensel, H. D., Wilson, A. W., Sun, P., i Bury, S. (2003) *Methods for wastewater characterization in activated sludge modeling*, Alexandria, VA; London, U.K, Water Environment Federation ; IWA Pub.
85. Metcalf&Eddy (2004) *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse* (G. Tchobanoglous, F. L. Burton, i H. D. Stensel, red.), Boston, McGraw-Hill.
86. Metcalf&Eddy, I. (2014) *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery* (G. Tchobanoglous, F. L. Burton, i H. D. Stensel, red.), McGraw-Hill Education.
87. Moussa, M. S., Hooijmans, C. M., Lubberding, H. J., Gijzen, H. J., i van Loosdrecht, M. C. M. (2005) Modelling nitrification, heterotrophic growth and predation in activated sludge. *Water Research*, **39**(20), 5080–5098.
88. Naidoo, V., Urbain, V., i Buckley, C. A. (1998) Characterization of wastewater and activated sludge from European municipal wastewater treatment plants using the NUR test. *Water Science and Technology*, **38**(1), 303–310.
89. Neethling, J. B. (red.) (2005) *Factors influencing the reliability of enhanced biological phosphorus removal*, Alexandria, Va. : London, Water Environment Research Foundation ; IWA Publishing.
90. Nopens, I., Arnaldos, M., Belia, E., Jeppsson, U., Kinnear, D., Lessard, P., Murthy, S., O'Shaughnessy, M., Rieger, L., Vanrolleghem, P., i in. (2014) Maximising the benefits of activated sludge modelling. *Water 21*, **16**(5), 31–33.
91. Nopens, I., Benedetti, L., Jeppsson, U., Pons, M.-N., Alex, J., Copp, J. B., Gernaey, K. V., Rosen, C., Steyer, J.-P., i Vanrolleghem, P. A. (2010) Benchmark Simulation Model No 2: finalisation of plant layout and default control strategy. *Water Science and Technology*, **62**(9), 1967–1974.
92. Nowak, O., Enderle, P., i Varbanov, P. (2015) Ways to optimize the energy balance of municipal wastewater systems: lessons learned from Austrian applications. *Journal of Cleaner Production*, **88**, 125–131.

93. Nowak, O., Keil, S., i Fimml, C. (2011) Examples of energy self-sufficient municipal nutrient removal plants. *Water Science and Technology*, **64**(1), 1–6.
94. Olsson, G. (2012a) ICA and me - A subjective review. *Water Research*, **46**(6), 1585–1624.
95. Olsson, G. (2006) Instrumentation, control and automation in the water industry - state-of-the-art and new challenges CD. *Water Science and Technology*, **53**(4-5), 1–16.
96. Olsson, G. (2012b) Water and energy: conflicts and connections. *Water21*, **14**(5), 12–17.
97. Olsson, G. (2012c) *Water and energy: threats and opportunities*, London, IWA Publishing.
98. Olsson, G., Nielsen, M. K., Yuan, Z., Lynggaard-Jensen, A., i Steyer, J.-P. (2005) *Instrumentation, control and automation in wastewater systems*, London, IWA Publishing.
99. Orhon, D. i Cokgor, E. U. (1997) COD fractionation in wastewater characterization - The state of the art. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, **68**(3), 283–293.
100. Orhon, D., Insel, G., i Karahan, O. (2007) Respirometric assessment of biodegradation characteristics of the scientific pitfalls of wastewaters. *Water Science and Technology*, **55**(10), 1–9.
101. Pagilla, K. R. (2008) „Technology Thresholds for Advanced Nitrogen Removal” w Optymalizacja usuwania azotu - doświadczenia krajowe i zagraniczne. Warszawa.
102. Pagilla, K. R., Czerwionka, K., Urgun-Demirtas, M., i Makinia, J. (2008) Nitrogen speciation in wastewater treatment plant influents and effluents - the US and Polish case studies. *Water Science and Technology*, **57**(10), 1511–1517.
103. Petersen, B. (2000) Calibration, identifiability and optimal experimental design of activated sludge models. *PhD thesis*, Ghent University, Ghent.
104. Phillips, H. M., Sahlstedt, K. E., Frank, K., Bratby, J., Brennan, W., Rogowski, S., Pier, D., Anderson, W., Mulas, M., Copp, J. B., i in. (2009) Wastewater treatment modelling in practice: a collaborative discussion of the state of the art. *Water Science & Technology*, **59**(4), 695–704.
105. Podewils, W. (2012) Większa sprawność - mniejsze koszty. *Przeegląd Komunalny*, **2012**(3), 58–62.
106. Puig, S., van Loosdrecht, M. C. M., Colprim, J., i Meijer, S. C. F. (2008) Data evaluation of full-scale wastewater treatment plants by mass balance. *Water Research*, **42**(18), 4645–4655.
107. Rieger, L., Gillot, S., Langergraber, G., Ohtsuki, T., Shaw, A., Takács, I., i Winkler, S. (2013) *Guidelines for using activated sludge models*, London, IWA Publishing. [online] <http://site.ebrary.com/id/10733004> (Udostępniono marzec 7, 2015).
108. Rieger, L., Jones, R. M., Dold, P. L., i Bott, C. B. (2014) Ammonia-Based Feedforward and Feedback Aeration Control in Activated Sludge Processes. *Water Environment Research*, **86**(1), 63–73.
109. Rieger, L., Koch, G., Kuhni, M., Gujer, W., i Siegrist, H. (2001) The EAWAG Bio-P module for activated sludge model No. 3. *Water Research*, **35**(16), 3887–3903.
110. Rivas, A., Ayesa, E., Galarza, A., i Salterain, A. (2001) Application of mathematical tools to improve the design and operation of activated sludge plants. Case study: the new WWTP of Galindo-Bilbao Part I: Optimum design. *Water Science and Technology*, **43**(7), 157–165.
111. Roeleveld, P. J. i van Loosdrecht, M. C. M. (2002) Experience with guidelines for wastewater characterisation in The Netherlands. *Water Science and Technology*, **45**(6), 77–87.
112. Schwarzenbeck, N., Bomball, E., i Pfeiffer, W. (2008) Can a wastewater treatment plant be a powerplant? A case study. *Water Science and Technology*, **57**(10), 1555–1561.
113. Siegrist, H., Brunner, I., Koch, G., Phan, L. C., i Le, V. C. (1999) Reduction of biomass decay rate under anoxic and anaerobic conditions. *Water Science and Technology*, **39**(1), 129–137.
114. Sin, G., Kaelin, D., Kampschreur, M. J., Takacs, I., Wett, B., Gernaey, K. V., Rieger, L., Siegrist, H., i van Loosdrecht, M. C. M. (2008) Modelling nitrite in wastewater treatment systems: a discussion of different modelling concepts. *Water Science and Technology*, **58**(6), 1155–1171.
115. Sin, G., Van Hulle, S. W. H., De Pauw, D. J. W., van Griensven, A., i Vanrolleghem, P. A. (2005) A critical comparison of systematic calibration protocols for activated sludge models: A SWOT analysis. *Water Research*, **39**(12), 2459–2474.
116. Sosnowska, B. (2003) Kinetyka i efektywność biologicznego oczyszczania ścieków w beztlenowo-anoksylicznym reaktorze SBR z wydzieloną nityfikacją na złożu biologicznym. *Praca doktorska*, Politechnika Wroclawska, Wrocław.

