

Ryszard W. Szetela

**Model dynamiczny oczyszczalni ścieków
z osadem czynnym**

Wrocław 1990

A41241



PRACE NAUKOWE POLITECHNIKI WROCLAWSKIEJ

Scientific Papers of the Institute of Environment Protection
Engineering

No. 64 of the Technical University of Wrocław No. 64

Monographs

No. 32

1990

Ryszard W. SZETELA

Dynamic model of activated sludge wastewater treatment plant

Ryszard Władysław Szetela

**Model dynamiczny oczyszczalni
ścieków z osadem czynnym**



Recenzenci

Marek ROMAN
Edward KEMPA

Redaktor naukowy

Edward GOMÓŁKA

Opracowanie redakcyjne

Janina SURMACZYŃSKA

Korekta

Barbara WACHOWSKA

© Copyright by Wydawnictwo Politechniki Wrocławskiej, Wrocław 1990

WYDAWNICTWO POLITECHNIKI WROCŁAWSKIEJ

Wybrzeże Wyspiańskiego 27, 50-370 Wrocław

ISSN 0084-2869

Nakład 180+70 egz. Ark. wyd. 9,25. Ark. druk. 8¹/₈. Papier offset. kl. III, 70 g. B1.
Oddano do druku we wrześniu 1990 r. Druk ukończono w październiku 1990 r.
Zakład Graficzny Politechniki Wrocławskiej. Zam. nr 1206/90.

*Osad czynny, modelowanie matematyczne,
model dynamiczny, biologiczne oczyszczanie
ścieków, nitrifikacja, denitryfikacja,
osadnik wstępny, osadnik wtórny, model
wejść oczyszczalni, sterowanie procesu,
system komputerowy*

Ryszard W. SZETELA*

MODEL DYNAMICZNY OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW Z OSADEM CZYNNYM

Przedstawiono model dynamiczny oczyszczalni ścieków z osadem czynnym. Jego składowymi są wzajemnie powiązane modele wejść oczyszczalni, osadnika wstępnego, systemu tlenowych i anoksydacyjnych komór osadu czynnego oraz osadnika wtórnego. Oprócz przemian związków organicznych w modelu uwzględniono asymilację azotu z amoniaku i azotanów oraz nitrifikację i denitryfikację. Przeprowadzone porównania przewidywań modelowych z dostępnymi danymi doświadczalnymi potwierdziły duże możliwości predykcyjne modelu. W wyniku badań symulacyjnych stwierdzono, że model nadaje się do analizy różnych aspektów pracy rozmaicie skonfigurowanych układów oczyszczania ścieków osadem czynnym. Pokazano jego zastosowanie do analizy sposobów sterowania stężenia tlenu rozpuszczonego w komorach napowietrzania oraz do wyboru najlepszej strategii sterowania oczyszczalni przeciążonej.

OZNACZENIA

- A - powierzchnia rzutu poziomego, m^2
 A - mnożnik we wzorze na zależność szybkości sedymentacji od stężenia zawieszin w osadniku wstępnym, m/d
 A_{wst} - powierzchnia rzutu poziomego osadnika wstępnego, m^2
 A_{wt} - powierzchnia rzutu poziomego osadnika wtórnego, m^2

* Instytut Inżynierii Ochrony Środowiska Politechniki Wrocławskiej, Wybrzeże Wyspiańskiego 27, 50-370 Wrocław.

- a_i - ułamek strumienia ścieków surowych, ($a_1 + a_2 + \dots + a_n = 1$)
- b_i - ułamek strumienia recyrkulacji z komory osadu czynnego,
($b_1 + b_2 + \dots + b_n = 1$)
- b_A - szybkość obumierania nitryfikantów, 1/d
- b_H - szybkość obumierania heterotrofów, 1/d
- β - wykładnik we wzorze na zależność szybkości sedymentacji od stężenia zawiesin w osadniku wstępnym
- B_0 - wykładnik w zależności prędkości sedymentacji osadu czynnego od jego stężenia, m^3/g
- c_i - ułamek strumienia recyrkulacji z dna osadnika wtórnego,
($c_1 + c_2 + \dots + c_n = 1$)
- C_{we} - wektor stężeń zanieczyszczeń w dopływie do oczyszczalni, g/m^3
- C_{wy} - wektor stężeń zanieczyszczeń w odpływie z oczyszczalni, g/m^3
- cz - współczynnik przeliczeniowy na suchą masę, dla zawiesin w osadniku wstępnym
- cz_i - współczynnik przeliczeniowy na suchą masę, dla zawiesin w osadniku wtórnym, g ChZT/g smo (smo - sucha masa organiczna)
- DO_s - stężenie nasycenia tlenu, $g O_2/m^3$
- E - ekonomia natleniania, $kg O_2/kWh$
- f_{CB} - stosunek ChZT do suchej masy mikroorganizmów, g ChZT/g smo
- f_{cz} - stosunek ChZT do suchej masy zawiesin organicznych, g ChZT/g smo
- f_p - ułamek biomasy, z której w wyniku obumierania powstaje pozostałość X_p
- G_L - strumień limitujący, $g sm/m^2d$ (sm - sucha masa)
- G_T - całkowity strumień zawiesin ($G_v + G_u$) w osadniku wtórnym,
 $g sm/m^2d$
- G_u - strumień zawiesin wywołany recyrkulacją, $g sm/m^2d$
- G_v - strumień zawiesin wywołany grawitacją, $g sm/m^2d$
- H - wysokość warstwy osadu w osadniku wtórnym, m
- H_{kr} - krytyczna wysokość warstwy osadu w osadniku wtórnym, m
- H_{wst} - wysokość czynna osadnika wstępnego, m
- $H_{1,2,\dots,8}$ - wysokość warstw w strefie zagęszczania modelu osadnika wtórnego, m
- i_{XB} - zawartość azotu w biomacie, g N/g ChZT
- i_{Xp} - zawartość azotu w nierozkładalnej pozostałości z obumierania biomasy, g N/g ChZT
- k_a - szybkość amonifikacji, $m^3/(g ChZT biomasy d)$
- k_h - szybkość hydrolizy związków organicznych wolnorozkładalnych,
g ChZT/g ChZT d
- k_i - szybkość zmian stężenia i-tej frakcji zanieczyszczeń, g/m^3d
- $k_{i,1}$ - szybkość zmian stężenia i-tej frakcji zanieczyszczeń w 1-tej komorze osadu czynnego, g/m^3d

- k_{sed} - szybkość usuwania zawieszin w osadniku wstępnym, g sm/d
 K_N - stała saturacji dla zależności szybkości przyrostu heterotrofów od stężenia azotu, g N/m³
 K_{NH} - stała saturacji dla zależności szybkości przyrostu nitryfikantów od stężenia amoniaku, g N-NH₄⁺/m³
 K_{OH} - stała saturacji dla zależności szybkości przyrostu nitryfikantów od stężenia tlenu rozpuszczonego, g O₂/m³
 K_{Pf} - współczynnik Pflanza, d/m
 K'_{Pf} - zmodyfikowany współczynnik Pflanza, d/m
 K_s - stała saturacji dla zależności szybkości przyrostu heterotrofów od stężenia związków organicznych łatwo rozkładalnych, g ChZT/g ChZT
 K_x - stała saturacji dla szybkości hydrolizy związków organicznych wolnorozkładalnych, g ChZT/g ChZT
Napow- szybkość wprowadzania tlenu, g O₂/d
 N_i - moc napowietrzania (mieszania) w i-tej komorze osadu czynnego, kW
 p - współczynnik porywania zawieszin
 Q - natężenie przepływu, m³/d
 Q_b - natężenie recyrkulacji sprzed osadnika wtórnego, m³/d
 Q_c - natężenie recyrkulacji z dna osadnika wtórnego, m³/d
 Q_N - ilość osadu nadmiernego, m³/d
 Q_r - natężenie przepływu w rzece powyżej zrzutu ścieków, m³/d
 Q_w - ilość osadu wstępnego, m³/d
 Q_{we} - natężenie dopływu ścieków do oczyszczalni, m³/d
 Q_{wy} - natężenie odpływu ścieków z oczyszczalni, m³/d
 Q_1 - natężenie odpływu z osadnika wstępnego, m³/d
 r - szybkość przemian substratu, g/m³d
 s - stężenie zanieczyszczeń rozpuszczonych, g ChZT/m³, lub g N/m³, lub g CaCO₃/m³
 S - stężenie zanieczyszczeń rozpuszczonych w osadniku wtórnym, g/m³
 s_o - stężenie tlenu rozpuszczonego, g O₂/m³
 s_r - wektor stężenia zanieczyszczeń w rzece, g/m³
 T - temperatura w urządzeniach do oczyszczania ścieków, °C
 t - czas, d
 τ - czas przetrzymania, d
 u - prędkość przepływu w kierunku dna osadnika wtórnego, wywołana recyrkulacją z leja, m/d
 V - objętość, m³
 V_k - objętość komory osadu czynnego, m³
 V_{sed} - objętość kolumny sedymentacyjnej, m³
 V_{wst} - objętość osadnika wstępnego, m³
 $V_{1,2,\dots,12}$ - objętości warstw w modelu osadnika wtórnego, m³

- v - prędkość opadania zawiesin, m/d
 v_0 - mnożnik w zależności prędkości sedymentacji osadu czynnego od jego stężenia, m/d
 v_{wst} - prędkość opadania zawiesin w osadniku wstępnym, m/d
 W_0 - wiek osadu, d
 x - stężenie zanieczyszczeń w zawieszynie, g sm/m³, lub g ChZT/m³, lub g N/m³
 X - stężenie wybranej frakcji zawiesin w osadniku wtórnym, g sm/m³
 \bar{X} - stężenie zawiesin w osadniku wtórnym, g sm/m³
 \bar{x} - średnie stężenie zawiesin, g sm/m³
 x_e - stężenie zawiesin w odpływie z osadnika wtórnego, g/m³
 x_E - stężenie zawiesin w dopływie do strefy klarowania, g/m³
 $x_{j,E}$ - stężenie zawiesin w odpływie z j-tej warstwy w strefie klarowania, g/m³
 x_L - stężenie limitujące, g sm/m³
 Y_A - wydajność przyrostu nitryfikantów na jednostkę utlenionego amoniaku, g ChZT/g N-NH₄⁺
 Y_H^{NH} - wydajność przyrostu heterotrofów z wykorzystaniem amoniaku jako źródła azotu, g ChZT/g ChZT
 Y_H^{NO} - wydajność przyrostu heterotrofów z wykorzystaniem azotanów jako źródła azotu, g ChZT/g ChZT
 Δx - przyrost osadu, g/d
 η'_g - współczynnik zmniejszający dla szybkości przyrostu heterotrofów w warunkach anoksyicznych
 η_h - współczynnik zmniejszający dla szybkości hydrolizy związków organicznych wolnorozkładalnych w warunkach anoksyicznych
 $\hat{\mu}_A$ - maksymalna wartość stałej szybkości przyrostu nitryfikantów, 1/d
 $\hat{\mu}_H$ - maksymalna wartość stałej szybkości przyrostu heterotrofów, 1/d
 ρ - szybkość procesu, g/m³d

Indeksy

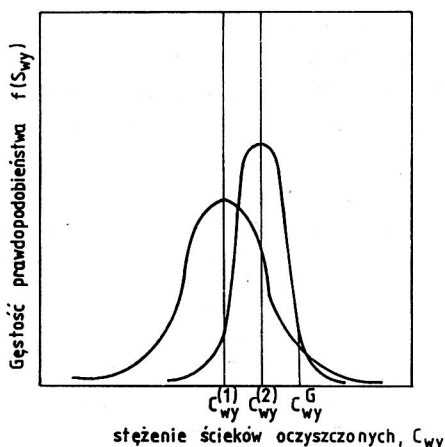
- A - dotyczy autotrofów
 ALK - dotyczy zasadowości
 B - dotyczy biomasy
 I - dotyczy ChZT związków organicznych biologicznie nierozkładalnych
 H - dotyczy heterotrofów
 min - dotyczy zawiesin mineralnych
 N - dotyczy osadu nadmiernego
 ND - dotyczy azotu organicznego
 NH - dotyczy azotu amonowego
 NO - dotyczy azotu azotanowego

- o - dotyczy tlenu rozpuszczonego
- p - dotyczy frakcji zawieszin z obumierania biomasy
- s - dotyczy ChZT związków organicznych biologicznie rozkładalnych
- w - dotyczy osadu wstępnego
- we - dotyczy wejście
- wst - dotyczy osadnika wstępnego
- wt - dotyczy osadnika wtórnego
- wy - dotyczy wyjścia

1. WPROWADZENIE

Proces osadu czynnego jest obecnie najczęściej stosowany w biologicznym oczyszczaniu ścieków. Został on zapoczątkowany pracami doświadczalnymi Clarka i Gagea [43], Ardena i Locketta [10] oraz uruchomieniem pierwszej przepływowej instalacji osadu czynnego w 1916 roku (Worcester, Anglia) [77]. Od tego czasu technologia osadu czynnego rozwijała się ewolucyjnie. Za osiągnięciami praktycznymi nie nadążał jednak rozwój teorii procesu i jego opisu matematycznego (modelowania procesu). We wczesnych pracach dotyczących modelowania procesu zakładano ustalone warunki pracy [94], [105], wskutek tego uzyskiwano modele statyczne. W rzeczywistości proces najczęściej biegnie w warunkach dynamicznych, co wynika głównie ze znacznych wahań składu, stężenia i natężenia przepływu ścieków [109, 171] oraz wpływu temperatury otoczenia [44, 73]. Wywołuje to znaczną godzinową, dzienną i sezonową zmienność efektów oczyszczania ścieków [5, 24, 25, 86, 154]. Thoman [154] stosując analizę statystyczną, stwierdził, że spotykane dzienne zmiany sprawności oczyszczania w przedziale 60-95% BZT₅ mają duży wpływ na jakość wody odbiornika. Zmienność efektów oczyszczania w danej oczyszczalni jest tym większa, im bardziej proces jest obciążony. Może być tak, że średnia sprawność jest zadowalająca, natomiast wartości minimalne są znacznie mniejsze od dopuszczalnych. W takim przypadku powstaje problem sposobu zapewnienia, żeby prawdopodobieństwo przekroczenia pewnego granicznego stężenia ścieków oczyszczonych, C_{wy}^G (gwarantującego właściwą jakość wody odbiornika), było odpowiednio małe. Może to być osiągnięte przez zmniejszenie średniego stężenia ścieków oczyszczonych do $C_{wy}^{(1)}$ lub zmniejszenie wariancji tego stężenia (np. przez zastosowanie sterowania procesu) przy większej wartości średniej $C_{wy}^{(2)}$. Zilustrowano to na rysunku 1.

Proces oczyszczania ścieków miejskich jest bardziej złożony i trudniejszy w eksploatacji niż większość technologicznych procesów przemysłowych. Decyduje o tym istota jego poszczególnych elementów, w tym głównie procesów biologicznych, oraz dynamiczny charakter zachodzących zja-



Rys. 1. Wpływ wariancji stężenia ścieków oczyszczonych na niezbędne stężenie średnie
 Fig. 1. Concentration variance of the secondary effluent versus required average concentration

wisk. Zaprojektowanie optymalnej oczyszczalni ścieków jest zagadnieniem bardzo trudnym również dlatego, że istnieje duża liczba możliwych wariantów projektowych. Dobrym narzędziem analizy tych wariantów (zarówno w fazie projektowania, jak i eksploatacji) mogą być dynamiczne modele matematyczne procesów oczyszczania. Przydatność modeli statycznych jest znacznie mniejsza, gdyż dają one wyniki bardzo orientacyjne, których praktyczne wykorzystanie wymaga przyjęcia wysokich współczynników bezpieczeństwa. Wystarczającą wielkość tych współczynników bardzo trudno oszacować bez modeli dynamicznych. Podobnie analiza różnych strategii sterowania procesu wymaga stosowania modeli dynamicznych [6, 8, 31, 33, 45, 52, 95, 132, 136, 161, 169]. Ostatnie lata przyniosły znaczny postęp w zrozumieniu i w modelowaniu matematycznym procesów oczyszczania ścieków. Dotyczy to zarówno osadu czynnego [4, 6, 13, 14, 18, 19, 26, 31, 50, 59, 60, 62, 94, 80, 96, 100, 110, 118, 121, 151, 157, 159, 161, 164, 170], osadnika wtórnego [15, 16, 31, 57, 70, 71, 84, 151, 156], jak i osadnika wstępnego [1, 2, 93, 100, 149]. Znacznie mniej prac poświęcone modelowaniu układu komór osadu czynnego z osadnikiem wtórnym [16, 31, 33, 96, 151] lub z uwzględnieniem jeszcze osadnika wstępnego [151]. Żadna z tych prac nie uwzględnia układów z komorami denitryfikacji. Dzięki rozwojowi i upowszechnieniu techniki mikrokomputerowej możliwe stało się wykorzystanie dynamicznych modeli matematycznych oczyszczalni ścieków w nauczaniu, projektowaniu i eksploatacji. Krokiem, który należy wykonać jest opracowanie ogólnego dynamicznego modelu matematycznego oczyszczalni, a w jego ramach modeli procesów oczyszczania ścieków. Modele takie powinny umożliwić symulacyj-

ne badanie efektów oczyszczania ścieków w warunkach dynamicznych, przy różnych konfiguracjach urządzeń technologicznych.

Przedmiotem niniejszej pracy jest model dynamiczny systemu oczyszczania ścieków osadem czynnym. Jego składowymi są submodele osadnika wstępnego, układu tlenowych i anoksydacyjnych komór osadu czynnego oraz osadnika wtórnego. Integralną częścią jest model wejść (natężenie przepływu, stężenia zanieczyszczeń). Umożliwia on generowanie dowolnych ich przebiegów, a szczególnie podobnych pod względem statystycznym do wejść rzeczywistych. Całość tworzy interakcyjny system symulacji pracy rozmaitych układów oczyszczania ścieków z uwzględnieniem przemian różnych postaci i frakcji związków organicznych i azotowych. O ile autorowi wiadomo, jedynym, trochę zbliżonym, systemem komputerowym jest system SSSP (Simulation of Single Sludge Process), opisany przez Bidstrupa [26]. Jest on w Polsce niedostępny (przynajmniej autorowi). Zakres jego zastosowań jest ograniczony, co wynika z nieuwzględnienia osadnika wstępnego oraz (co szczególnie istotne) osadnika wtórnego, a ponadto braku możliwości generowania wejść z uwzględnieniem ich losowości. System tutaj opracowany nie ma tych wad, a rozwinięty model dynamiki osadnika wtórnego istotnie poszerza zakres jego zastosowań. Szczególnie interesująca jest możliwość wykorzystania go do oceny różnych strategii sterowania procesem.