- 
117. Spanjers, H. i Vanrolleghem, P. A. (1995) Respirometry as a tool for rapid characterization of waste-water and activated-sludge. *Water Science and Technology*, **31**(2), 105–114.
  118. Spanjers, H., Vanrolleghem, P. A., Olsson, G., Dold, P. L., IAWQ Task Group on Respirometry, i International Association on Water Quality (1998) *Respirometry in control of the activated sludge process: principles*, London, International Association on Water Quality.
  119. Sperandio, M., Labelle, M.-A., Ramdani, A., Gadbois, A., Paul, E., Comeau, Y., i Dold, P. L. (2013) Modelling the degradation of endogenous residue and „unbiodegradable” influent organic suspended solids to predict sludge production. *Water Science and Technology*, **67**(4), 789–796.
  120. Sperandio, M., Urbain, V., Ginestet, P., Audic, M. J., i Paul, E. (2001) Application of COD fractionation by a new combined technique: comparison of various wastewaters and sources of variability. *Water Science and Technology*, **43**(1), 181–190.
  121. Stricker, A.-E., Takacs, I., i Marquot, A. (2007) Hindered and compression settling: parameter measurement and modelling. *Water Science and Technology*, **56**(12), 101–110.
  122. Surcis, S. L. [online] [http://www.surcis.com/home\\_EN.html](http://www.surcis.com/home_EN.html).
  123. Su, Y.-M., Makinia, J., i Pagilla, K. R. (2008) Estimation of autotrophic maximum specific growth rate constant - Experience from the long-term operation of a laboratory-scale Sequencing batch reactor system. *Water Environment Research*, **80**(4), 355–366.
  124. Svardal, K. i Kroiss, H. (2011) Energy requirements for waste water treatment. *Water Science and Technology*, **64**(6), 1355–1361.
  125. Swinarski, M. (2011) The effect of external carbon sources on enhancing the denitrification process in activated sludge systems. *PhD thesis*. Gdańsk University of Technology, Gdańsk.
  126. Szetela, R. (2014) *Materiały do wykładu z Oczyszczania Ścieków*, Wrocław, Politechnika Wroclawska.
  127. Szetela, R., Janiak, K., Balbierz, P., i Knap, M. (2012) *Optymalizacja pracy systemu napowietrzania bloków biologicznych pod kątem minimalizacji kosztów napowietrzania Wroclawskiej Oczyszczalni Ścieków cz. 4*, Wrocław, Politechnika Wroclawska.
  128. Szetela, R., Janiak, K., Balbierz, P., i Knap, M. (2014) *Optymalizacja pracy systemu napowietrzania bloków biologicznych pod kątem minimalizacji kosztów napowietrzania Wroclawskiej Oczyszczalni Ścieków cz. 5*, Wrocław, Politechnika Wroclawska.
  129. Takacs, I. (2008) Experiments in Activated Sludge Modelling. *PhD thesis*, Ghent University, Ghent.
  130. Takacs, I., Patry, G., i Nolasco, D. (1991) A dynamic model of the clarification-thickening process. *Water Research*, **25**(10), 1263–1271.
  131. Vaccari, D. A., Fagedes, T., i Longtin, J. (1985) Calculation of mean cell residence time for unsteady-state activated sludge systems. *Biotechnology and Bioengineering*, **27**(5), 695–703.
  132. Vanrolleghem, P. A., Insel, G., Petersen, B., Sin, G., De Pauw, D. J. W., Nopens, I., Weijers, S., i Gernaey, K. V. (2003) „A comprehensive model calibration procedure for activated sludge models” w Proceedings. Los Angeles.
  133. Wanner, J. i Jenkins, D. (2014) The evolution of activated sludge. *Water* **21**, **16**(6), 37–40.
  134. Wanner, O., Panagiotidis, V., Clavadetscher, P., i Siegrist, H. (2005) Effect of heat recovery from raw wastewater on nitrification and nitrogen removal in activated sludge plants. *Water Research*, **39**(19), 4725–4734.
  135. Wentzel, M., Mbewe, A., i Ekama, G. (1995) Batch test for measurements of readily biodegradable COD and active organisms concentration in municipal wastewater. *Water Sa*, **21**(2), 117–124.
  136. Woods, N. C., Sock, S. M., i Daigger, G. T. (1999) Phosphorus recovery technology modeling and feasibility evaluation for municipal wastewater treatment plants. *Environmental Technology*, **20**(7), 663–679.
  137. Yuan, Q. i Oleszkiewicz, J. A. (2011) Effect of Dissolved Oxygen on Biological Nutrient Removal by Denitrifying Phosphorus-Accumulating Organisms in a Continuous-Flow System. *Water Environment Research*, **83**(11), 2107–2114.
-