2. CEL I ZAKRES PRACY

Głównym celem jest opracowanie symulacyjnego modelu dynamiki przemian zanieczyszczeń organicznych i związków azotowych w oczyszczalniach z osadem czynnym, przydatnego do oceny różnych strategii sterowania procesem w szerokim zakresie zmienności parametrów technologicznych.

Osiągnięcie tego celu wymaga rozwiązania wielu zadań, co zadecydowało o przedstawionym poniżej zakresie pracy, który obejmuje:

1. Opracowanie modelu wejść oczyszczalni ścieków, przydatnego do ich komputerowej syntezy.
2. Opracowanie modelu dynamicznego osadnika wstępnego, pozwalającego modelować przebiegi stężeń wyjściowych poszczególnych frakcji zanieczyszczeń, przy dowolnych zmianach wejść.
3. Opracowanie modelu dynamiki przemian zanieczyszczeń przez osad czynny z uwzględnieniem nitryfikacji i denitryfikacji, przypadków limitowania przyrostu biomasy przez azot oraz możliwości wykorzystywania azotu z azotanów, a także wpływu tych przemian na zasadowość.

4. Opracowanie dynamicznego modelu przemian poszczególnych frakcji zanieczyszczeń w systemie rozmaicie skonfigurowanych tlenowych i anoksydacyjnych komór osadu czynnego.

5. Opracowanie modelu dynamicznego osadnika wtórnego, pozwalającego określać przebiegi stężeń wyjściowych (odpływ i recyrkulant) poszczególnych frakcji zanieczyszczeń w szerokim zakresie warunków pracy (od niedociążenia do długotrwałego przeciążenia osadnika ze względu na zagęszczanie i klarowanie).

6. Opracowanie modelu współpracy systemu komór osadu czynnego z osadnikiem wstępnym i wtórnym.

7. Opracowanie programów komputerowych, pozwalających na praktyczne wykorzystanie modeli.

8. Weryfikacja opracowanych modeli na podstawie dostępnych danych empirycznych.

3. MODELOWANIE PROCESÓW OCZYSZCZANIA ŚCIEKÓW

3.1. Zagadnienia wstępne

Oczyszczalnię ścieków można formalnie traktować jako system transformujący stężenia wejściowe zanieczyszczeń (C_{we}) w ściekach surowych w stężenia wyjściowe (C_{wy}) ścieków oczyszczonych [73]. Oznaczając operator tej transformacji przez A , można ją zapisać następująco:

$$C_{wy}(t) = A(z, \zeta, u) [C_{we}(t)] \quad (1)$$

gdzie: z - wektor cech strukturalnych oraz parametrów konstrukcyjnych i technologicznych określanych na etapie projektowania,

ζ - wektor oddziaływań zmieniających własności operatora A w czasie eksploatacji (wektor zakłóceń),

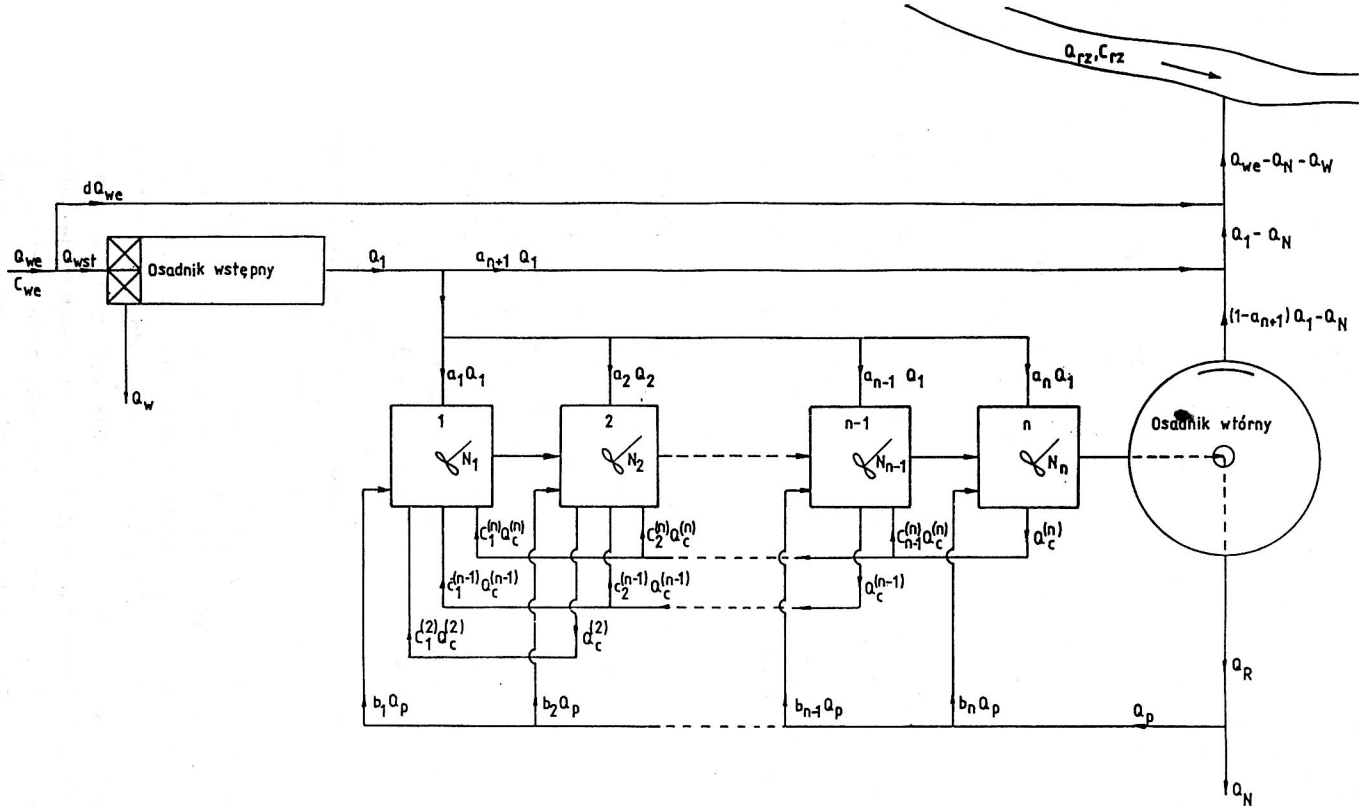
u - wektor sterowań mających kompensować negatywne wpływy wahań C_{we} i ζ .

Operator A , będący modelem procesu, należy rozumieć jako zespół formuł pozwalających określić charakterystykę C_{wy} przy znanej charakterystyce C_{we} . Może on mieć postać tabel (jak np. dane ATV czy Randolfa [48] dotyczące zalecanych obciążeń w procesie osadu czynnego), wykresów [80], wzorów aproksymacyjnych [91,144], równań algebraicznych [140,144,150] lub równań różniczkowych [6,151,170]. Trzy pierwsze formy modeli są mniej lub bardziej sformalizowanym podsumowaniem obserwacji empirycznych obejmujących ograniczoną część przestrzeni czynników wpływających na efekty oczyszczania ścieków. Zastosowania takich modeli są w sposób oczywisty ograniczone do przypadków mieszczących się w tej części przes-

trzeni, a próby ekstrapolacji poza nią wiążą się najczęściej z możliwością popełnienia znacznego błędu. Cechą wyróżniającą dwie ostatnie formy modeli jest wykorzystywanie przy ich tworzeniu podstawowych praw, takich jak zasady zachowania masy, pędu i ciepła oraz fundamentalnych zależności stechiometrycznych, termochemicznych i kinetycznych. Dzięki temu zakres stosowności modeli może być znacznie szerszy, a ograniczony spełnianiem się założeń czynionych przy ich tworzeniu. Takie modele są coraz powszechniej stosowane w badaniach naukowych i inżynierskich. Większość z nich jest opisem stanu ustalonego procesu (modele statyczne), co oznacza, że zostały wyprowadzone przy założeniu niezmienności wejść w czasie. Ich przydatność potwierdziła się w praktyce, gdyż umożliwiły one lepsze zrozumienie procesów biologicznego oczyszczania ścieków i zasugerowały wiele niezbędnych zmian na etapie projektowania [11-13,18,19,37,38,68,94,126,130,135,139-142,146-148]. Jednakże, nie są one z reguły przydatne do opisu eksploatacji procesu, ponieważ zwykle wejścia ulegają znacznym wahaniom w czasie. Potrzebne są do tego modele dynamiczne w formie równań różniczkowych lub różnicowych. W ostatnich latach poświęcono wiele uwagi stworzeniu takich modeli [6,31,96,112,118,151,170].

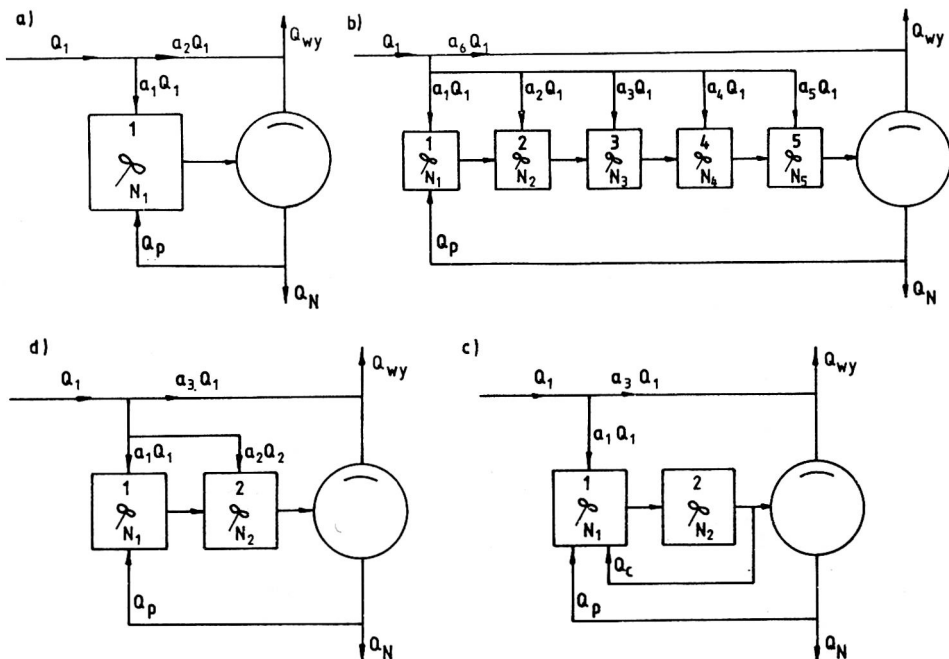
3.2. Model strukturalny oczyszczalni ścieków z osadem czynnym

Na rysunku 2 przedstawiono schemat strukturalny oczyszczalni ścieków z osadem czynnym. Nie uwzględniono na nim krat i piaskownika, ponieważ transformują one C_{we} w niewielkim stopniu [46]. Zaproponowana struktura obiektów osadu czynnego obejmuje różnorodne konfiguracje procesu. Najprostsza odpowiada komorze osadu czynnego o pełnym wymieszaniu z recyrkulacją, co uzyskuje się po przyjęciu: $n = 1$, $a_1 \leq 1$, $c_1 = 1$ (rys. 3a). Może to być komora tlenowa lub anoksydacyjna, w zależności od mocy mieszania (N). Zwiększając n , można uzyskać modele mieszania w komorze odpowiadające różnym stopniom dyspersji wzdłużnej (od pełnego wymieszania do przepływu tłokowego) [83,158]. Układ ze stopniowym obciążeniem [30,155,167] uzyskuje się po przyjęciu $a_i > 0$, dla $i = 1, 2, \dots, n$ (rys. 3b). Założenie $c_1 = 0$ prowadzi do przypadków stawu ściekowego. Na rysunku 3c i 3d przedstawiono schematy technologiczne oczyszczania ścieków z usuwaniem azotu, odpowiednio w konfiguracji z predenitryfikacją i postdenitryfikacją [140,141,148]. Moc mieszania w komorach denitryfikacji (N_1 dla rys. 3c, a N_2 dla rys. 3d) powinna wynosić 7-13 W/m³ [47], żeby utrzymać w nich warunki anoksydacyjne. Aby możliwa była nitryfikacja, należy wybrać odpowiednio małą wartość Q_N , żeby uzyskać wystarczająco długi wiek osadu, umożliwiający utrzymanie nitryfikantów w układzie [63,142,148].



Rys. 2. Schemat strukturalny podstawowych procesów oczyszczania w oczyszczalni ścieków z osadem. 1-n - komory osadu czynnego.

Fig. 2. Structural diagram of basic treatment processes in a wastewater treatment plant with activated sludge. 1 - n activated sludge tanks



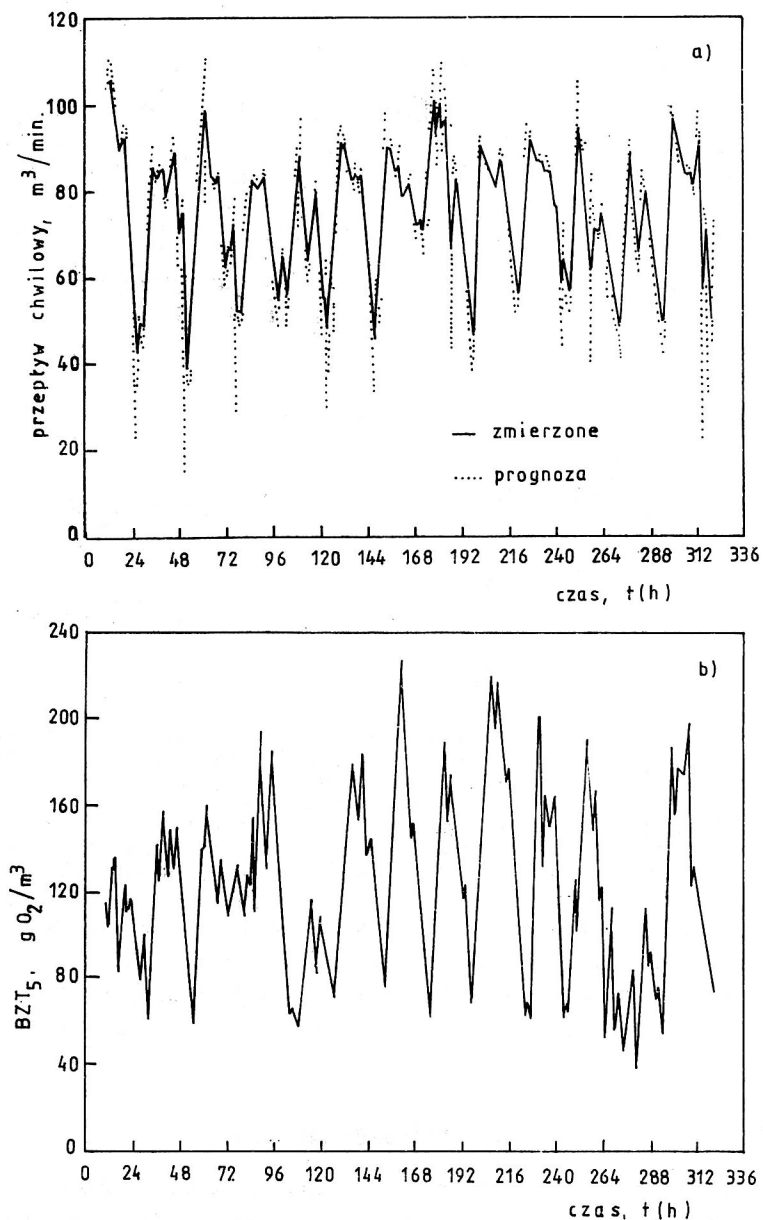
Rys. 3. Przykładowe konfiguracje osadu czynnego (szczególne przypadki schematu z rys. 2: a - pełne wymieszanie, b - stopniowe obciążenie, c - predenitryfikacja, d - postdenitryfikacja)

Fig. 3. Examples of activated sludge configurations (particular cases of the scheme of fig. 2: a - complete mix, b - stepwise loading, c - predenitrification, d - postdenitrification)

Podstawowym zadaniem projektanta technologii oczyszczania ścieków jest wybranie najlepszego wariantu $A(z, u)$, który przy znanej zmienności C_{we} i ζ zapewni uzyskanie akceptowalnej zmienności C_{wy} . Model matematyczny procesu może być bardzo pomocny w rozwiązaniu tego zadania [85].

3.3. Zakłócenia procesu

Wektor ζ we wzorze (1) określa oddziaływania (zakłócenia) zmieniające własności operatora A w czasie eksploatacji obiektów. W świetle takiego określenia zakłóceniami są zmiany temperatury otoczenia i składu jakościowego ścieków oczyszczanych. Ich kombinacje znajdują odzwierciedlenie w zmianach wartości współczynników kinetyki i (w mniejszym stopniu) stechiometrii przemian w procesach oczyszczania ścieków.



Rys. 4. Zapis godzinowych chwilowych wartości natężenia przepływu (a) i BZT₅ ścieków dopływających (b) do komory napowietrzania oczyszczalni

Fig. 4. Hourly values of flow rate (a) and influent BOD₅ (b) for the aeration tank of the Wisconsin Municipal Sewage Treatment Plant [25]

4. WEJŚCIA PROCESU

4.1. Podstawowe charakterystyki wejść

Wejściami procesu są stężenia zanieczyszczeń i natężenie dopływu ścieków. Wielkości te są losowymi funkcjami czasu (procesami stochastycznymi, $x(t)$). Na rysunku 4 przedstawiono przykładowe przebiegi chwilowych wartości natężenia przepływu i BZT_5 (odczyt co 1 h.) ścieków dopływających do komory osadu czynnego w oczyszczalni ścieków miejskich Wisconsin [25]. Podstawowe charakterystyki zmienności tych funkcji losowych [20] to:

- $f(x)$ - funkcja gęstości rozkładu prawdopodobieństwa zmiennej x , o wartości oczekiwanej m_x i odchyleniu standardowym σ_x (wariancji σ_x^2),
- $R_x(\tau)$ - funkcja autokorelacji (której argumentem jest przesunięcie wzdłuż osi czasu) wyrażająca stopień skorelowania między wartościami $x(t)$ odległymi od siebie o czas τ ,
- $S_x(\omega)$ - funkcja gęstości widmowej (której argumentem są częstotliwości ω składowych rozwinięcia funkcji $x(t)$ w szereg Fouriera) obrazująca rozkład wariancji σ_x^2 na składowe funkcji $x(t)$ o różnych częstotliwościach ω .

Wyznaczenie tych charakterystyk wymaga teoretycznie nieskończenie długiego czasu obserwacji, więc w zastosowaniach praktycznych można dysponować w zasadzie tylko pewnymi ich przybliżeniami (estymatorami), które nazywają się odpowiednio histogramem (\hat{f}), funkcją autokorelacji z próby (\hat{R}) i periodogramem (\hat{S}). Dalej dla uproszczenia będzie używana dla \hat{R} nazwa funkcja autokorelacji. Najczęściej dysponuje się zbiorem N dyskretnych wartości $x(t)$ w chwilach odległych od siebie o czas próbkowania $\Delta t = h$ (szeregiem czasowym)

$$x_t = x_n = x(nh), \quad n = 1, 2, \dots, N$$

więc wspomniane estymatory są także dyskretne.

Histogram określony jest wzorem (2) [20]

$$\hat{f}(x) = \frac{N_x}{NW} \quad (2)$$

w którym W jest szerokością przedziału wokół punktu x , natomiast N_x jest liczbą próbek sygnału, które przypadają na przedział $x \pm \frac{1}{2}W$. $\hat{f}(x)$ jest zatem częstością występowania wartości z przedziału $x \pm \frac{1}{2}W$ w szeregu czasowym x_t .

Funkcję autokorelacji można obliczać ze wzoru (3) [29]

$$\hat{R}_k = \hat{R}(kh) = \frac{\hat{C}_k}{\hat{C}_0} \quad (3)$$

gdzie \hat{C}_k jest funkcją autokowariancji określoną wzorem

$$\hat{C}_k = \frac{1}{N} \sum_{t=1}^{N-k} (x_t - m_x)(x_{t+k} - m_x), \quad k = 0, 1, 2, \dots, K \quad (4)$$

w którym k jest związane z przesunięciem czasowym τ tak, że $k = \tau/h$. Dla $k = 0$ $\hat{C}_k = \sigma_x^2$.

Określenie periodogramu związane jest z założeniem, że szereg czasowy można, zgodnie z modelem Fouriera, rozłożyć na fale sinusowe i kosinusowe o różnych częstotliwościach (ω_1) oraz szum losowy (nieskorelowany ciąg impulsów) a_t

$$x_t = a_0 + \sum_{i=1}^g (a_i \cos 2\pi\omega_1 t + b_i \sin 2\pi\omega_1 t) + a_t \quad (5)$$

gdzie $\omega_1 = 1/N$ jest 1-tą składową harmoniczną częstotliwości podstawowej $1/N$, a współczynniki a_1 i b_1 , dla nieparzystej liczby obserwacji $N = 2g + 1$, są określone wzorami

$$a_0 = m_x \quad (6)$$

$$a_i = \frac{2}{N} \sum_{t=1}^N x_t \cos 2\pi\omega_1 t, \quad i = 1, 2, \dots, g \quad (7)$$

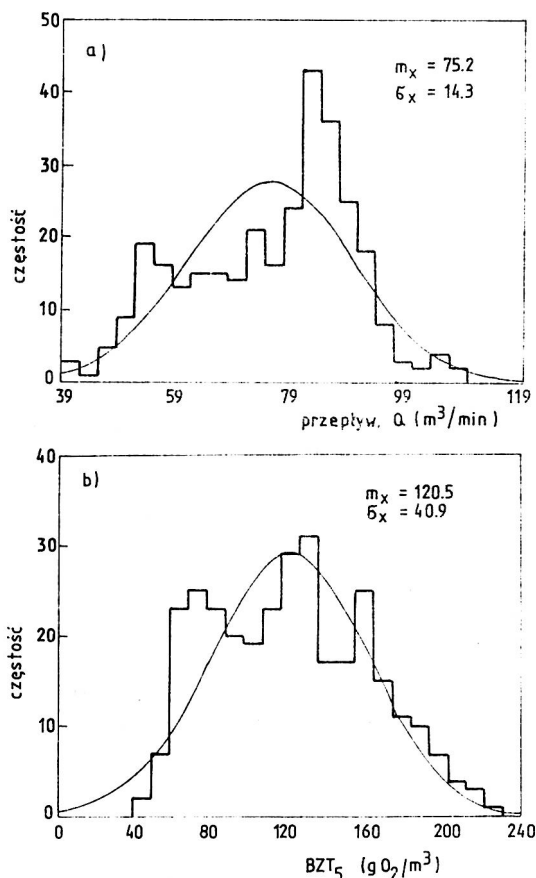
$$b_i = \frac{2}{N} \sum_{t=1}^N x_t \sin 2\pi\omega_1 t, \quad i = 1, 2, \dots, g \quad (8)$$

Wtedy periodogram składa się z $g = (N-1)/2$ wartości intensywności

$$\hat{S}(\omega_1) = \frac{N}{2} (a_1^2 + b_1^2), \quad i = 1, 2, \dots, g \quad (9)$$

Szczegółowe informacje o własnościach statystycznych poszczególnych estymatorów można znaleźć w pracach Boxa-Jenkinsa [29] i Bendata-Piersola [20].

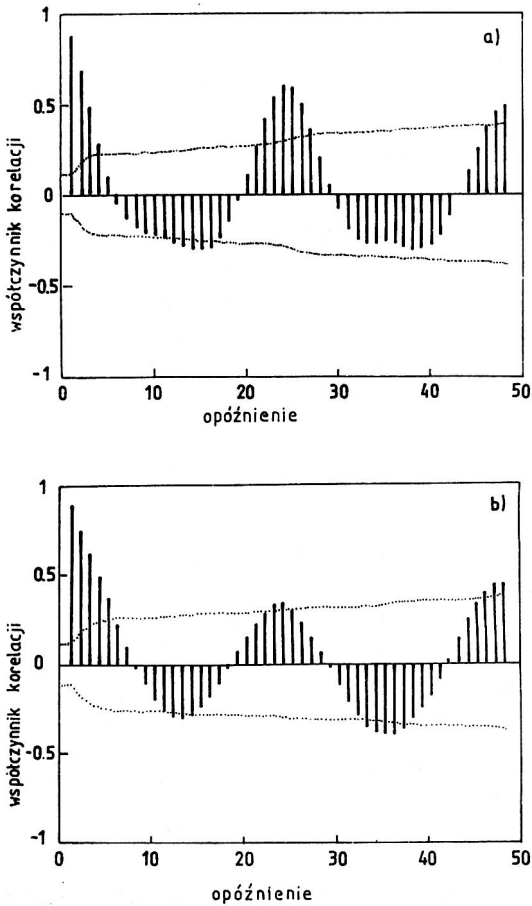
Na rysunkach 5, 6 i 7 przedstawiono odpowiednio histogramy, funkcje autokorelacji i periodogramy natężenia przepływu i BZT₅ w dopływie do komory napowietrzania oczyszczalni ścieków miejskich Wisconsin (wg danych z rys. 4). Z rysunku 5 widać, że rozkłady prawdopodobieństwa prze-



Rys. 5. Histogramy godzinowych chwilowych wartości natężenia przepływu (a) i BZT_5 dopływu do komory napowietrzania (b) oczyszczalni ścieków miejskich Wisconsin
 Fig. 5. Histograms of hourly flow rate (a) and influent BOD_5 (b) for the aeration tank of the Wisconsin Municipal Sewage Treatment Plant

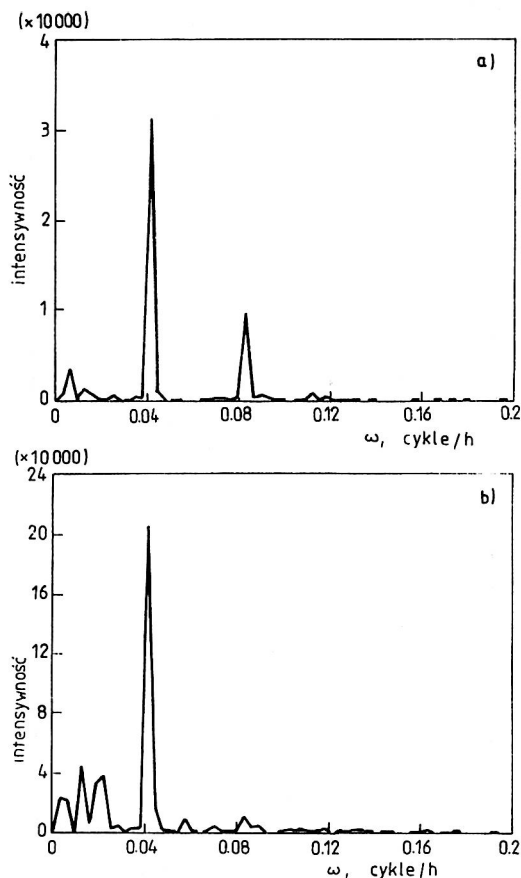
przepływu i BZT_5 są zbliżone do normalnych. Funkcje autokorelacji wskazują, że stopień skorelowania pomiarów niezbyt od siebie odległych jest bardzo wysoki, co wskazuje na możliwość efektywnego krótkoterminowego prognozowania stężenia i przepływu [143,145]. Na rysunku 4 widać dobową cykliczność, która znajduje potwierdzenie w odpowiadającej okresowości funkcji autokorelacji.

Bardzo skutecznym narzędziem analizy danych w dziedzinie częstotliwości jest periodogram (rys. 7), na którym widać bardzo wysokie piki



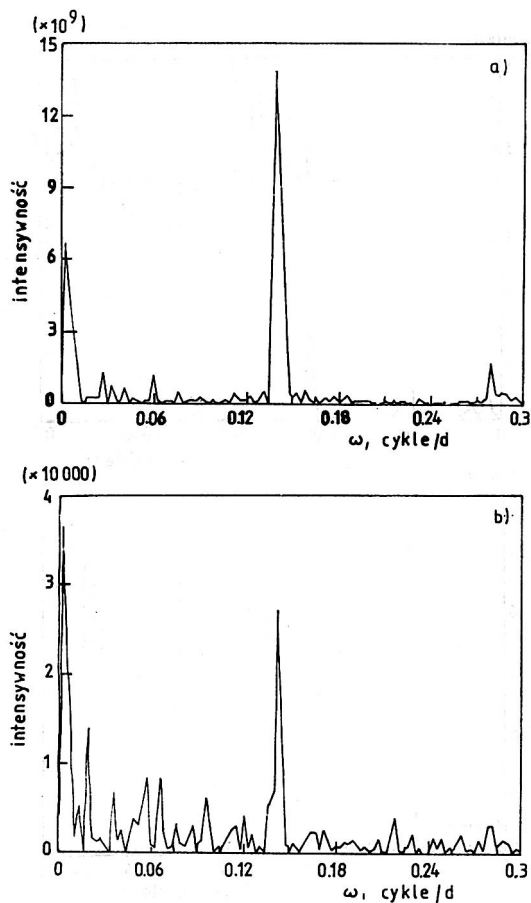
Rys. 6. Funkcja autokorelacji godzinowych chwilowych wartości natężenia przepływu (a) i BZT₅ dopływu do komory napowietrzania (b) oczyszczalni ścieków miejskich Wisconsin
 Fig. 6. Autocorrelation functions for the hourly values of flow rate (a) and influent BOD₅ (b) for the aeration tank of the Wisconsin Municipal Sewage Treatment Plant

przy częstotliwości $1/24$ cyklu/h. Wskazuje to, że główna część zmienności przepływu i stężenia ścieków przypada na cykl dobowy. W przypadku natężenia przepływu periodogram dodatkowo pozwala dostrzec cykliczność tygodniową (częstotliwość $1/168$ cyklu/h) i 12-godzinną, które na rysunku 4 są praktycznie niewidoczne. Interesujący jest brak wyraźnie wyodrębnionego piku odpowiadającego tygodniowej cykliczności zmian BZT₅.



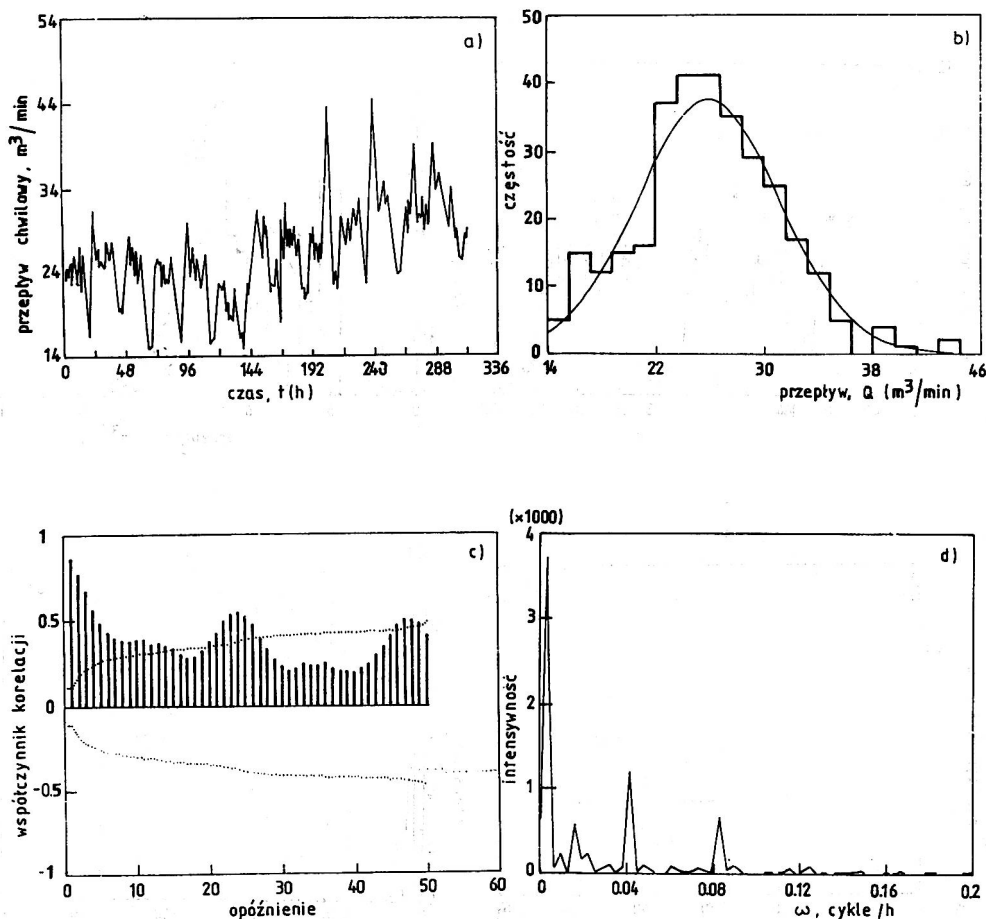
Rys. 7. Periodogram godzinowych chwilowych wartości natężenia przepływu (a) i BZT₅ dopływu do komory naspowietrzenia (b) oczyszczalni ścieków miejskich Wisconsin
 Fig. 7. Periodograms of hourly flow rate (a) and influent BOD₅ (b) for the aeration tank of the Wisconsin Municipal Sewage Treatment Plant

Jest to raczej cechą konkretnej próby danych z populacji, w której tygodniowa cykliczność jest niewątpliwa. Wskazuje na to analiza średniodobowych wartości BZT₅ dopływu do tej oczyszczalni [24], których periodogram przedstawiono na rysunku 8b. Widać na nim wysokie piki odpowiadające cykliczności tygodniowej (częstotliwość 1/7 cyklu/d) i rocznej (częstotliwość 1/365 cyklu/d), występujące również na periodogramie przepływu dobowego (rys. 8a).



Rys. 8. Periodogram dobowego natężenia przepływu (a) i średniodobowego BZT₅ (b) oczyszczalni ścieków miejskich Wisconsin
 Fig. 8. Periodograms of daily flow rate (a) and mean daily BOD₅ (b) for the Wisconsin Municipal Sewage Treatment Plant

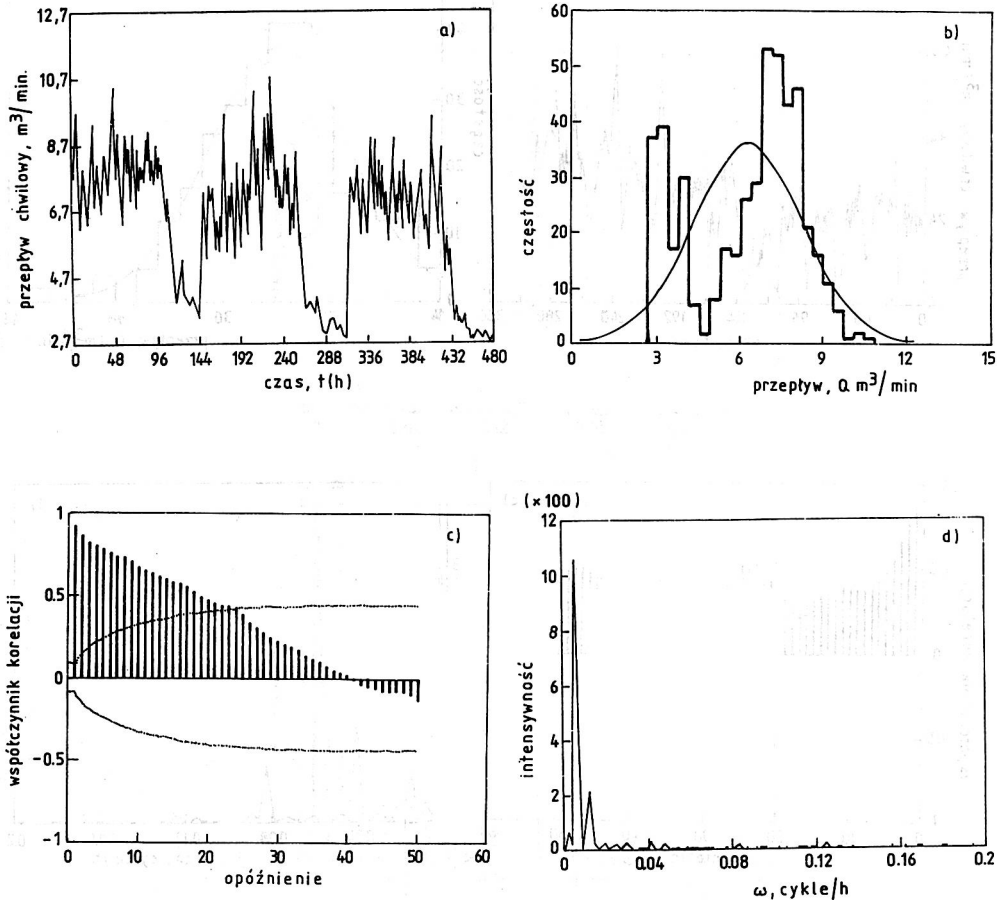
Na rysunku 9a przedstawiono godzinowe chwilowe dopływy do oczyszczalni w Cierniach, przyjmującej ścieki z Wałbrzycha i Świebodzic. Podstawowe charakterystyki tego dopływu, przedstawione na rysunkach 9b,c,d, są bardzo podobne do analogicznych w oczyszczalni Wisconsin i mogą być uznane za typowe dla ośrodków miejskich, gdy zmienność wejść jest wywołana głównie cyklem aktywności mieszkańców.