## SPIS TABEL

Tabela 2.1. Zestawienie najczęściej kalibrowanych parametrów modelu ASM 2d (Hauduc i in., 2011) .....	37
Tabela 2.2. Współczynniki przeliczeniowe dla frakcji azotu organicznego w modelu ASM 2d .....	65
Tabela 2.3. Współczynniki przeliczeniowe dla frakcji fosforu organicznego w modelu ASM 2d .....	67
Tabela 3.1. Projektowe pojemności komór w nowych i starych reaktorach biologicznych WOŚ .....	81
Tabela 3.2. Charakterystyczne rzeczywiste gabaryty obiektów starego układu osadu czynnego WOŚ .....	83
Tabela 3.3. Charakterystyczne wydajności pompowni recyrkulacji starej części WOŚ .....	83
Tabela 3.4. Charakterystyka ścieków oczyszczonych mechanicznie i biologicznie LOŚ .....	84
Tabela 3.5. Charakterystyczne gabaryty obiektów układu osadu czynnego LOŚ .....	85
Tabela 3.6. Charakterystyczne zakresy wydajności pompowni recyrkulacji LOŚ .....	85
Tabela 3.7. Charakterystyczne parametry systemu napowietrzania LOŚ .....	85
Tabela 3.8. Zakres oznaczeń w próbach 2-godzinnych i zlewanych dobowych .....	87
Tabela 3.9. Wykaz oznaczeń w trakcie wpracowania reaktora SBR .....	90
Tabela 3.10. Wykaz codziennych oznaczeń w trakcie szarży w teście $X_I$ .....	91
Tabela 3.11. Charakterystyka urządzeń pomiarowych on-line .....	92
Tabela 3.12. Wykaz zakresu i metodyki oznaczeń analitycznych .....	101
Tabela 3.13. Wyniki oznaczeń LKT i ChZT w roztworach wzorcowych octanu sodu .....	102
Tabela 3.14. Wyniki oznaczeń LKT i ChZT w próbkach ścieków z dodatkiem wzorca octanu sodu .....	102
Tabela 3.15. Wyniki badań weryfikacyjnych sączków z włókna szklanego .....	104
Tabela 5.1. Zestawienie istotnych parametrów wyróżniających okresy przyjęte do analizy danych .....	112
Tabela 5.2. Charakterystyka ścieków oczyszczonych mechanicznie i biologicznie WOŚ .....	113
Tabela 5.3. Stężenia i udziały charakterystycznych form zanieczyszczeń w ściekach mechanicznie oczyszczonych .....	115
Tabela 5.4. Stężenia i udziały charakterystycznych form zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych .....	116
Tabela 5.5. Współczynniki zmienności dobowej wartości wskaźników i stężeń zanieczyszczeń .....	119
Tabela 5.6. Współczynniki zmienności dobowej przepływu ścieków i ładunków zanieczyszczeń .....	120
Tabela 5.7. Podział frakcyjny związków organicznych w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie WOŚ i LOŚ .....	121
Tabela 5.8. Podział frakcyjny związków azotu w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie WOŚ i LOŚ .....	122
Tabela 5.9. Podział frakcyjny związków fosforu w ściekach oczyszczonych mechanicznie i biologicznie WOŚ i LOŚ .....	123
Tabela 5.10. Zestawienie wyników oznaczeń frakcji $S_I$ .....	125
Tabela 5.11. Zestawienie wyników oznaczeń frakcji $S_A$ .....	126
Tabela 5.12. Zestawienie wyników oznaczeń frakcji $S_S$ .....	127
Tabela 5.13. Zestawienie wyników oznaczeń frakcji $S_F$ .....	128
Tabela 5.14. Zestawienie wyników oznaczeń frakcji $X_S$ .....	128
Tabela 5.15. Zestawienie wyników długoterminowego testu BZT .....	129
Tabela 5.16. Zestawienie wyników oznaczeń frakcji $X_I$ .....	130
Tabela 5.17. Zestawienie parametrów przyjętych oraz wyznaczonych na potrzeby interpretacji wyników testu $X_I$ .....	131
Tabela 5.18. Porównanie wyznaczonych i obliczonych stężeń frakcji mineralnej i organicznej osadu czynnego w reaktorze SBR w teście $X_I$ .....	131
Tabela 5.19. Zestawienie wyników oznaczeń frakcji $X_H$ .....	131
Tabela 5.20. Zestawienie udziału azotu i fosforu we frakcjach związków organicznych .....	132
Tabela 5.21. Zestawienie parametrów chemicznych osadu czynnego z WOŚ i LOŚ .....	135
Tabela 5.22. Zestawienie wyników badań szybkości poboru tlenu przy niskim $S_0/X_0$ .....	137
Tabela 5.23. Zestawienie frakcji ChZT wyznaczonych w teście OUR .....	137
Tabela 5.24. Zestawienie wyników badań szybkości poboru tlenu przy wysokim $S_0/X_0$ .....	137