Rys. 9. Zapis godzinowych chwilowych wartości natężenia przepływu ścieków dla oczyszczalni w Cierniach (a) i jego charakterystyki: histogram (b) funkcja autokorelacji (c), periodogram (d)

Fig. 9. Hourly values of flow rate for the Ciernie Wastewater Treatment Plant (a) and relevant characteristics: histogram (b), autocorrelation function (c), periodogram (d)

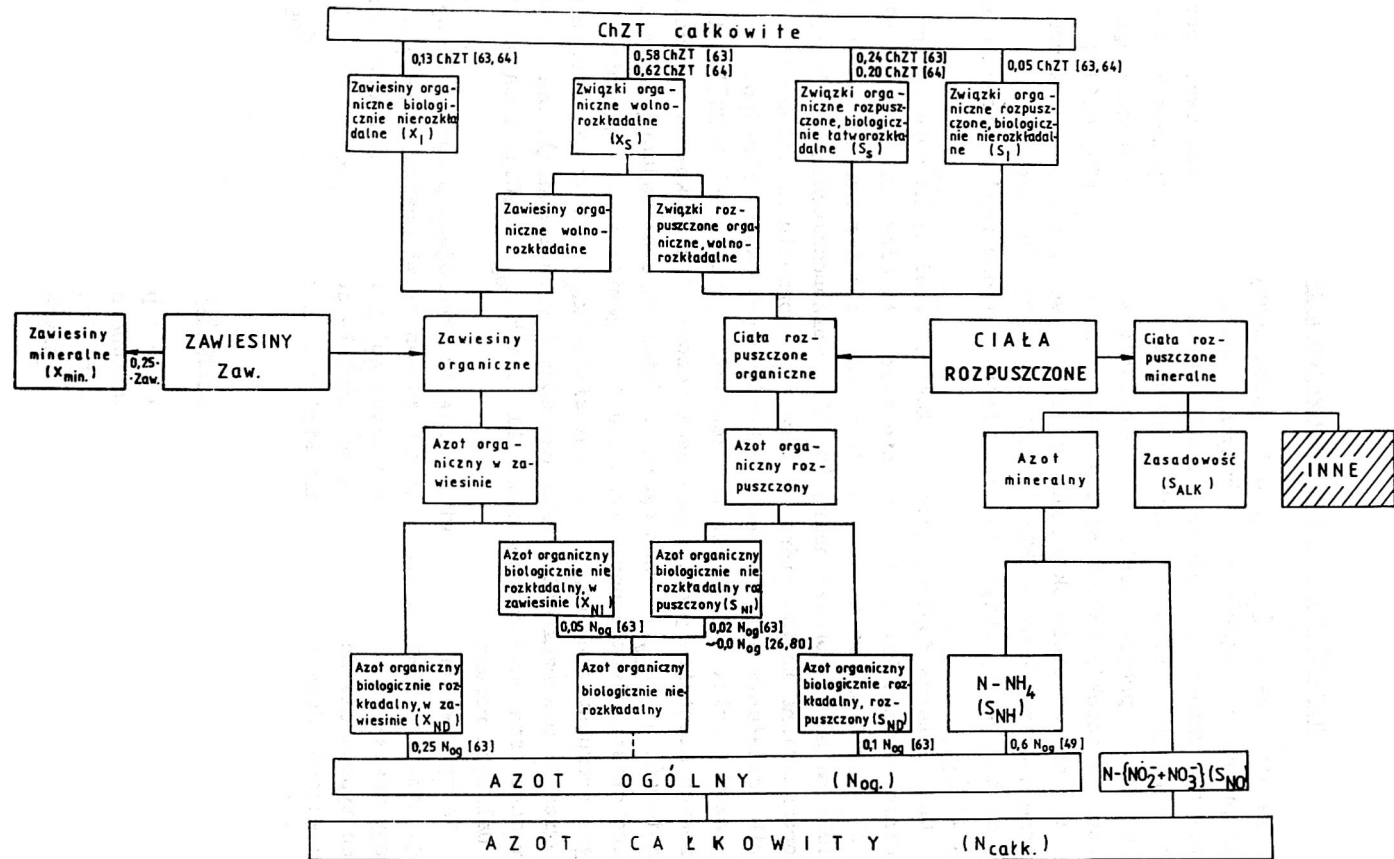
Przykładem oczyszczalni, w której o zmienności wejść decyduje cykl produkcji przemysłowej, może być oczyszczalnia grupowa w Jugowicach, obsługująca głównie zakłady włókiennicze Głuszycy, Jedliny i Walimia, a udział ścieków bytowo-gospodarczych jest na razie niewielki. Charakterystyki chwilowych natężeń dla tej oczyszczalni przedstawiono na rysun-



Rys. 10. Zapis godzinowych chwilowych wartości natężenia przepływu ścieków dla oczyszczalni w Jugowicach (a) i jego charakterystyki: histogram (b), funkcja autokorelacji (c), periodogram (d)

Fig. 10. Hourly values of flow rate for the Jugowice Wastewater Treatment Plant (a) and relevant characteristics: histogram (b), autocorrelation function (c), periodogram (d)

ku 10. Wyraźnie widać cykliczność tygodniową (rys. 10a,d) i brak cykliczności dobowej (rys. 10c,d) oraz duży stopień skorelowania przyległych pomiarów. Rozkład prawdopodobieństwa jest wyraźnie dwumodalny ze skupieniami wokół typowych wartości dla dni roboczych i weekendu.



Rys. 11. Diagram struktury zanieczyszczeń ścieków miejskich
Fig. 11. Structure of pollutants in municipal sewage

4.2. Struktura zanieczyszczeń ścieków miejskich

Marais i Ekama [59,62] podali rozbudowany model kinetyki i stechiometrii przemian związków organicznych i azotowych przez osad czynny, który może być uznany za najlepszy z dostępnych. Za podstawę swych rozważań przyjęła go grupa robocza IAWPRC, pracująca nad praktycznym zastosowaniem modeli w projektowaniu i eksploatacji systemów biologicznego oczyszczania ścieków [60,80,82], a także inni autorzy [26,74,110]. Przyjmuje się, że wszystkie składniki organiczne ścieków i osadu czynnego są wyrażone jako równoważne ChZT [62,116,127,128] (z oczekiwaniem, że wskaźnik ten jest praktycznie równy teoretycznemu zapotrzebowaniu na tlen, TZT).

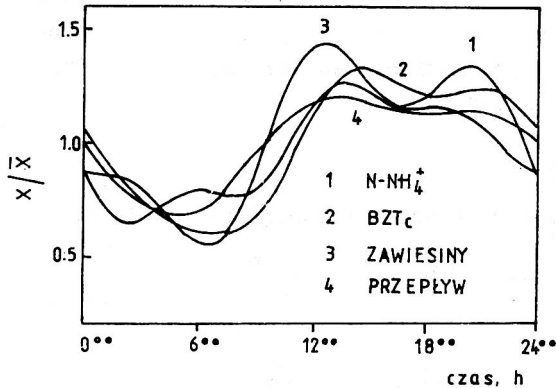
ChZT ścieków dopływających zostało podzielone na dwie części: biologicznie rozkładalną i biologicznie nierozkładalną. Część nierozkładalną ChZT dzieli się na zawartą w zawieszynie (x_I) i rozpuszczoną (s_I), a rozkładalną na łatworozkładalną (s_g) i wolnorozkładalną (x_g). Frakcja wolnorozkładalna to ta, która podlega przetworzeniu na łatworozkładalną w wyniku działania enzymów zewnątrzkomórkowych osadu czynnego.

Azot z kolei dzieli się na część utlenioną ($N\text{-NO}_2^- + N\text{-NO}_3^-$), która w ściekach miejskich praktycznie jest zerowa, i zredukowaną wyrażoną jako azot ogólny (N_{og}). Azot ogólny w ściekach dopływających dzieli się na pięć części: azot amonowy (s_{NH}), azot organiczny biologicznie rozkładalny (rozpuszczony (s_{ND}) i w zawieszynie (x_{ND})) oraz azot organiczny biologicznie nierozkładalny (rozpuszczony i w zawieszynie). Dwie ostatnie formy azotu stanowią bardzo niewielki ułamek N_{og} [26,80] i są pominięte w dalszych rozważaniach.

Na rysunku 11 przedstawiono diagram obrazujący powyższą klasyfikację. Dodatkowo uwzględniono na nim zawiesiny mineralne (mogące mieć znaczny udział w strukturze osadu czynnego) i zasadowość. Jednocześnie podano typowe dla ścieków miejskich udziały poszczególnych frakcji zanieczyszczeń. Sposoby wyznaczania stężeń tych frakcji ChZT i N_{og} można znaleźć w pracach [64,80].

4.3. Typowe przebiegi wejść oczyszczalni ścieków miejskich

Tanthapanichakoon i Himmelblau [151] podali, na podstawie analizy dostępnych danych, przybliżone uśrednione dobowe przebiegi podstawowych wejść oczyszczalni ścieków miejskich. Przedstawiono je na rysunku 12. Podobne dane można też znaleźć w innych pracach [31,119,123,136,171].



Rys. 12. Uśrednione dobowe przebiegi wejść oczyszczalni ścieków
 Fig. 12. Plots of average diurnal inputs for the wastewater treatment plant

4.4. Modelowanie wejść na potrzeby symulacji procesów oczyszczania

4.4.1. Podstawowe pojęcia

Można oczekiwać, że dogodnym narzędziem modelowania wejść procesu oczyszczania ścieków jest podana przez Boxa i Jenkinsa [29] metoda analiza szeregów czasowych. Jej istotą jest odszyfrowywanie zależności między poszczególnymi elementami szeregu(ów) i ich kwantyfikacja prowadząca do budowy modeli stochastycznych.

Dla stacjonarnego szeregu czasowego x_t (tzn. takiego, którego funkcja autokorelacji zależy tylko od przesunięcia czasowego τ) model postaci

$$\bar{x}_t = \varphi_1 \bar{x}_{t-1} + \varphi_2 \bar{x}_{t-2} + \dots + \varphi_p \bar{x}_{t-p} + a_t \quad (10)$$

jest nazywany modelem autoregresji rzędu p , AR(p). Np. AR(1) oznacza model pierwszego rzędu

$$\bar{x}_t = \varphi_1 \bar{x}_{t-1} + a_t \quad (11)$$

W tych modelach \bar{x}_t oznacza odchylenie punktowej wartości od średniej szeregu czasowego (m_x)

$$\bar{x}_t = x_t - m_x \quad (12)$$

natomiast a_t jest białym szumem (ciągiem niezależnych impulsów losowych o wartości średniej zero i wariancji σ_a^2). Jeśli wartość średnia nie zostanie odjęta, w modelu może wystąpić dodatkowy współczynnik θ_0 .

Dla modelu (11) jedynymi parametrami, które należy oszacować na podstawie danych są współczynniki φ_1 i wariancja szumu σ_a^2 . Po wprowadzeniu operatora przesunięcia wstecz $Bx_t = x_{t-1}$ (tzn. $B^m x_t = x_{t-m}$) model (11) zapisuje się jako

$$\varphi(B)\bar{x}_t = a_t \quad (13)$$

w którym $\varphi(B)$ jest operatorem autoregresji rzędu p ,

$$\varphi(B) = 1 - \varphi_1 B - \varphi_2 B^2 - \dots - \varphi_p B^p \quad (14)$$

Model postaci

$$\bar{x}_t = (1 - \theta_1 B - \theta_2 B^2 - \dots - \theta_q B^q) a_t \quad (15)$$

lub inaczej

$$\bar{x}_t = \theta(B) a_t \quad (16)$$

jest nazywany modelem średniej ruchomej rzędu q , MA(q). W doborze modelu należy kierować się postulatem oszczędności, czyli wybierać model o minimalnej liczbie parametrów, co czasami uzyskuje w modelu mieszanym autoregresji - średniej ruchomej, rzędu p, q (ARMA(p, q))

$$\varphi(B)\bar{x}_t = \theta(B) a_t \quad (17)$$

Np. model ARMA(1,1) ma postać

$$\bar{x}_t - \varphi_1 \bar{x}_{t-1} = a_t - \theta_1 a_{t-1} \quad (18)$$

Analizowane szeregi czasowe często nie są stacjonarne. W wielu przypadkach stacjonarność można uzyskać przez zróżnicowanie szeregu zgodnie z operatorem różnicowania wstecz (∇)

$$\nabla x_t = x_t - x_{t-1} = (1 - B)x_t = w_t \quad (19)$$

jak to jest w przypadku szeregu czasowego z rys. 10a. Czasami dla uzyskania stacjonarność zróżnicowanie należy powtórzyć d razy, co zapisuje się

$$\nabla^d x_t = (1 - B)^d x_t = w_t \quad (20)$$

Do szeregu w_t można dopasowywać modele ARMA, które nazywają się scałkowanymi modelami autoregresji średniej ruchomej rzędu p, d, q , ARMA(p, d, q)

$$\varphi(B)w_t = \varphi(B)\nabla^d x_t = \varphi^*(B)x_t = \theta(B)a_t \quad (21)$$

Jeśli szeregi są sezonowe, tj. charakteryzują się silnym skorelowaniem obserwacji odległych o s jednostek (np. $s = 24$ dla cykliczności dobowej godzinowych przepływów lub stężeń ścieków dopływających do oczyszczalni), stacjonarność można uzyskać, różnicując szereg zgodnie z operatorem ∇_s

$$\nabla_s x_t = x_t - x_{t-s} = (1 - B^s)x_t = w_t \quad (22)$$

Różnicowanie to można powtórzyć D razy

$$\nabla_s^D x_t = (1 - B^s)^D x_t = w_t \quad (23)$$

oraz połączyć z różnicowaniem niesezonowym

$$\nabla^d \nabla_s^D x_t = w_t \quad (24)$$

a do w_t dopasować modele ARMA(p, q)

$$\varphi(B)w_t = \varphi(B)\nabla^d \nabla_s^D x_t = \varphi^*(B)x_t = \theta(B)a_t \quad (25)$$

4.4.2. Dobór modelu

Dobór właściwego modelu do opisu danego szeregu czasowego jest procesem iteracyjnym i obejmuje identyfikację, estymację parametrów i sprawdzanie diagnostyczne. Narzędziami identyfikacji modeli ARIMA są funkcje autokorelacji i autokorelacji cząstkowej [29]. Funkcja autokorelacji pomaga wstępnie określić niezbędne do uzyskania stacjonarności różnicowanie szeregu czasowego. Jej postać dla procesu stacjonarnego, razem z funkcją autokorelacji cząstkowej, pozwala próbnie dobrać rzędy operatorów autoregresji i średniej ruchomej. Wartości funkcji autokorelacji umożliwiają obliczenie wstępnych wartości współczynników modelu, które są dokładniej szacowane na etapie estymacji parametrów. Kryterium optymalizacji przy estymacji jest minimum błędu średniokwadratowego reszt modelu (tj. różnic między modelem i danymi). Zakłada się przy tym, że reszty modelu, a_t , są szumem białym o rozkładzie normalnym i estymację prowadzi się metodą największej wiarygodności [29, 99]. Następnie model podlega sprawdzaniu diagnostycznemu, które ma rozstrzygnąć, czy jest on adekwatny. Jeśli wykryje się nieadekwatność, to niezbędne jest powtórzenie całego lub części cyklu iteracyjnego. O nieadekwatności modelu może świadczyć istotne odstępstwo od założenia o niezależności reszt lub normalności ich rozkładu. Niezależność reszt ocenia się przez analizę ich funkcji autokorelacji, w której nie powinny występować liczne duże wartości. Narzędziem tej analizy jest jednoczesny test zgodności oparty na badaniu statystyki

$$Q = n \sum_{k=1}^K \hat{R}_k^2(a) \quad (26)$$

która przy spełnieniu postulatu niezależności reszt ma w przybliżeniu rozkład $\chi^2(K-p-q)$, gdzie K jest liczbą (odpowiednio dużą [29]) autokorelacji wziętych do analizy, a $n = N-d-sD$. Innym narzędziem badania niezależności reszt jest unormowany periodogram skumulowany [29], określony wzorem

$$C(\omega_1) = [1/(n\sigma_a^2)] \sum_{i=1}^G \hat{S}(\omega_1) \quad (27)$$

Dla białego szumu wykres $C(\omega_1)$ układałby się wzdłuż prostej łączącej punkty $(0,0)$ i $(0,5, 1)$, a odstępstwa od niezależności reszt ujawniają się jako odchylenia od tej prostej.

4.4.3. Prognozowanie z wykorzystaniem modeli stochastycznych

Omówione modele szeregów czasowych dobrze nadają się do prognozowania przyszłych ich wartości. Po wymnożeniu składowych czynników operatora φ^* we wzorze (25) uzyskuje się

$$\varphi^*(B) = 1 - \varphi_1^* B - \varphi_2^* B - \dots - \varphi_{p^*}^* B \quad (28)$$

gdzie $p^* = p + d + sD$.

Można wykazać [29], że dla szeregu opisanego modelem (25) prognoza o najmniejszym błędzie średniokwadratowym z wyprzedzeniem l kroków, wykonana w momencie t ($\hat{x}_t(l)$), wyraża się wzorem

$$\hat{x}_t(l) = [x_{t+l}] = \sum_{i=1}^{p^*} \varphi_i^* [x_{t-i+1}] - \sum_{j=1}^q \theta_j [a_{t-j+1}] \quad (29)$$

w którym nawias kwadratowy symbolizuje wartość oczekiwaną oraz spełnione są poniższe zależności:

$$[x_{t-i+1}] = \begin{cases} \hat{x}_t(l-i), & 1 > i \\ x_{t-i+1}, & 1 \leq i \end{cases} \quad (30)$$

$$[a_{t-j+1}] = \begin{cases} 0, & 1 > j \\ x_{t-j+1} - x_{t-j+1-1}, & 1 \leq j \end{cases} \quad (31)$$

Miarą błędu, jakim jest obarczona prognoza, może być jej wariancja. Dla prognoz zmiennej x na 1 kroków naprzód wariancją tą ($V(1)$) jest wartość oczekiwana zmiennej

$$e_t(1) = [x_{t+1} - \hat{x}_t(1)]^2 \quad (32)$$

którą dla modeli określonych wzorem (25) wyznacza się ze wzoru (33)

$$V(1) = \left(1 + \sum_{j=1}^{1-1} \Psi_j^2 \right) \sigma_a^2 \quad (33)$$

Wagi Ψ_j są kolejnymi współczynnikami w operatorze

$$\Psi(B) = \frac{\theta(B)}{\phi^*(B)} \quad (34)$$

4.4.4. Modele przepływu i BZT₅

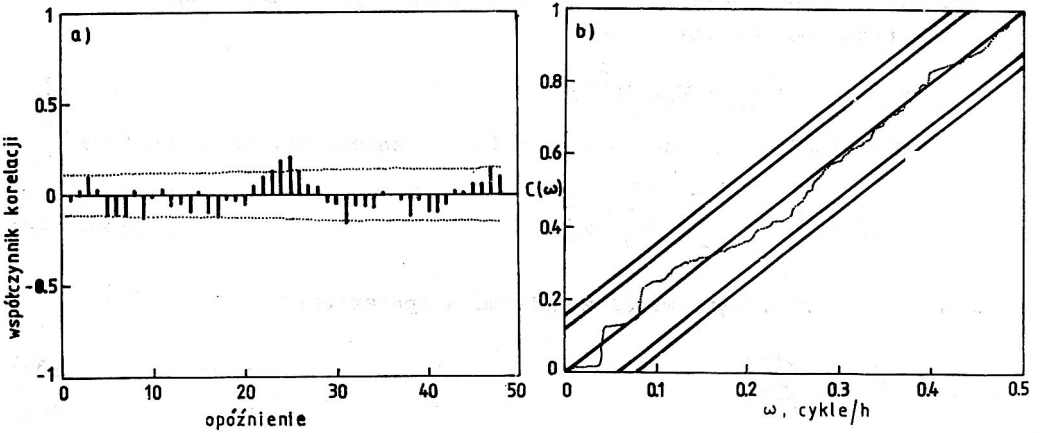
Do szeregów czasowych przepływu i BZT₅ oczyszczalni Wisconsin (rys. 4) dopasowano modele AR(2) (tab.1). Na rysunkach 13 i 14 przedsta-

T a b e l a 1

Wyniki dopasowania modeli do godzinowych chwilowych przepływów i BZT₅ oczyszczalni Wisconsin

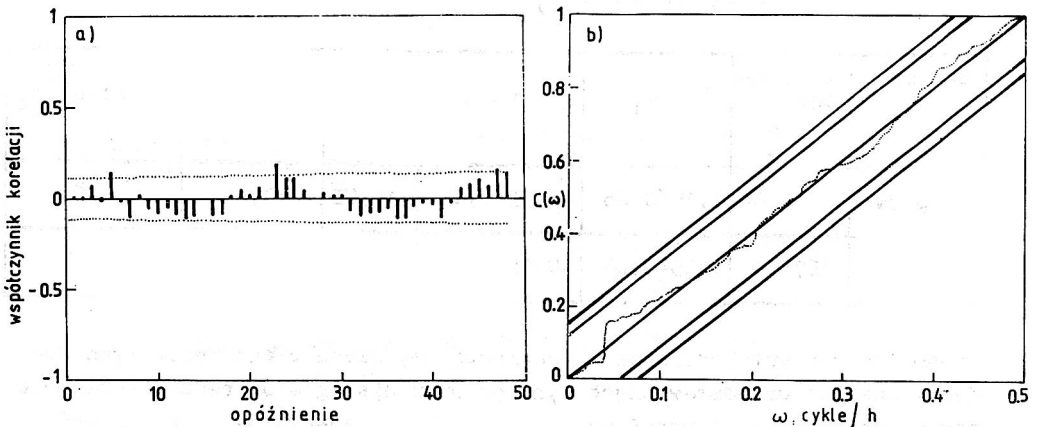
Szereg x_t	Wariancja σ_x^2	φ_1	φ_2	θ_0	Wariancja reszt, σ_a^2	$R = \sqrt{1 - \sigma_a^2 / \sigma_x^2}$
Przepływ	204,0	1,167±0,05	-0,327±0,05	11,72	40,5	0,90
BZT ₅	1675,4	1,057±0,06	-0,187±0,06	15,80	344,5	0,89

wiono funkcje autokorelacji i periodogramy skumulowane reszt tych modeli. Analiza przedstawionych wyników oraz histogramów reszt (tutaj nie pokazanych) pozwala uznać uzyskane modele za adekwatne. Liniami przerywanymi na rys. 4a przedstawiono prognozę na 1 krok w przód, obliczoną według dopasowanego modelu. W pracach autora [138, 143, 145] można znaleźć dane potwierdzające przydatność modeli AR do modelowania wejść oczyszczalni na przykładach innych zbiorów danych.



Rys. 13. Funkcja autokorelacji (a) i periodogram skumulowany (b) reszt modelu AR(2) dla godzinowych chwilowych przepływów oczyszczalni Wisconsin

Fig. 13. Autocorrelation function (a) and cumulated periodogram (b) of AR(2) model residuals for hourly flow rates of the Wisconsin Municipal Sewage Treatment Plant



Rys. 14. Funkcja autokorelacji (a) i periodogram skumulowany (b) reszt modelu AR(2) dla godzinowych chwilowych BZT₅ oczyszczalni Wisconsin

Fig. 14. Autocorrelation function (a) and cumulated periodogram (b) of AR(2) model residuals for hourly BOD₅ of the Wisconsin Municipal Sewage Treatment Plant

4.4.5. Komputerowe generowanie wejść oczyszczalni ścieków

Na potrzeby komputerowej symulacji dynamiki oczyszczalni ścieków konieczne jest generowanie "sztucznych" ciągów wartości o cechach statystycznych zbliżonych do cech wejść rzeczywistych. Zdaniem autora, jako wymagania minimalne należy przyjąć wzajemne podobieństwo średnich, wariancji, struktury częstotliwościowej (periodogramu), funkcji autokorelacji oraz gęstości rozkładu prawdopodobieństwa wejść generowanych i rzeczywistych. Zaproponowano tutaj metodę polegającą na rozbiciu wejścia na składową okresową i szum, które generuje się osobno i sumuje. Na podstawie prób stwierdzono, że najlepiej wyodrębnić składową okresową przez wyliczenie średnich dla poszczególnych godzin doby ($y_t(\text{OKR})$). Na rysunkach 15 i 16 przedstawiono wyniki rozbicia przepływu i BZT₅ oczyszczalni Wisconsin (patrz rys. 4) na składową okresową i szum. Do szumów z rysunków 15 i 16 dopasowano modele AR(1) (tab.2). Funkcje autokorelacji i periodogramy skumulowane reszt, przedstawione na rysunkach 17 i 18, potwierdzają adekwatność dopasowanych modeli AR(1). Stwierdzono, że reszty mają rozkład normalny. Otrzymane wyniki uzasadniają nadzieję na uzyskiwanie pożądanych własności generowanych wejść. Zostało to potwierdzone wygenerowaniem "sztucznych" ciągów przepływu i BZT₅ dla oczyszczalni Wisconsin (rys. 19). Syntezy dokonano zgodnie ze wzorem (35)

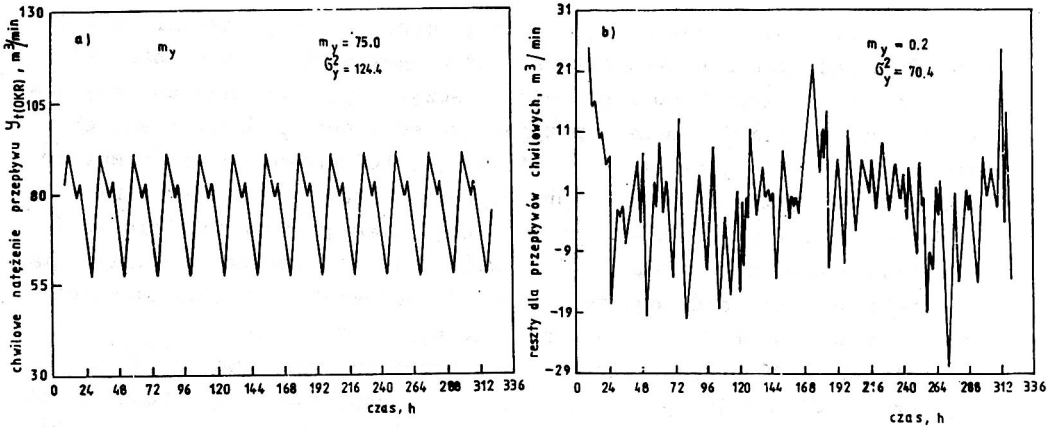
T a b e l a 2

Wyniki dopasowania modeli do szumów po odjęciu składników okresowych od godzinowych chwilowych przepływów i BZT₅ oczyszczalni Wisconsin

Szereg x_t	Wariancja σ_x^2	φ_1	Wariancja reszt σ_a^2	$R = \sqrt{1 - \sigma_a^2 / \sigma_x^2}$
Szum od przepływu	70,4	0,79 \pm 0,03	28,1	0,79
Szum od BZT ₅	966,5	0,84 \pm 0,03	278,9	0,84

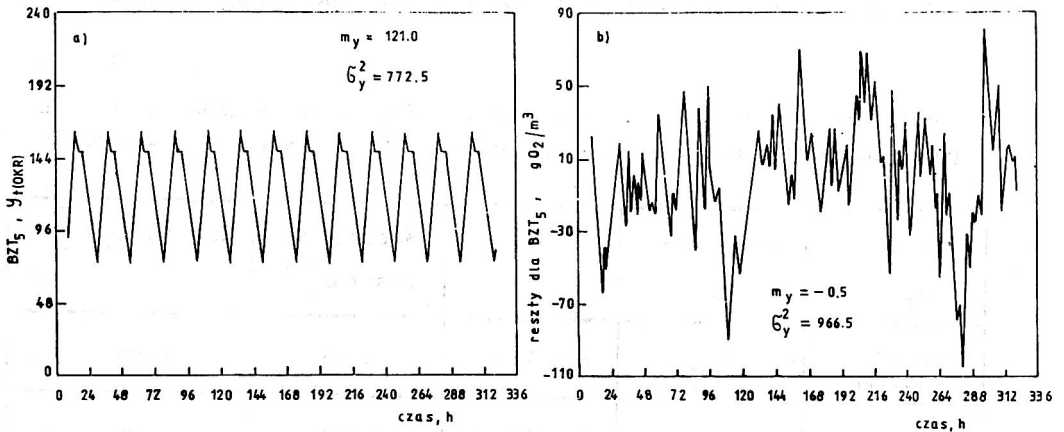
$$y_t = y_t(\text{OKR}) + x_t \quad (35)$$

$$x_t = \varphi_1 x_{t-1} + a_t \quad (36)$$



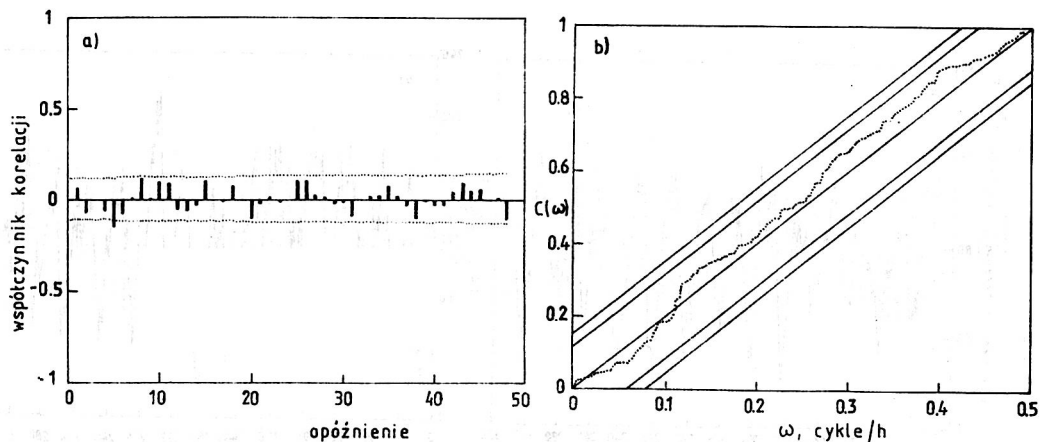
Rys. 15. Rozbicie godzinowych chwilowych przepływów oczyszczalni Wisconsin na składową okresową $y_t(\text{OKR})$ (a) i szum (b)

Fig. 15. Division of hourly flow rates into periodic component $y_t(\text{OKR})$ (a) and noise (b) for the Wisconsin Municipal Sewage Treatment Plant



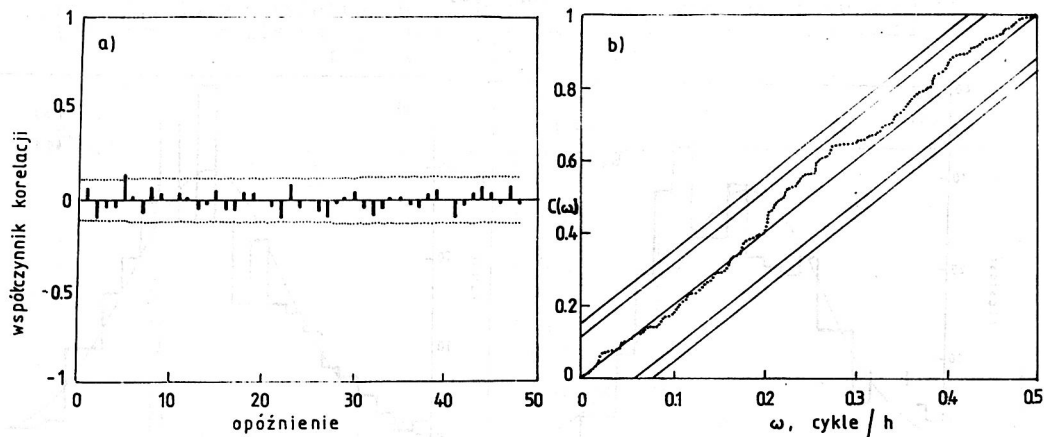
Rys. 16. Rozbicie godzinowych chwilowych BOD_5 oczyszczalni Wisconsin na składową okresową $y_t(\text{OKR})$ (a) i szum (b)

Fig. 16. Division of hourly BOD_5 into periodic component $y_t(\text{OKR})$ (a) and noise (b) for the Wisconsin Municipal Sewage Treatment Plant



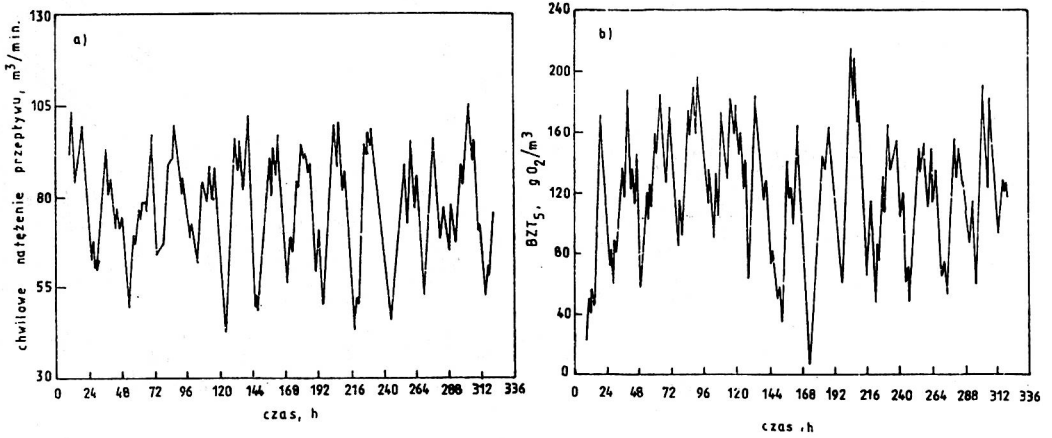
Rys. 17. Funkcja autokorelacji (a) i periodogram skumulowany (b) reszt modelu AR(1) dla szumu z rys. 15b

Fig. 17. Autocorrelation function (a) and cumulated periodogram (b) of AR(1) model residuals for the noise of fig. 15b



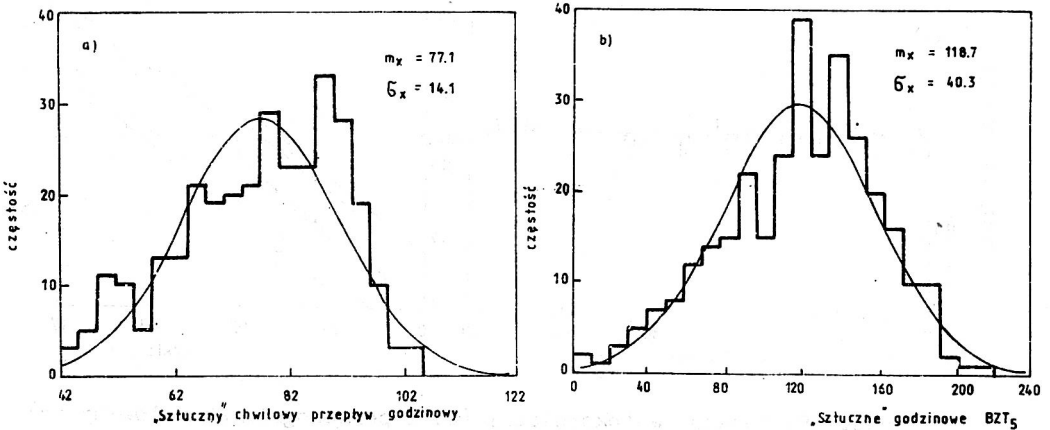
Rys. 18. Funkcja autokorelacji (a) i periodogram skumulowany (b) reszt modelu AR(1) dla szumu z rys. 16b

Fig. 18. Autocorrelation function (a) and cumulated periodogram (b) of AR(1) model residuals for the noise of fig. 16b