Tabela 5.25. Zestawienie wyników badań szybkości nityfikacji przy wysokim $S_0/X_0$ .....	138
Tabela 5.26. Zestawienie wyników badań szybkości nityfikacji przy niskim $S_0/X_0$ .....	140
Tabela 5.27. Zestawienie wyników testów szybkości denityfikacji WOŚ i LOŚ .....	142
Tabela 5.28. Zestawienie wyników testów szybkości uwalniania i poboru fosforanów WOŚ i LOŚ .....	144
Tabela 5.29. Wyniki testu szybkości uwalniania i poboru fosforanów – WOŚ .....	145
Tabela 6.1. Charakterystyka założeń do budowy modelu matematycznego układu osadu czynnego WOŚ .....	151
Tabela 6.2. Charakterystyczne parametry systemu napowietrzania WOŚ (Janiak, 2013) .....	153
Tabela 7.1. Udziały frakcji w ChZT ścieków mechanicznie oczyszczonych WOŚ .....	159
Tabela 7.2. Udziały frakcji azotu ogólnego w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ .....	160
Tabela 7.3. Udziały frakcji fosforu ogólnego w ściekach mechanicznie oczyszczonych WOŚ .....	161
Tabela 7.4. Wartości parametrów stechiometrycznych modelu ASM 2d .....	162
Tabela 7.5. Wartości parametrów kinetycznych hydrolizy frakcji $X_S$ w modelu ASM 2d .....	162
Tabela 7.6. Wartości parametrów kinetycznych dla bakterii heterotroficznych ( $X_H$ ) w modelu ASM 2d .....	163
Tabela 7.7. Wartości parametrów kinetycznych dla bakterii akumulujących fosforany ( $X_{PAO}$ ) w modelu ASM 2d .....	163
Tabela 7.8. Wartości parametrów kinetycznych dla bakterii nityfikacyjnych ( $X_A$ ) w modelu ASM 2d .....	164
Tabela 7.9. Wartości parametrów kinetycznych chemicznego strącania fosforu w modelu ASM 2d .....	164
Tabela 7.10. Wartości parametrów skalibrowanego modelu osadnika wtórnego .....	173
Tabela 7.11. Zestawienie wartości średnich charakterystyk ciągu testowego C1 oraz ciągów referencyjnych C2-4 i C5-10 w analizowanych okresach .....	182
Tabela 8.1. Porównanie pojemności i czasów przetrzymania stref w starych i nowych reaktorach .....	185
Tabela 8.2. Porównanie wydajności i stopnia recyrkulacji wewnętrznej starych i nowych reaktorach .....	188
Tabela 8.3. Zestawienie minimalnych założonych przepływów powietrza .....	191
Tabela 8.4. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KDR”, symulacje dynamiczne, T = 10 °C .....	207
Tabela 8.5. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KDR”, symulacje dynamiczne, T = 15 °C .....	208
Tabela 8.6. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KDR”, symulacje dynamiczne, T = 20 °C .....	209
Tabela 8.7. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KB”, symulacje dynamiczne, T = 10 °C .....	212
Tabela 8.8. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KB”, symulacje dynamiczne, T = 15 °C .....	213
Tabela 8.9. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KB”, symulacje dynamiczne, T = 20 °C .....	214
Tabela 8.10. Zestawienie wariantów optymalnych regulacji okresowej dla układu „KDR” .....	218
Tabela 8.11. Zestawienie wariantów optymalnych regulacji okresowej dla układu „KB” .....	220
Tabela 8.12. Zestawienie wariantów optymalnych regulacji zmiennowartościowej dla układu „KDR”, pomiar stężenia azotu amonowego na końcu KN3 .....	223
Tabela 8.13. Zestawienie wariantów optymalnych regulacji zmiennowartościowej dla układu „KDR”, pomiar stężenia azotu amonowego na końcu KN2 .....	224
Tabela 8.14. Zestawienie wariantów optymalnych regulacji zmiennowartościowej dla układu „KB”, pomiar stężenia azotu amonowego na końcu KN3 .....	225
Tabela 8.15. Zestawienie wariantów optymalnych regulacji zmiennowartościowej dla układu „KB”, pomiar stężenia azotu amonowego na końcu KN2 .....	227
Tabela 8.16. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KB”, symulacje dynamiczne, T = 10 °C .....	229
Tabela 8.17. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KB”, symulacje dynamiczne, T = 15 °C .....	230
Tabela 8.18. Zestawienie wariantów optymalnych – układ „KB”, symulacje dynamiczne, T = 20 °C .....	231
Tabela 8.19. Porównanie wybranych wariantów sterowania napowietrzaniem – układ „KDR”, T = 10 °C, WO = 35 d .....	232
Tabela 8.20. Porównanie wybranych wariantów sterowania napowietrzaniem – układ „KDR”, T = 15 °C, WO = 25 d .....	232
Tabela 8.21. Porównanie wybranych wariantów sterowania napowietrzaniem – układ „KDR”, T = 20 °C, WO = 25 d .....	233
Tabela 8.22. Porównanie wybranych wariantów sterowania napowietrzaniem – układ „KB”, T = 10 °C, WO = 30 d .....	233