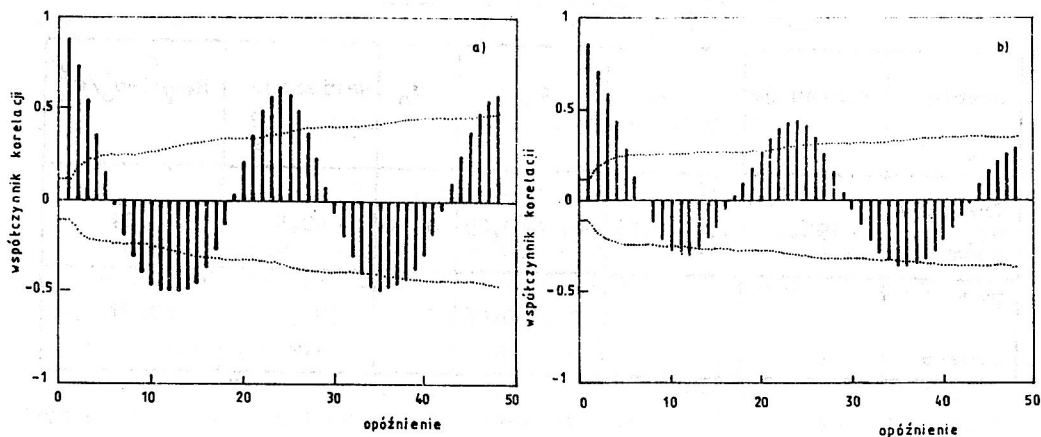
Rys. 19. Wejścia oczyszczalni Wisconsin wygenerowane według (35); chwilowe godzinowe przepływy (a) i BZT₅ (b)

Fig. 19. Inputs generated according to (35) for the Wisconsin Municipal Sewage Treatment Plant: hourly flow rates (a) and BOD₅ (b)



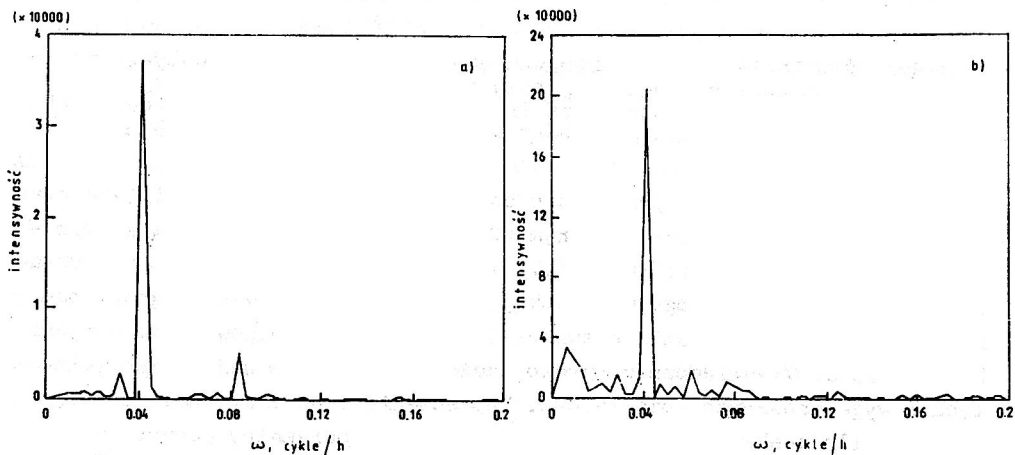
Rys. 20. Histogram wejść oczyszczalni Wisconsin wygenerowanych według (35); chwilowe godzinowe przepływy (a) i BZT₅ (b)

Fig. 20. Histograms of inputs generated according to (35) for the Wisconsin Municipal Sewage Treatment Plant: hourly flow rates (a) and BOD₅ (b)



Rys. 21. Funkcje autokorelacji wejść oczyszczalni Wisconsin wygenerowanych według (35); chwilowe godzinowe przepływy (a) i BZT₅ (b)

Fig. 21. Autocorrelation functions of inputs generated according to (35) for the Wisconsin Municipal Sewage Treatment Plant: hourly flow rates (a) and BOD₅ (b)

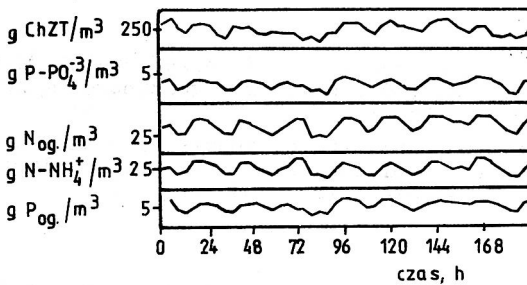


Rys. 22. Periodogramy wejść oczyszczalni Wisconsin wygenerowanych według (35); chwilowe godzinowe przepływy (a) i BZT₅ (b)

Fig. 22. Periodograms of inputs generated according to (35) for the Wisconsin Municipal Sewage Treatment Plant: hourly flow rates (a) and BOD₅ (b)

Wyniki dopasowania modeli do wygenerowanych komputerowo
wejść oczyszczalni Wisconsin

Szereg x_t	Wariancja σ_x^2	φ_1	φ_2	θ_0	Wariancja reszt, σ_a^2	$R = \sqrt{1 - \sigma_a^2 / \sigma_x^2}$
Przepływ wygenerowany	198,0	1,10 \pm 0,06	-0,24 \pm 0,05	11,00	40,5	0,89
BZT ₅ wygenerowane	1622,1	0,97 \pm 0,06	-0,11 \pm 0,06	17,20	395,5	0,87



Rys. 23. Zapis czterogodzinnych chwilowych stężeń w dopływie do części biologicznej oczyszczalni Goudkoppies [119]

Fig. 23. 4-hourly concentrations in the inflow to the biological part of the Goudkoppies Wastewater Treatment Plant [119]

w którym za φ_1 i σ_a^2 przyjęto odpowiednie wartości z tabeli 2, a biały szum a_t , o rozkładzie normalnym $(0, \sigma_a^2)$, generowano metodą eliminacji i superpozycji rozkładów [172]. Na rysunkach 20, 21, 22 przedstawiono odpowiednio histogramy, funkcje autokorelacji i periodogramy danych z rys. 19. Porównanie rysunków 19, 20, 21, 22 odpowiednio z rysunkami 4, 5, 6, 7 uwiadczenia bardzo duże podobieństwo wejść rzeczywistych i wygenerowanych komputerowo. Dopasowanie modeli stochastycznych potwierdziło adekwatność modelu AR(2), którego parametry podano w tabeli 3. Ich wartości są zbliżone do uzyskanych dla danych rzeczywistych (tab. 1), co dalej potwierdza praktyczną równoważność ciągów eksperymentalnych i sztucznych. Ze względu na liniowy związek BZT₅ z ChZT [48] można według modelu (35) także generować wartości ChZT dopływu. Autor nie dysponował odpowiednio licznymi zbiorami danych godzinowych z innych

wejść oczyszczalni (np. azot, zawiesiny) do przeprowadzenia podobnej analizy. Wydaje się jednak uzasadnione oczekiwanie także w tych przypadkach podobnych prawidłowości. Potwierdzają to do pewnego stopnia dane z pracy Pitmana i in. [119], przedstawione na rysunku 23.

5. MODEL DYNAMICZNY OSADNIKA WSTĘPNEGO

5.1. Ustalenie podstawowych zależności

Osadnik wstępny odgrywa bardzo ważną rolę w procesie oczyszczania ścieków. Jego działanie istotnie zmienia wejścia procesów biologicznych. Zmniejszają się średnie i wariancje stężeń zanieczyszczeń związanych z zatrzymywanymi zawiesinami. Ponadto wariancje stężeń wszystkich zanieczyszczeń (w tym także rozpuszczonych) zmniejszają się wskutek pewnego wymieszania w osadnikach o przepływie niedoskonale tłokowym. Dodatkowym skutkiem działania osadnika jest przesunięcie fazowe stężeń wejściowych i wyjściowych, co przy braku takiego przesunięcia przepływu (gdyż wahania poziomu zwierciadła w osadniku są niewielkie) może także zmniejszyć wariancję ładunku odpływającego.

Najczęściej wykorzystywane modele osadników wstępnych to statyczne modele korelacyjne wiążące średnie stężenia odpływu z obciążeniem hydraulicznym i stężeniem zawiesin w dopływie [134, 153, 162]. Tay [152] stwierdził wyraźną zależność stopnia usunięcia zawiesin od średniego czasu przebywania w osadniku (wyznaczanego w doświadczeniu ze znacznikiem) i podał odnośny model, którego parametr można wyznaczyć w standardowym doświadczeniu z kolumnami sedymentacyjnymi [46]. Crowther i in. [46] podali sposób wyznaczania rzeczywistego średniego czasu przebywania w osadniku wstępnym na podstawie danych zbieranych podczas normalnej pracy obiektu (przy zmiennym przepływie). Do tego celu wykorzystali funkcje korelacji wzajemnej stężeń na dopływie i odpływie. White i in. [166] doświadczalnie stwierdzili, że o efektach sedymentacji decydują stężenie zawiesin w dopływie i czas przetrzymywania. Takamatsu i in. [149] oraz Shiba i Ioune [131] przedstawili mechanistyczny model dynamiczny sedymentacji oparty na równaniach dyfuzji i po przyjęciu pewnych założeń uprościli go do modelu o parametrach skupionych

$$\frac{d\bar{x}}{dt} = \frac{1}{V_{wst}} [Q_{wst}(x_{we} - \bar{x}) - (1 - p)\bar{v}_{wst}A_{wst}\bar{x}] \quad (37)$$

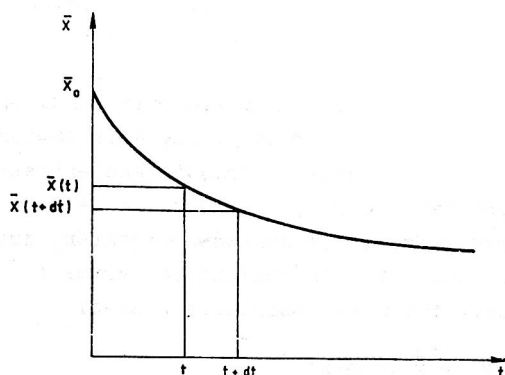
Takamatsu i in. [149] doświadczalnie określili zależność współczynnika porywania zawiesin (p) od warunków hydrodynamicznych. Uczynili to na podstawie badań sedymentacji zawiesiny węglanu wapniowego w osadniku

pilotowym o przepływie podłużnym (20 cm wysokość i 140 cm długość). Przydatność tej zależności do modelowania sedymentacji zawieszonych w osadnikach rzeczywistych jest raczej wątpliwa [149], niemniej Alarie i in. [2] z powodzeniem wykorzystali ją do modelowania dynamiki osadnika wstępnego. Przedstawiona przez nich analiza wrażliwości modelu na zmiany wartości parametrów wskazuje jednak na małą istotność modelu zjawiska porywania zawieszin. Zostało to potwierdzone w późniejszych pracach [1, 93]. Lessard i Beck [98] wskazali na możliwość pominięcia tego zjawiska w modelu osadnika. Alarie i in. [2] modelowali osadnik wstępny jako jeden zbiornik o pełnym wymieszaniu, co uniemożliwiało uzyskanie odpowiedniego przesunięcia fazowego wyjść modelu. Lepsze wyniki pod tym względem daje model szeregowo połączonych zbiorników o pełnym wymieszaniu (model komorowy) [98, 151], co jest ogólnie przyjętym sposobem symulacji dyspersji wzdłużnej przy przepływie [72, 83, 88]. Stwierdzono [2], że jako V_{wst} w modelu (37) należy przyjmować objętość czynną osadnika, co jest zgodne z obserwacjami Taya [152] o zależności efektów sedymentacji od rzeczywistego czasu przebywania w osadniku. Można to uznać za równoważne z koncepcją stosowania współczynnika przeniesienia dla czasu przetrzymania [49]. Sprawą kluczową pozostaje prawidłowe określenie szybkości usuwania zawieszin (v_{wst}^A). W pracach [2, 98, 151] przyjmowano niezbyt słusznie, że miarodajna prędkość sedymentacji nie zależy od stężenia zawieszin, co nie jest zgodne z obserwacjami procesu [49, 166] i zmusza do "ręcznego" dopasowywania wartości v_{wst} w trakcie obliczeń [98]. Autor proponuje sposób przezwyciężenia tych trudności przez wprowadzenie zależności v_{wst} od stężenia zawieszin w osadniku.

5.2. Wyprowadzenie modelu

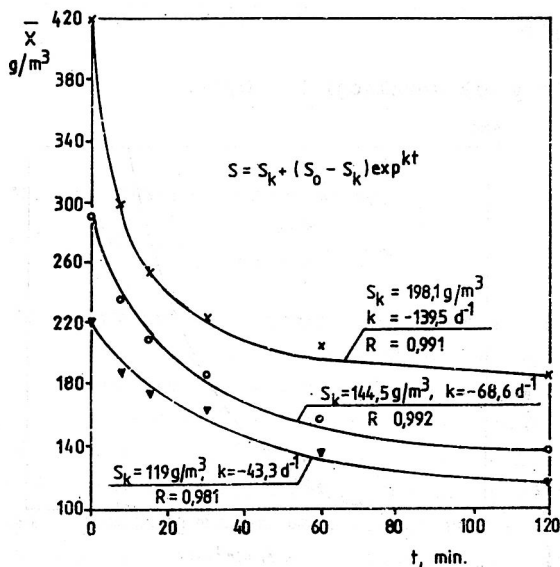
Postać analityczną zależności v_{wst} od stężenia zawieszin w osadniku można ustalić w standardowych doświadczeniach z kolumnami sedymentacyjnymi o wysokości równej wysokości czynnej osadnika (H_{wst}). Miarodajna prędkość sedymentacji w rozumieniu modelu (37) jest wartością równą ilorazowi strumienia zawieszin (o różnych prędkościach opadania) opadających na dno i średniego stężenia zawieszin (\bar{x}) w warstwie ścieków o wysokości H_{wst} . Wartość chwilową tego ilorazu można, zgodnie z oznaczeniami na rysunku 24, wyrazić następująco

$$v_{wst}(t) = \frac{v_{sed}[\bar{x}(t) - \bar{x}(t+dt)] / dt}{\frac{v_{sed}}{H_{wst}} \bar{x}(t)} \quad (38)$$



Rys. 24. Zależność średniego stężenia zawieszin (\bar{x}) pozostałych po czasie sedimentacji t w kolumnie sedimentacyjnej o objętości V_{sed} i wysokości H_{cz}

Fig. 24. Average concentration of suspended solids (\bar{x}) remaining after sedimentation time t in the settling column of volume V_{sed} and depth H_{cz}



Rys. 25. Zależność średniego stężenia zawieszin (\bar{x}) od czasu sedimentacji dla danych z [166]

Fig. 25. Average suspended solids concentration (\bar{x}) versus sedimentation time for the data of [166]

co po uproszczeniach daje

$$v_{wst} = - \frac{H_{wst}}{\bar{x}} \frac{d\bar{x}}{dt} \quad (39)$$

Pochodną czasową średniego stężenia zawiesin w kolumnie sedymentacyjnej ($\bar{x}' = d\bar{x}/dt$) można wyrazić w funkcji stężenia zawiesin ($\bar{x}' = \bar{x}'(\bar{x})$) i określić jej wartość na podstawie krzywej eksperymentalnej z rysunku 24. Na rysunku 25, przedstawiono wyniki uzyskane na bazie danych z doświadczeń nad sedymentacją zawiesin ścieków miejskich, zaczerpniętych z pracy White'a i in. [166]. W celu obliczenia wartości \bar{x}' do krzywych sedymentacji dopasowano równania empiryczne postaci

$$\bar{x} = \bar{x}_k + (\bar{x}_0 - \bar{x}_k) \exp(kt) \quad (40)$$

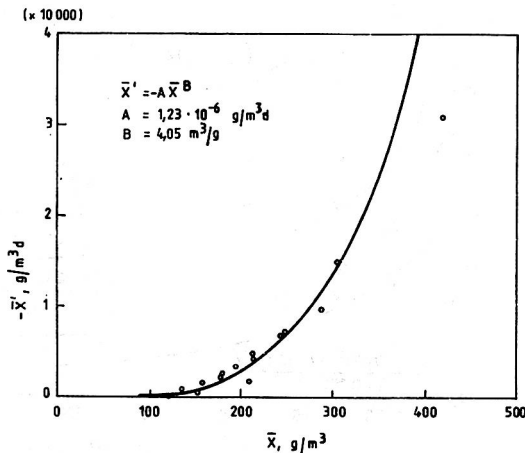
Wyniki przedstawiono na rysunku 25. Z kolei wartości \bar{x}' obliczono ze wzoru

$$\bar{x}' = k(\bar{x} - \bar{x}_k) \quad (41)$$

i przedstawiono je na rysunku 26. Do otrzymanego przebiegu dopasowano równanie

$$\bar{x}' = -A\bar{x}^B \quad (42)$$

uzyskując współczynnik korelacji $R = 0,94$.



Rys. 26. Zależność szybkości zmian średniego stężenia zawiesin w kolumnie sedymentacyjnej (\bar{x}') od średniego stężenia zawiesin (\bar{x})

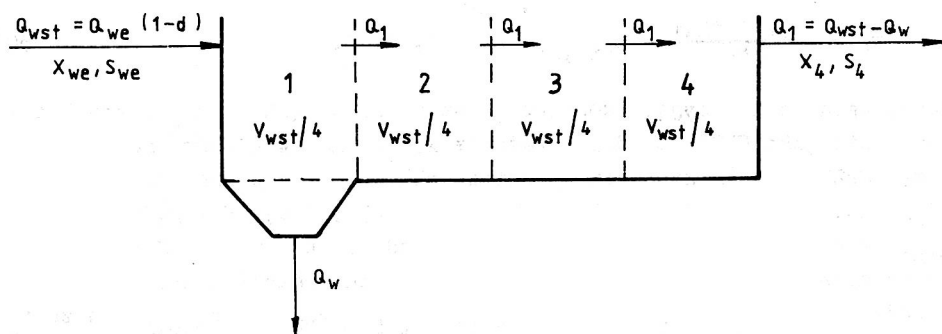
Fig. 26. Variation rate of average suspended solids concentration in the settling column (\bar{x}') versus average suspended solids concentration (\bar{x})

Po wstawieniu równania (42) do równania (39), a tego do równania (37) i pominięciu zjawiska porywania zawieszin ($p = 0$) otrzymuje się model zmian stężenia zawieszin w jednym z szeregowo połączonych zbiorników (na które umownie dzieli się osadnik wstępny w celu symulowania dyspersji wzdłużnej)

$$\frac{d\bar{x}}{dt} = \frac{1}{V_{wst}} \left[Q_{wst}(x_{we} - \bar{x}) - V_{wst} A \bar{x}^\beta \right] \quad (43)$$

Analogiczny model zmian stężenia zanieczyszczeń rozpuszczonych (s) ma postać

$$\frac{ds}{dt} = \frac{Q_{wst}}{V_{wst}} (s_{we} - s) \quad (44)$$



Rys. 27. Schemat obliczeniowy osadnika wstępnego (V_{wst} - objętość czynna osadnika)

Fig. 27. Schematic the primary settling tank (V_{wst} = effective volume of the tank)

Porównując kształty krzywych przepływu (odpowiedzi na impuls w doświadczeniu ze znacznikiem) osadników podłużnych i radialnych [88] z przebiegami teoretycznymi dla szeregowo połączonych zbiorników o pełnym wymieszaniu, wybrano model czterokomorowy. Na rysunku 27 pokazano odpowiadający temu schemat obliczeniowy osadnika. Poniżej przedstawiono równania modelowe zmian stężenia poszczególnych frakcji zawieszin ($x_s, x_I, x_{ND}, x_{min}$) i zanieczyszczeń rozpuszczonych ($s_s, s_I, s_{NH}, s_{ND}, s_{NO}, s_{ALK}$). Wprowadzono oznaczenie szybkości usuwania zawiesziny w i -tej części osadnika

$$k_{sed,i} = 0,25 V_{wst} A \bar{x}_i^\beta \quad (45)$$

Dla części pierwszej

$$\frac{dx_1}{dt} = \frac{4}{v_{wst}} \left[Q_{wst}(x_{we} - x_1) - k_{sed,1}x_1/(cz \bar{x}_1) \right] \quad (46)$$

$$\frac{ds_1}{dt} = \frac{4}{v_{wst}} Q_{wst}(s_{we} - s_1) \quad (47)$$

a dla pozostałych

$$\frac{dx_i}{dt} = \frac{4}{v_{wst}} \left[Q_1(x_{i-1} - x_i) - k_{sed,i}x_i/(cz \bar{x}_i) \right], \quad i = 2, 3, 4 \quad (48)$$

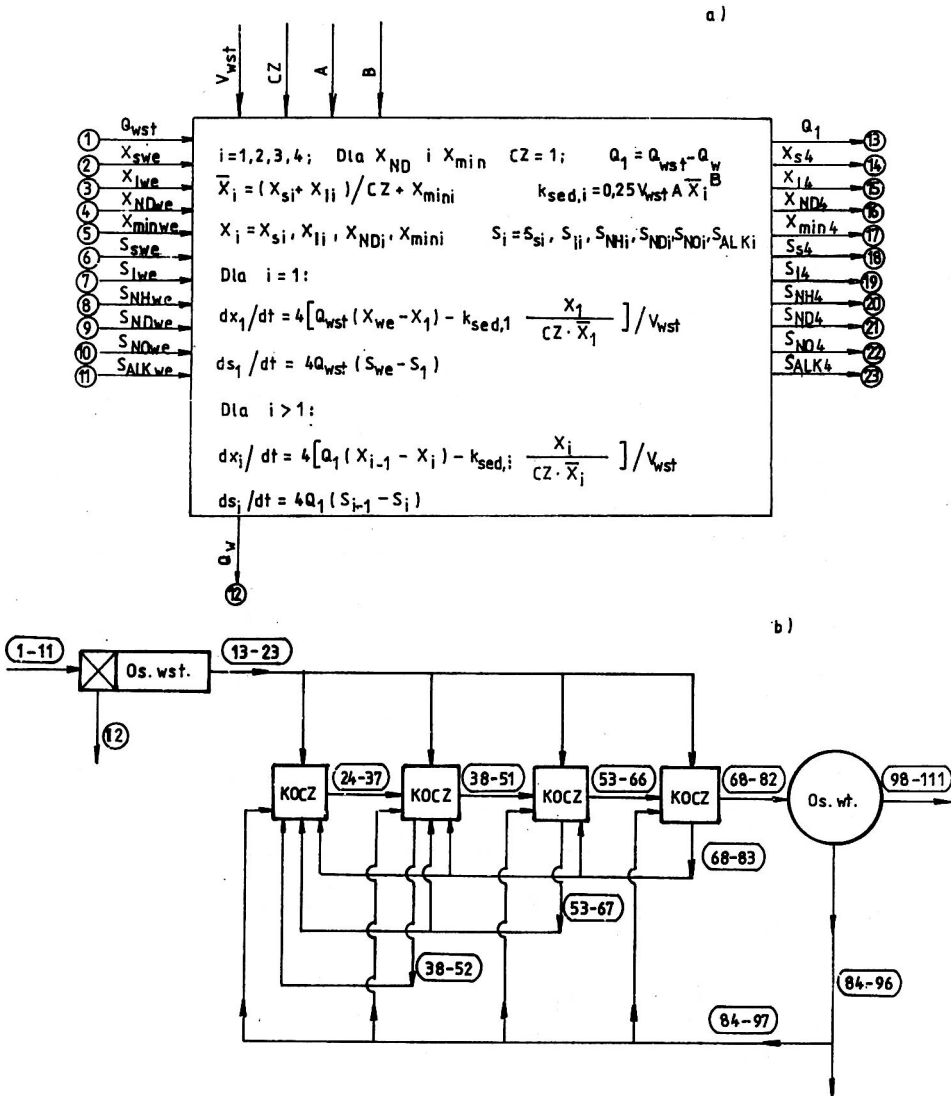
$$\frac{ds_i}{dt} = \frac{4}{v_{wst}} Q_1(s_{i-1} - s_i), \quad i = 2, 3, 4 \quad (49)$$

gdzie:

$$\bar{x}_i = \frac{x_{s,i} + x_{I,i}}{cz} + x_{min,i}, \quad i = 1, 2, 3, 4 \quad (50)$$

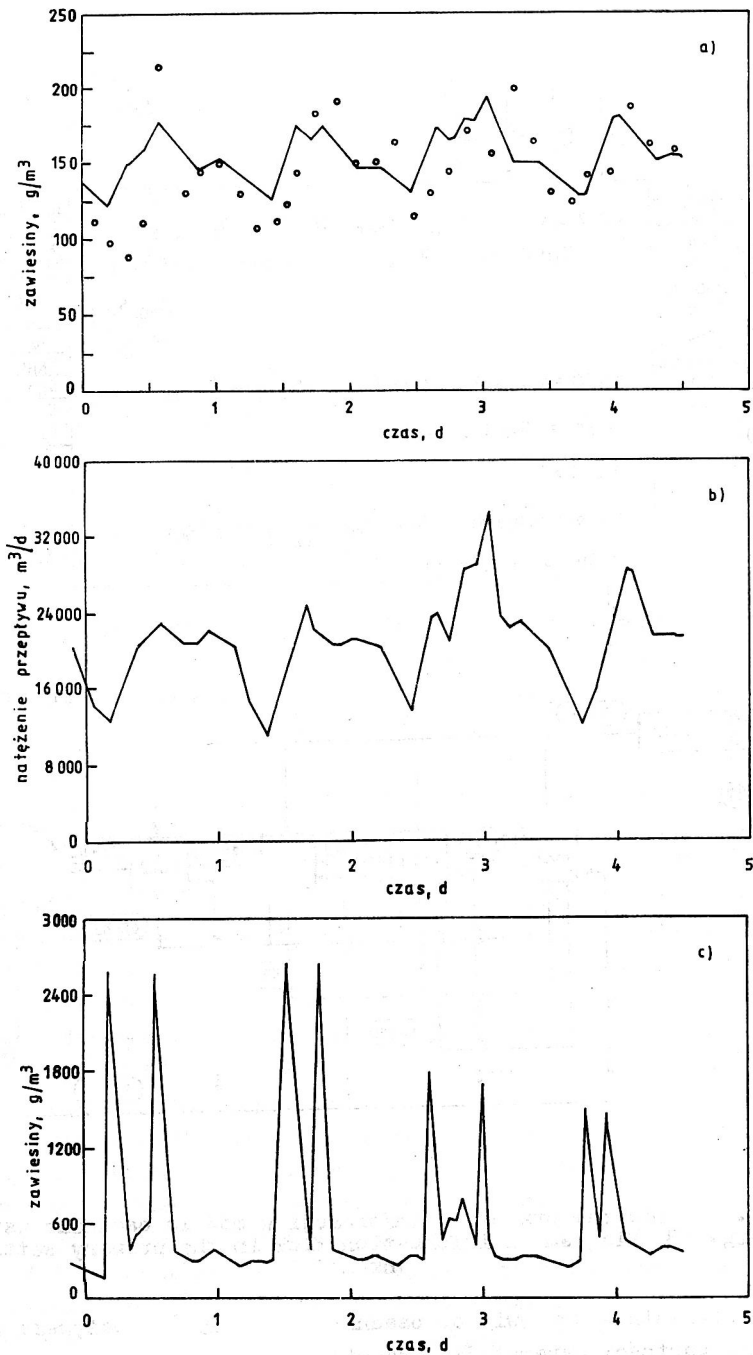
Skoro, zgodnie z przyjętą konwencją, stężenie związków organicznych oznacza się jako ChZT, to dla wyrażenia x_s i x_I w $g \text{ sm}/m^3$ należy przeliczyć ChZT na masę zawieszin organicznych, przyjmując współczynnik $cz = f_{cz}$; gdzie $f_{cz} = 1,42-1,5 \text{ g ChZT/g smo}$ [31, 110]. W wypadku x_{ND} i x_{min} , które są wyrażone w g/m^3 , należy podstawić $cz = 1$. Z powyższych równań można uzyskać modele dla poszczególnych frakcji zanieczyszczeń po podstawieniu za x_i kolejno $x_{s,i}$, $x_{I,i}$, $x_{ND,i}$, $x_{min,i}$, a za s_i odpowiednio $s_{s,i}$, $s_{I,i}$, $s_{NH,i}$, $s_{ND,i}$, $s_{NO,i}$, $s_{ALK,i}$. Widać zatem, że zaproponowany tu model dynamiczny osadnika wstępnego jest układem $10 \cdot 4 = 40$ równań różniczkowych zwyczajnych, którego scałkowanie pozwala określić stężenia poszczególnych składników zanieczyszczeń w odpływie przy zmiennym przepływie i stężeniu ścieków surowych. Na rysunku 28a pokazano diagram obrazujący przepływ informacji w modelu osadnika wstępnego. Numery węzłów na diagramie odpowiadają odnośnym punktom na schemacie technologicznym (rys. 28b).

Na rysunku 29a porównano wyniki symulacji z rezultatami badań doświadczalnych osadnika, zamieszczonymi w pracy Lessarda i in. [98]. Nie badano tam własności sedymentacyjnych zawieszin, a więc nie przedstawiono danych umożliwiających wyznaczenie dokładnych wartości współczynników β i β we wzorze (42). Symulacje przeprowadzono zatem przy różnych kombinacjach β i β . Przebieg przedstawiony na rysunku 29 uzyskano dla $\beta = 1,50 \cdot 10^{-6} \text{ g}/m^3d$ oraz $\beta = 3,85 \text{ m}^3/g$, tj. wartości zbliżonych do wyznaczonych tutaj (rys. 26). W obliczeniach przyjęto, że objętość czynna osadnika stanowi 60% jego objętości całkowitej. Jako wejścia modelu przyjęto rzeczywiste wartości natężenia przepływu i



Rys. 28. Diagram przepływu informacji w modelu osadnika wstępnego
 Fig. 28. Diagram of information flow in the primary settling tank model

stężenia zawiesin w dopływie do osadnika (rys. 29b). Zważywszy na sposób określenia wartości parametrów, przewidywania modelu można ocenić jako dobre.



Rys. 29. Porównanie wyników symulacji na modelu osadnika wstępnego z danymi eksperymentalnymi z pracy [98]: a - wyjście, b,c - wejścia
 Fig. 29. Comparison of results from simulation on the primary settling tank model with experimental data reported in [98]: a - output and b,c - inputs

6. MODEL DYNAMICZNY PROCESU OSADU CZYNNEGO

6.1. Kinetyka i stechiometria przemian zanieczyszczeń przez osad czynny

6.1.1. Związki organiczne rozpuszczone, biologicznie nierozkładalne (s_I , ChZT)

Zgodnie z tym co powiedziano w określaniu celu i zakresu pracy, model osadu czynnego uwzględnia przemiany różnych frakcji zanieczyszczeń w procesach tlenowych i anoksydacyjnych. Frakcja s_I nie ulega przemianom w żadnym z nich, a komory osadu czynnego odgrywają w stosunku do niej rolę zbiorników wyrównawczych. Cały jej ładunek, po pewnym wyrównaniu stężeń, przedostaje się do odpływu.

6.1.2. Zawiesiny organiczne biologicznie nierozkładalne (x_I , ChZT)

Nie ulegają one przemianom biochemicznym, ale są usidlone w strukturze kłaczków osadu czynnego [60, 62, 80, 151]. Odprowadzanie ich z układu oczyszczania następuje wskutek usuwania osadu nadmiernego i odpływu zawieszin (z zawartą w nich frakcją x_I) przez przelewy osadnika wtórnego. Wychodząc z warunku, że ładunki zawieszin organicznych biologicznie nierozkładalnych dopływających do komór osadu czynnego ($Q_1 x_{I,1}$) i odprowadzanych z układu biologicznego oczyszczania ścieków ($\Delta x_I = V_k x_I / W_0$) są równe

$$Q_1 x_{I,1} = \Delta x_I = \frac{V_k x_I}{W_0} \quad (51)$$

(gdzie V_k i x_I to odpowiednio objętość komór i stężenie rozpatrywanej frakcji zawieszin w osadzie czynnym tam zawartym), otrzymuje się zależność

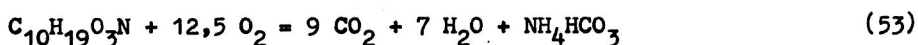
$$\frac{x_I}{x_{I,1}} = \frac{W_0}{J} \quad (52)$$

Oznacza to, że stosunek średnich stężeń x_I w osadzie i dopływie do komór jest równy stosunkowi wieku osadu do czasu przetrzymania ($J = V_k / Q_1$). Jeśli nie ma osadnika wtórnego (przypadek stawu ściekowego, tzn. $W_0 = J$), stężenia w osadzie i dopływie są jednakowe.

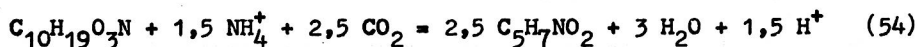
6.1.3. Przemiany związków organicznych rozpuszczonych, biologicznie rozkładalnych (s_s , ChZT), w warunkach tlenowych

Związki te są szybko adsorbowane na powierzchni heterotrofów (x_{BH}), a następnie przyswajane przez nie z wykorzystaniem tlenu (s_o) (lub azotanów (s_{NO}), gdy panują warunki anoksydacyjne) jako ostatecznego akceptora elektronów. Szybkość przyswajania (opisana wzorem Monoda [107]) jest znacznie mniejsza niż szybkość adsorpcji i decyduje o szybkości zmian s_s .

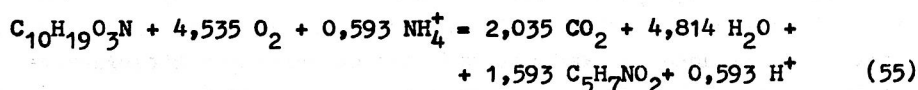
Utlenianie zanieczyszczeń ścieków miejskich (o proporcjach składu wyrażonych wzorem $C_{10}H_{19}O_3N$, [104]) można zobrazować równaniem [22]



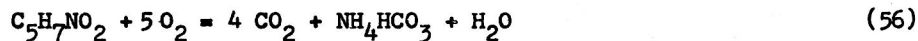
z którego wynika, że ChZT 1 mola zanieczyszczeń wynosi 400 g O_2 . Jak widać, utlenianiu związków organicznych towarzyszy amonifikacja azotu organicznego (s_{ND}), prowadząca do powstania amoniaku (s_{NH}). Jednocześnie następuje synteza biomasy heterotroficznej (x_{BH}) o proporcjach składu wyrażonych wzorem $C_5H_7NO_2$ [104]



Przyjmując wydajność przyrostu heterotrofów ze związków organicznych $Y_H^{NH} = 0,67$ g ChZT/g ChZT [60], można napisać równanie sumaryczne utleniania i syntezy



Przyrastająca biomasa wiąże w sobie pewną ilość związków organicznych, których ChZT określa reakcja



Zgodnie z równaniem (56), ChZT biomasy (f_{CB}) wynosi 1,42 g ChZT/g smo. Gdyby uwzględnić w składzie biomasy fosfor [129, 130], siarkę i inne pierwiastki, wtedy uzyskano by $f_{CB} = 1,48$ g ChZT/g smo. Taka wartość będzie przyjmowana także w dalszej części pracy.

Szybkość przyrostu heterotrofów (μ_H) rozkładających związki organiczne (s_s) wyrażana jest formułą Monoda

$$\rho = \hat{\mu}_H \frac{s_s}{K_s + s_s} x_{BH} \quad (57)$$

W istocie szybkość przyrostu zależy nie tylko od s_s , ale także od stężenia innych związków (tlen, azot, fosfor) [21, 59]. Najczęściej zakłada się, że ich stężenia są wystarczająco wysokie i nie limitują przyrostu. Ze względu na zamiar modelowania procesu przy różnych stężeniach tlenu (s_o) - wysokich w komorach napowietrzania i bardzo niskich w komorach denitryfikacji - niezbędne jest wprowadzenie czynnika $s_o/(K_{OH} + s_o)$.