---

Tabela 8.23. Porównanie wybranych wariantów sterowania napowietrzaniem – układ „KB”, T = 15 °C, WO = 25 d .....	234
Tabela 8.24. Porównanie wybranych wariantów sterowania napowietrzaniem – układ „KB”, T = 20 °C, WO = 25 d .....	234
Tabela 8.25. Wyniki oceny wybranych cech wariantów regulacji .....	235

## SPIS RYSUNKÓW

Rys. 1.1. Liczba komunalnych oczyszczalni ścieków w Polsce w latach 1995-2013 (GUS, 2015) .....	4
Rys. 2.1. Przepływ energii chemicznej w oczyszczalni ścieków z osadem czynnym i beztlenową stabilizacją osadów (Metcalf&Eddy, 2014) .....	15
Rys. 2.2. Schemat przemian zanieczyszczeń dla rozszerzonego modelu ASM 2d (Szetela i in., 2014) .....	36
Rys. 2.3. Schemat protokołu symulacyjnego IWA (Rieger i in., 2013) .....	40
Rys. 2.4. Algorytm kalibracji OŚ z usuwaniem związków biogenych (Rieger i in., 2013) .....	45
Rys. 2.5. Schemat układu osadu czynnego będący bazą dla rozważań dotyczących wieku osadu .....	51
Rys. 2.6. Przebieg stężeń osadu czynnego ( $X_K$ ) oraz nadmiernego ( $X_N$ ) na podstawie analiz laboratoryjnych (lab) oraz pomiarów on-line (online) [dane autora z WOŚ] .....	52
Rys. 2.7. Modelowy respirogram .....	57
Rys. 2.8. Podział frakcyjny zanieczyszczeń w ściekach pod względem stopnia dyspersji (Makinia, 2010) .....	59
Rys. 2.9. Podział ChZT na frakcje w modelu ASM 2d (na podstawie (Henze i in., 2000)) .....	61
Rys. 2.10. Podział azotu na frakcje w modelu ASM 2d (na podstawie (Henze i in., 2000)) .....	64
Rys. 2.11. Podział fosforu na frakcje w modelu ASM 2d (na podstawie (Henze i in., 2000)) .....	66
Rys. 2.12. Schemat układu sterowania .....	72
Rys. 2.13. Względna szybkość procesów nityfikacji i denityfikacji w funkcji stężenia tlenu rozpuszczonego .....	74
Rys. 2.14. Wielostopniowa (kaskadowa) regulacja stężenia tlenu (Amand i in., 2013) .....	75
Rys. 3.1. Schemat układu osadu czynnego WOŚ .....	80
Rys. 3.2. Schemat starego reaktora biologicznego WOŚ .....	82
Rys. 3.3. Schemat układu osadu czynnego LOŚ .....	85
Rys. 3.4. Dopasowanie krzywej zmian BZT w czasie do wyników testu .....	89
Rys. 3.5. Rozmieszczenie punktów pomiarowych w ciągu 1 reaktora F2/1 .....	92
Rys. 3.6. Schemat respirometru BM-T .....	94
Rys. 3.7. Przebieg stężenia tlenu (lewa) oraz szybkości poboru tlenu (prawa) w czasie cyklicznego testu OUR przy niskim $S_0/X_0$ .....	95
Rys. 3.8. Przebieg OUR (lewa) oraz $\ln(OUR)$ (prawa) w czasie cyklicznego testu OUR przy wysokim $S_0/X_0$ .....	97
Rys. 3.9. Wyznaczanie frakcji biodegradowalnych ChZT w warunkach anoksydacyjnych .....	99
Rys. 3.10. Wyznaczenie równania korygującego wyniki oznaczeń LKT (lewa) oraz weryfikacja w próbkach ścieków (prawa) .....	103
Rys. 5.1. Natężenie dopływu ścieków do pojedynczego ciągu oraz temperatura w komorze nityfikacji .....	112
Rys. 5.2. Stężenie osadu czynnego w KN (S – pomiary online, L – oznaczenia laboratoryjne) oraz wiek osadu .....	113
Rys. 5.3. Natężenie przepływu recyrkulacji wewnętrznej i zewnętrznej (wartości dla 1 ciągu) .....	114
Rys. 5.4. Średnie dobowe stężenia tlenu rozpuszczonego w poszczególnych częściach komory napowietrzania .....	114
Rys. 5.5. Dobowa ilość powietrza podawanego do komór napowietrzania ciągów C1-C4 .....	114
Rys. 5.6. Uśredniona zmienność godzinowa natężenia dopływu ścieków do oczyszczalni .....	118
Rys. 5.7. Uśredniona zmienność godzinowa stężeń oraz wskaźników zanieczyszczeń .....	118
Rys. 5.8. Uśredniona zmienność godzinowa ładunków zanieczyszczeń .....	118
Rys. 5.9. Porównanie podziału frakcyjnego związków organicznych w ściekach oczyszczonych mechanicznie (lewa) i biologicznie (prawa) .....	121
Rys. 5.10. Porównanie podziału frakcyjnego azotu organicznego w ściekach oczyszczonych mechanicznie (lewa) i biologicznie (prawa) .....	122
Rys. 5.11. Porównanie podziału frakcyjnego fosforu organicznego w ściekach oczyszczonych mechanicznie (lewa) i biologicznie (prawa) .....	124
Rys. 5.12. Udział frakcji $S_s$ w całkowitym ChZT w ściekach WOŚ (lewa) i LOŚ (prawa) .....	127
Rys. 5.13. Przebieg zmienności stężenia azotu amonowego w poszczególnych komorach w okresie szarży .....	133
Rys. 5.14. Przebieg zmienności stężenia azotu azotanowego w poszczególnych komorach w okresie szarży .....	133
Rys. 5.15. Przebieg zmienności stężenia fosforu fosforanowego w poszczególnych komorach w okresie szarży .....	134

Rys. 5.16. Przebiegu zmian wysokości warstwy osadu w czasie w zależności od stężenia osadu (WOŚ) .....	136
Rys. 5.17. Zależność prędkości sedymentacji strefowej od stężenia osadu dla WOŚ (lewa) i LOŚ (prawa) .....	136
Rys. 5.18. Przebieg stężeń form azotu w trakcie testu szybkości nityfikacji – WOŚ, T = 10 °C (lewa) oraz dopasowanie modelu do wyników testu (prawa) .....	139
Rys. 5.19. Przebieg stężeń form azotu w trakcie testu szybkości nityfikacji – WOŚ, T = 20 °C (lewa) oraz dopasowanie modelu do wyników testu (prawa) .....	139
Rys. 5.20. Przebieg stężeń form azotu w trakcie testu szybkości nityfikacji przy niskim $S_0/X_0$ .....	141
Rys. 5.21. Przebieg testu szybkości denityfikacji (NUR) – WOŚ .....	142
Rys. 5.22. Przebieg testu szybkości poboru tlenu (OUR) – WOŚ .....	142
Rys. 5.23. Przebieg testu szybkości uwalniania i poboru fosforanów w warunkach anoksydacyjnych (lewa) i tlenowych (prawa) – WOŚ .....	145
Rys. 5.24. Wiek osadu WOŚ dla okresu 1.01.-18.08.2013 r. ....	147
Rys. 5.25. Wiek osadu WOŚ dla okresu 1.07.-15.08.2013 r. (lewa) oraz okresu szarży 20-28.07.2013 r. (prawa) .	148
Rys. 6.1. Schemat rozdziału strumienia ścieków na równoległe reaktory biologiczne I i II współpracujące z układem osadników wtórnych i pompownią recyrkulacji osadu .....	155
Rys. 6.2. Schemat rozdziału strumienia ścieków i osadu powrotnego na równoległe reaktory biologiczne .....	155
Rys. 6.3. Schemat rozdziału strumienia ścieków i osadu powrotnego na równoległe ciągi komór (A i B) reaktora biologicznego .....	155
Rys. 6.4. Schemat podziału reaktora biologicznego starej części WOŚ na komory .....	156
Rys. 6.5. Schemat zastępczy komory napowietrzania starej części WOŚ .....	157
Rys. 7.1. Schemat przyjętej procedury kalibracji modelu WOŚ .....	159
Rys. 7.2. Stężenie osadu czynnego w reaktorach biologicznych .....	165
Rys. 7.3. ChZT osadu oraz stężenie frakcji organicznej i mineralnej osadu (lewa) oraz stężenie azotu i fosforu w osadzie (prawa) w reaktorach biologicznych .....	165
Rys. 7.4. Udział frakcji organicznej i mineralnej w osadzie (lewa) oraz stosunek ChZT do stężenia osadu (prawa) w reaktorach biologicznych .....	166
Rys. 7.5. Udział azotu (lewa) i fosforu (prawa) w osadzie w reaktorach biologicznych .....	166
Rys. 7.6. Stężenie związków organicznych i zawiesin w ściekach biologicznie oczyszczonych .....	166
Rys. 7.7. Stężenie azotu ogólnego (lewa) i fosforu (prawa) w ściekach biologicznie oczyszczonych .....	167
Rys. 7.8. Stężenie azotu amonowego (lewa) i azotanowego (prawa) w ściekach biologicznie oczyszczonych .....	167
Rys. 7.9. Dobowa ilość powietrza podawanego do komór napowietrzania .....	167
Rys. 7.10. Stężenie osadu czynnego w reaktorach biologicznych i osadu recyrkulowanego .....	168
Rys. 7.11. . ChZT osadu oraz stężenie frakcji organicznej i mineralnej osadu (lewa) oraz stężenie azotu i fosforu w osadzie (prawa) w reaktorach biologicznych .....	169
Rys. 7.12. Stężenie związków organicznych i zawiesin (lewa) oraz stężenie azotu i fosforu ogólnego w ściekach biologicznie oczyszczonych .....	169
Rys. 7.13. Stężenie azotu amonowego w ściekach w komorze KDR .....	169
Rys. 7.14. Stężenie azotu amonowego w ściekach w komorach KB i KD .....	170
Rys. 7.15. Stężenie azotu amonowego w ściekach w komorze KN sekcja 1 i 5 .....	170
Rys. 7.16. Stężenie azotu amonowego w ściekach biologicznie oczyszczonych .....	170
Rys. 7.17. Stężenie azotu azotanowego w ściekach w komorze KDR .....	171
Rys. 7.18. Stężenie azotu azotanowego w ściekach w komorach KD i KN/KD2 .....	171
Rys. 7.19. Stężenie azotu azotanowego w ściekach w komorze KN sekcja 1 i 5 .....	171
Rys. 7.20. Stężenie azotu azotanowego w ściekach biologicznie oczyszczonych .....	172
Rys. 7.21. Stężenie fosforu w ściekach w komorach KB i KN/KD2 .....	172
Rys. 7.22. Stężenie fosforu w ściekach oczyszczonych .....	172
Rys. 7.23. Przewidywania skalibrowanego modelu osadnika wtórnego .....	173
Rys. 7.24. Udziały frakcji $X_I^D$ i $X_I^L$ we frakcji $X_I$ w funkcji wieku osadu .....	178
Rys. 7.25. Stężenie azotu azotanowego w odpływie z KN w okresie 1.07.-18.08. w roku 2013 i 2014 .....	180

Rys. 7.26. Porównanie wydajności recykulacji wewnętrznej (lewa) oraz stężenia azotu azotanowego w odpływie z KN (prawa) dla ciągu testowego C1 oraz ciągów referencyjnych C2–4 i C5–C10 .....	181
Rys. 8.1. Schemat dwóch układów technologicznych komór w reaktorach biologicznych WOŚ (w nawiasie podano aktualną funkcję komory) .....	186
Rys. 8.2. Charakterystyki mieszadeł pompujących w starych (RZP 50) i nowych (RZP 60) reaktorach .....	187
Rys. 8.3. Stężenie azotu azotanowego (lewa) i fosforu fosforanowego (prawa) w odpływie ze starych i nowych reaktorów biologicznych.....	188
Rys. 8.4. Teoretyczna zależność stężenia azotu azotanowego w ściekach oczyszczonych od stężenia azotu ogólnego w dopływie i stopnia recykulacji wewnętrznej .....	189
Rys. 8.5. Współczynniki zmienności dobowej (lewa) i godzinowej (prawa) natężenia przepływu ścieków .....	192
Rys. 8.6. Przebieg czasowy natężenia przepływu ścieków w trakcie modelowego tygodnia .....	192
Rys. 8.7. Przyjęty przebieg czasowy stężeń (lewa) i ładunków (prawa) zanieczyszczeń w ściekach w trakcie modelowego tygodnia .....	192
Rys. 8.8. Rozkład godzinowy całkowitej ceny zakupu energii elektrycznej w okresie letnim i zimowym .....	193
Rys. 8.9. Parametry ścieków oczyszczonych (lewa) oraz natężenie przepływu recykulacji i uzyskiwane stężenie N-NO <sub>3</sub> (prawa) w funkcji zadanego stężenia N-NO <sub>3</sub> na końcu strefy denitryfikacji – układ „KDR” .....	194
Rys. 8.10. Parametry ścieków oczyszczonych (lewa) oraz natężenie przepływu recykulacji i uzyskiwane stężenie N-NO <sub>3</sub> (prawa) w funkcji zadanego stężenia N-NO <sub>3</sub> na końcu strefy denitryfikacji – układ „KB” .....	194
Rys. 8.11. Parametry ścieków oczyszczonych (lewa) oraz natężenie przepływu recykulacji i uzyskiwane stężenie N-NO <sub>3</sub> (prawa) w funkcji zadanego stężenia N-NO <sub>3</sub> na końcu strefy denitryfikacji – układ „KDR”, stopień recykulacji wewnętrznej do 1000% .....	195
Rys. 8.12. Parametry ścieków oczyszczonych (lewa) oraz natężenie przepływu recykulacji i uzyskiwane stężenie N-NO <sub>3</sub> (prawa) w funkcji zadanego stężenia N-NO <sub>3</sub> na końcu strefy denitryfikacji – układ „KB”, stopień recykulacji wewnętrznej do 1000% .....	195
Rys. 8.13. Stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji wieku osadu i temperatury – stan ustalony, układ „KDR” .....	197
Rys. 8.14. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji wieku osadu i temperatury – stan ustalony, układ „KDR” .....	197
Rys. 8.15. Koszty napowietrzania w funkcji wieku osadu i temperatury – stan ustalony, układ „KDR” .....	197
Rys. 8.16. Stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji wieku osadu i temperatury – stan ustalony, układ „KB” .....	198
Rys. 8.17. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji wieku osadu i temperatury – stan ustalony, układ „KB” .....	198
Rys. 8.18. Koszty napowietrzania w funkcji wieku osadu i temperatury – stan ustalony, układ „KB” .....	199
Rys. 8.19. Stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji stopnia recykulacji osadu i azotanów – stan ustalony, układ „KDR” .....	200
Rys. 8.20. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji stopnia recykulacji osadu i azotanów – stan ustalony, układ „KDR” .....	200
Rys. 8.21. Stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji stopnia recykulacji osadu i azotanów – stan ustalony, układ „KB” .....	201
Rys. 8.22. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji stopnia recykulacji osadu i azotanów – stan ustalony, układ „KB” .....	201
Rys. 8.23. Stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji udziału strumienia ścieków kierowanego do komory KDR ( $Q_{KDR}/Q$ ) – układ „KDR” .....	202
Rys. 8.24. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji udziału strumienia ścieków kierowanego do komory KDR ( $Q_{KDR}/Q$ ) – układ „KDR” .....	202
Rys. 8.25. Stężenie azotu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji udziału strumienia ścieków kierowanego do komory KDR ( $Q_{KDR}/Q$ ) – układ „KB” .....	203
Rys. 8.26. Stężenie fosforu ogólnego w ściekach oczyszczonych w funkcji udziału strumienia ścieków kierowanego do komory KDR ( $Q_{KDR}/Q$ ) – układ „KB” .....	203

Rys. 8.27. Zmienność stężeń frakcji azotu w ściekach oczyszczonych w modelowym tygodniu (układ „KDR”, T = 15 °C, WO = 30 d, wariant referencyjny 0,5 g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ) .....	210
Rys. 8.28. Uśredniona zmienność godzinowa natężenia przepływu powietrza dla jednego ciągu (układ „KDR”, T = 15 °C, WO = 30 d, wariant referencyjny 0,5 g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ) .....	210
Rys. 8.29. Uśredniona zmienność godzinowa kosztów napowietrzania jednego ciągu (układ „KDR”, T = 15 °C, WO = 30 d, wariant referencyjny 0,5 g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ) .....	211
Rys. 8.30. Zmienność stężeń frakcji azotu w ściekach oczyszczonych w modelowym tygodniu (układ „KB”, T = 15 °C, WO = 25 d, wariant referencyjny 0,5 g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ) .....	216
Rys. 8.31. Uśredniona zmienność godzinowa natężenia przepływu powietrza dla jednego ciągu (układ „KB”, T = 15 °C, WO = 25 d, wariant referencyjny 0,5 g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ) .....	216
Rys. 8.32. Uśredniona zmienność godzinowa kosztów napowietrzania dla jednego ciągu (układ „KB”, T = 15 °C, WO = 25 d, wariant referencyjny 0,5 g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> ) .....	216
Rys. 8.33. Stężenie azotu nieorganicznego (N-NH <sub>4</sub> +N-NO <sub>3</sub> ) w odpływie z komory tlenowej w funkcji czasu trwania cyklu (układ „KDR”, T = 15 °C, WO = 25 d, U <sub>AER</sub> = 0,5) .....	219
Rys. 8.34. Natężenie przepływu powietrza (dla jednego ciągu) w funkcji czasu trwania cyklu (układ „KDR”, T = 15 °C, WO = 25 d, U <sub>AER</sub> = 0,5) .....	219
Rys. 8.35. Stężenie azotu nieorganicznego (N-NH <sub>4</sub> +N-NO <sub>3</sub> ) w odpływie z komory tlenowej w funkcji czasu trwania cyklu (układ „KB”, T = 15 °C, WO = 25 d, U <sub>AER</sub> = 0,6) .....	221
Rys. 8.36. Natężenie przepływu powietrza (dla jednego ciągu) w funkcji czasu trwania cyklu (układ „KB”, T = 15 °C, WO = 25 d, U <sub>AER</sub> = 0,6) .....	221
Rys. 8.37. Przebieg stężenia tlenu rozpuszczonego w KN, azotu amonowego w odpływie z KN3 oraz natężenia przepływu powietrza w modelowym tygodniu (T = 15 °C, WO = 25 d, wariant N-NH <sub>4</sub> = 0,75 g N/m <sup>3</sup> ) .....	223
Rys. 8.38. Przebieg stężenia tlenu rozpuszczonego w KN, azotu amonowego w odpływie z KN2 i KN3 oraz natężenia przepływu powietrza w modelowym tygodniu (T = 15 °C, WO = 25 d, wariant N-NH <sub>4</sub> = 2,5 g N/m <sup>3</sup> ) ..	225
Rys. 8.39. Przebieg stężenia tlenu rozpuszczonego w KN, azotu amonowego w odpływie z KN3 oraz natężenia przepływu powietrza w modelowym tygodniu (T = 15 °C, WO = 25 d, wariant N-NH <sub>4</sub> = 0,5 g N/m <sup>3</sup> ) .....	226
Rys. 8.40. Przebieg stężenia tlenu rozpuszczonego w KN, azotu amonowego w odpływie z KN2 i KN3 oraz natężenia przepływu powietrza w modelowym tygodniu (T = 15 °C, WO = 25 d, wariant N-NH <sub>4</sub> = 2,0 g N/m <sup>3</sup> ) ..	227

## ZAŁĄCZNIKI

Załącznik 1. Protokół symulacyjny IWA

Załącznik 2. Wyprowadzenie alternatywnych metod wyznaczania wieku osadu

Załącznik 3. Wyniki symulacji stanu ustalonego dla regulacji stałowartościowej – układ „KDR”

Załącznik 4. Wyniki symulacji dynamicznych dla regulacji stałowartościowej – układ „KDR”

Załącznik 5. Wyniki symulacji stanu ustalonego dla regulacji stałowartościowej – układ „KB”

Załącznik 6. Wyniki symulacji dynamicznych dla regulacji stałowartościowej – układ „KB”

Załącznik 7. Wyniki symulacji dynamicznych dla regulacji okresowej – układ „KDR”

Załącznik 8. Wyniki symulacji dynamicznych dla regulacji okresowej – układ „KB”

Załącznik 9. Wyniki symulacji dynamicznych dla regulacji zmiennowartościowej – układ „KDR”

Załącznik 10. Wyniki symulacji dynamicznych dla regulacji zmiennowartościowej – układ „KB”

**Wszystkie załączniki zamieszczono w wersji elektronicznej na dołączonej płycie CD**