Limitowanie przyrostu heterotrofów przez azot zwykle nie występuje przy oczyszczaniu ścieków miejskich [27, 60] i nie było uwzględniane w dotychczas stosowanych modelach. Autor proponuje włączyć to zagadnienie do rozważań przez wprowadzenie czynnika $s_{NH}/(K_N + s_{NH})$, co pozwoli na rozszerzenie stosowalności modelu na ścieki o małej zawartości azotu ogólnego (N_{og}). Uwzględnienie limitowania tlenem i azotem amonowym daje zatem

$$\rho_1 = \hat{\mu}_H \left(\frac{s_s}{K_S + s_s} \right) \left(\frac{s_o}{K_{OH} + s_o} \right) \left(\frac{s_{NH}}{K_N + s_{NH}} \right) x_{BH} \quad (58)$$

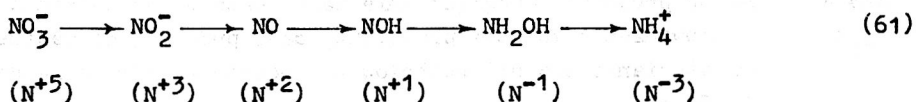
Szybkość usuwania związków organicznych łatworozkładalnych ($r_{s_{s1}}$) opisana jest wzorem

$$\begin{aligned} r_{1,1} = r_{s_{s1}} &= - \frac{\rho_1}{Y_H^{NH}} = \\ &= - \frac{\hat{\mu}_H}{Y_H^{NH}} \left(\frac{s_s}{K_S + s_s} \right) \left(\frac{s_o}{K_{OH} + s_o} \right) \left(\frac{s_{NH}}{K_N + s_{NH}} \right) x_{BH} \end{aligned} \quad (59)$$

Utlenienie 1 g ChZT związków organicznych wymaga zużycia 1 g tlenu (s_o), a ich asymilacja nie wiąże się z jego zużyciem (wzór (54)). Skoro usuwanie związków organicznych jest połączeniem ich utleniania i asymilacji (równanie (55)), to szybkość zużycia tlenu ($r_{s_{o1}}$) jest sumą szybkości $r_{s_{s1}}$ i szybkości asymilacji

$$\begin{aligned} r_{6,1} = r_{s_{o1}} &= r_{s_{s1}} + \rho_1 = \\ &= - \frac{1 - Y_H^{NH}}{Y_H^{NH}} \hat{\mu}_H \left(\frac{s_s}{K_S + s_s} \right) \left(\frac{s_o}{K_{OH} + s_o} \right) \left(\frac{s_{NH}}{K_N + s_{NH}} \right) x_{BH} \end{aligned} \quad (60)$$

Jeśli ilość amoniaku jest niewystarczająca, heterotrofy osadu czynnego mogą korzystać z azotanów jako źródła azotu [66, 113], po ich wstępnej redukcji do amoniaku [113] (denitryfikacja asymilacyjna)



Redukcja ta wymaga energii, co wiąże się z dodatkowym utlenieniem związków organicznych. Wydajność przyrostu biomasy z wykorzystaniem azotanów jako źródła azotu (Y_H^{NO}) jest zatem mniejsza od Y_H^{NH} . Redukcja azotu z N^{+5} do N^0 wymaga zużycia takiej samej ilości związków organicznych jak przy redukcji energetycznie równoważnej masy tlenu, co obrazują reakcje



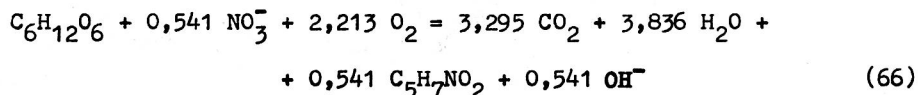
Obowiązuje zasada, że przeniesieniu elektronów z donora organicznego na akceptor (tlen, azotany, azotyny) towarzyszą w przybliżeniu jednakowe zmiany energii swobodnej w przeliczeniu na jeden przeniesiony elektron, niezależnie od rodzajów donora i akceptora [67, 69, 103]. Zgodnie z tym redukcja 14/5 g $N-NO_3^-$ jest energetycznie równoważna ze zużyciem 8 g O_2 . Reakcji (73) towarzyszy zatem zmniejszenie s_g o $8/(14/5) = 2,86$ g ChZT/g $N-NO_3^-$. Skoro asymilacja azotu z azotanów wymaga redukcji



to towarzyszy jej utlenianie związków organicznych w ilości $8/(14/8) = 4,57$ g ChZT/g $N-NO_3^-$. Zatem dodatkowe zużycie związków organicznych na redukcję N^0 do N^{-3} wynosi 1,71 g ChZT/g $N-NO_3^-$, co stanowi 3/8 zużycia całkowitego. W takim więc stopniu powinna zmaleć wydajność przyrostu heterotrofów (w biomase których zakumulowana jest określona część energii swobodnej zużytego substratu (56)) przy wykorzystaniu azotanów jako źródła azotu (Y_H^{NO}) w stosunku do wydajności przyrostu z wykorzystaniem amoniaku (Y_H^{NH}). Stąd można przyjąć

$$Y_H^{NO} = 5/8 Y_H^{NH} \quad (65)$$

Taką samą relację doświadczalnie uzyskał Hadjipetrou i in. [77]. Utlenianie glukozy w warunkach tlenowych z wykorzystaniem azotanów jako źródła azotu, przy założeniu $Y_H^{NO} = 0,42$ g ChZT/g ChZT, można zobrazować reakcją



Brak konieczności zużycia dodatkowej energii jest przyczyną preferowania amoniaku. Niedostatek amoniaku warunkuje zatem asymilację azotu z azotanów. Autor proponuje uwzględnienie tego faktu w równaniach kinetycznych przez wprowadzenie funkcji przełączającej, podobnej do zastosowanej do opisu przestawiania się heterotrofów z procesów tlenowych na denitryfikację [80, 82];

$$\rho_2 = \hat{\mu}_H \left(\frac{s_s}{K_s + s_s} \right) \left(\frac{s_o}{K_{OH} + s_o} \right) \left(\frac{K_N}{K_N + s_{NH}} \right) \left(\frac{s_{NO}}{K_N + s_{NO}} \right) x_{BH} \quad (67)$$

Funkcja przełączająca $K_N/(K_N + s_{NH})$ powinna przyjmować wartości bliskie zera przy dostatku amoniaku. Można to uzyskać, przyjmując odpowiednio małą wartość stałej saturacji dla asymilacji azotu, K_N . W literaturze brak analizy tego problemu. Można jedynie znaleźć dane, z których pośrednio wynika, że limitowanie przyrostu heterotrofów azotem występuje dopiero przy bardzo niskich jego stężeniach [21, 61, 113], a więc K_N jest bardzo małe. Wybór konkretnej wartości, rzędu ułamek g N/m³, wydaje się nie mieć krytycznego znaczenia, jeżeli tylko zapewnia brak limitowania przyrostu przy stężeniach 1-2 g N/m³. Powszechnie przyjmuje się [26, 60, 80, 82, 122] stałą K_N we wzorze na zależność szybkości denitryfikacji od stężenia N-NO₃⁻ ($s_{NO}/(K_N + s_{NO})$) równą 0,15 g N-NO₃⁻/m³. Podobnie małe wartości stwierdza się w denitryfikacji, gdy azotany są jedynym źródłem azotu [108]. Wydaje się zatem uzasadnione przyjęcie roboczej wartości $K_N = 0,15$ g N/m³ do opisu limitowania przyrostu heterotrofów azotem. Dzięki temu w razie niedostatku amoniaku ($s_{NH} \ll K_N$) następuje bardzo duże ograniczenie (aż do zaniku, gdy $s_{NH} = 0$) przyrostu z jego wykorzystaniem (ρ_1 ; wzór (58)) i zwiększenie przyrostu z asymilacją azotanów (ρ_2 ; wzór (67)), jeśli ich stężenie (s_{NO}) jest wystarczająco wysokie. Przy braku zarówno amoniaku, jak i azotanów ($s_{NH} = s_{NO} = 0$) przyrost heterotrofów będzie zerowy. Jeśli jednocześnie występuje amoniak ($s_{NH} \gg K_N$) i azotany, przedostatni człon wzoru (67) przybiera wartość ~0, co oznacza preferencyjną asymilację amoniaku, zgodnie ze wzorem (58). Szybkość usuwania związków organicznych łatworezkalnych z wykorzystaniem azotanów dana jest wzorem

$$r_{1,2} = r_{s_{s2}} = - \frac{\rho_2}{Y_H^{NO}} \quad (68)$$

a szybkość zużycia tlenu (po uwzględnieniu, że każdemu gramowi zasymilowanego N-NO₃⁻ towarzyszy utlenienie 4,57 g ChZT bez zużycia tlenu)

$$r_{6,2} = r_{s_{o2}} = r_{s_{s2}} + \frac{4,571 X_B}{Y_H^{NO}} \rho_2 + \rho_2 = - \frac{1 - 4,571 X_B - Y_H^{NO}}{Y_H^{NO}} \rho_2 \quad (69)$$

Szybkości asymilacji azotu amonowego i azotanowego można wyrazić odpowiednio wzorami

$$r_{3,1} = r_{s_{NH1}} = - i_{XB} \rho_1 \quad (70)$$

$$r_{4,2} = r_{s_{NO2}} = - i_{XB} \rho_2 \quad (71)$$

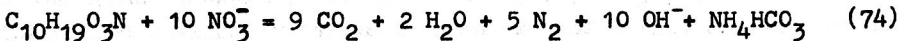
Zgodnie z równaniami (55) i (66), asymilacja 1 mola azotu powoduje odpowiednio zmniejszenie (dla amoniaku) lub zwiększenie (dla azotanów) zasadowości o 1 mol (1/14 mol/g N). Szybkości zmian zasadowości dane są zatem wzorami

$$r_{7,1} = r_{s_{\text{ALK1}}} = -\frac{i_{\text{XB}}}{14} \rho_1 \quad (72)$$

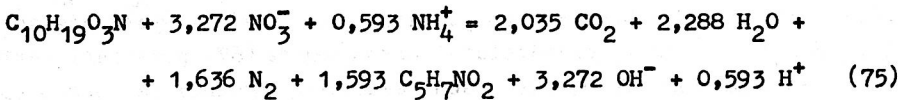
$$r_{7,2} = r_{s_{\text{ALK2}}} = \frac{i_{\text{XB}}}{14} \rho_2 \quad (73)$$

6.1.4. Przemiany związków organicznych rozpuszczonych, biologicznie rozkładalnych (s_s , ChZT), w warunkach anoksydacyjnych

Gdy brak tlenu rozpuszczonego, wtedy w obecności azotanów zachodzi utlenianie łatworozkładalnych związków organicznych na drodze denitryfikacji dysymilacyjnej. Dla zanieczyszczeń organicznych ścieków miejskich obrazuje to poniższa reakcja



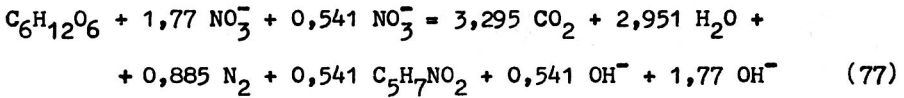
Uwzględniając syntezę biomasy według równania (54), po przyjęciu $Y_{\text{H}}^{\text{NH}} = 0,67$ g ChZT/g ChZT, można napisać sumaryczne równanie utleniania i syntezy



Przyrost heterotrofów podczas denitryfikacji jest limitowany dostępności związków organicznych i azotanów oraz amoniaku do syntezy biomasy, a hamowany jest obecnością tlenu. Przy przemianym przebywaniu heterotrofów w warunkach tlenowych i anoksydacyjnych w tych ostatnich obserwuje się zmniejszoną szybkość przyrostu biomasy. Wiąże się to albo ze spadkiem $\hat{\mu}_{\text{H}}$, albo z tym, że tylko część heterotrofów osadu jest zdolnych do denitryfikacji [18]. We wzorze na szybkość przyrostu heterotrofów jest to uwzględnione przez współczynnik $\eta_g < 1$

$$\rho_3 = \hat{\mu}_{\text{H}} \left(\frac{s_s}{K_s + s_s} \right) \left(\frac{s_{\text{NO}}}{K_{\text{N}} + s_{\text{NO}}} \right) \left(\frac{s_{\text{NH}}}{K_{\text{N}} + s_{\text{NH}}} \right) \left(\frac{K_{\text{OH}}}{K_{\text{OH}} + s_o} \right) x_{\text{BH}} \eta_g \quad (76)$$

Gdy stężenie tlenu jest bardzo wysokie, wtedy ostatni nawias tego wzoru zeruje się i denitryfikacja ustaje. Kiedy stężenie amoniaku jest limitujące, to następuje asymilacja azotanów, co obrazuje poniższe równanie (przyjęto zgodnie z (65) $Y_{\text{H}}^{\text{NO}} = 0,42$ g ChZT/g ChZT)



Szybkość przyrostu heterotrofów w takich warunkach wyraża wzór

$$\rho_4 = \hat{\mu}_H \left(\frac{s_s}{K_s + s_s} \right) \left(\frac{s_{NO}}{K_N + s_{NO}} \right) \left(\frac{K_N}{K_N + s_{NH}} \right) \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + s_o} \right) x_{BH} \eta_g \quad (78)$$

Szybkość usuwania związków organicznych w denitryfikacji wyraża się przy asymilacji amoniaku i azotanów odpowiednio wzorami

$$r_{1,3} = r_{s_{s3}} = - \frac{\rho_3}{Y_{NH}} \quad (79)$$

$$r_{1,4} = r_{s_{s4}} = - \frac{\rho_4}{Y_H^{NO}} \quad (80)$$

Utlenienie 2,86 g ChZT wymaga (zgodnie z (62) i (63)) denitryfikacji 1 g N-NO₃⁻. Po uwzględnieniu asymilacji części usuwanych zanieczyszczeń organicznych otrzymuje się wzory na szybkość ubytku azotanów, gdy źródłem jest amoniak

$$r_{4,3} = r_{s_{NO3}} = \frac{r_{s_{s3}} + \rho_3}{2,86} = - \frac{1 - Y_H^{NH}}{2,86 Y_H^{NH}} \rho_3 \quad (81)$$

lub azotany

$$r_{4,4} = r_{s_{NO4}} = \frac{r_{s_{s4}} + \rho_4}{2,86} - i_{XB} \rho_4 = - \left(\frac{1 - Y_H^{NO}}{2,86 Y_H^{NO}} + i_{XB} \right) \rho_4 \quad (82)$$

We wzorze tym składnik $-i_{XB} \rho_4$ wyraża szybkość asymilacji azotanów. Szybkość asymilacji amoniaku wyraża się wzorem

$$r_{3,3} = r_{s_{NH3}} = -i_{XB} \rho_3 \quad (83)$$

Jak wynika z równań (75) i (77), denitryfikacja 1 mola N zwiększa zasadowość o 1 mol. Uwzględnienie dodatkowego ubytku lub zwiększenia zasadowości (odpowiednio przy asymilacji amoniaku lub azotanów) daje następujące wzory na szybkość zmian zasadowości

$$r_{7,3} = r_{s_{ALK3}} = \left(\frac{1 - Y_H^{NH}}{14 \cdot 2,86 Y_H^{NH}} - \frac{i_{XB}}{14} \right) \rho_3 \quad (84)$$

$$r_{7,4} = r_{S_{ALK4}} = \left(\frac{1 - Y_H^{NO}}{14 \cdot 2,86 Y_H^{NO}} + \frac{i_{XB}}{14} \right) \rho_4 \quad (85)$$

6.1.5. Przemiany związków organicznych wolnorozkładalnych ($x_s, ChZT$)

Substraty organiczne wolnorozkładalne (x_s) po doprowadzeniu do komory są bardzo szybko usidlone w kłaczkach osadu czynnego [60, 74, 76], a następnie adsorbowane przez heterotrofy. Zaadsorbowane zanieczyszczenie ulegają hydrolizie do produktów łatworozkładalnych (s_s), które dalej podlegają przemianom opisanym w dwóch poprzednich podrozdziałach. Hydroliza jest znacznie wolniejsza od adsorpcji i usidlenia, a więc jej szybkość (ρ_9) decyduje o szybkości zmian x_s [60, 74]

$$\rho_9 = k_h \frac{x_s/x_{BH}}{K_x + x_s/x_{BH}} \left[\frac{s_o}{K_{OH} + s_o} + \eta_h \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + s_o} \right) \left(\frac{s_{NO}}{K_N + s_{NO}} \right) \right] x_{BH} \quad (86)$$

Obserwuje się, że szybkość hydrolizy w warunkach anoksydacyjnych jest znacznie mniejsza niż w warunkach tlenowych [60, 74, 80]. Jest to uwzględniane przez współczynnik zmniejszający $\eta_h < 1$ we wzorze (86). Szybkości zmian stężeń x_s i s_s w wyniku hydrolizy związków organicznych wolnorozkładalnych wyraża się odpowiednio wzorami

$$r_{8,9} = r_{x_{s9}} = -\rho_9, \quad (87)$$

$$r_{1,9} = r_{s_{s9}} = \rho_9. \quad (88)$$

Jednocześnie z syntezą biomasy bakteryjnej komórki obumierają z wytworzeniem frakcji wolnorozkładalnej (x_s) oraz martwej zawiesiny odpornej na rozkład biochemiczny (x_p) [82]. Szybkości zmian stężeń x_{BH} i x_{BA} w wyniku obumierania wyrażają wzory [80]

$$\rho_6 = b_H x_{BH} \quad (89)$$

$$\rho_7 = b_A x_{BA} \quad (90)$$

Szybkości powstawania x_s i x_p dane są odpowiednio wzorami

$$r_{8,6} = r_{x_{s6}} = (1 - f_p) \rho_6 \quad (91)$$

$$r_{8,7} = r_{x_{s7}} = (1 - f_p) \rho_7 \quad (92)$$

$$r_{12,6} = r_{x_{p6}} = f_p \rho_6 \quad (93)$$

$$r_{12,7} = r_{x_{p7}} = f_p \rho_7 \quad (94)$$

Uwalnianiu x_s towarzyszy proporcjonalny wzrost stężenia azotu organicznego, biologicznie rozkładalnego w zawieszynie (x_{ND})

$$r_{13,6} = r_{x_{ND6}} = (i_{XB} - f_p i_{xp}) \rho_6 \quad (95)$$

$$r_{13,7} = r_{x_{ND7}} = (i_{xp} - f_p i_{xp}) \rho_7 \quad (96)$$

Część ($f_p i_{xp}$) azotu z rozkładu biomasy pozostaje w zawieszynie nierozkładalnej (x_p).

6.1.6. Przemiany azotu organicznego biologicznie rozkładalnego, w zawieszynie (x_{ND})

Jeśli przyjmie się, że azot jest równomiernie rozłożony w zawieszynie biochemicznie rozkładalnej (x_s) [60], szybkość jego hydrolizy do s_{ND} jest proporcjonalna do ρ_9

$$\rho_{10} = \frac{x_{ND}}{x_s} \rho_9 \quad (97)$$

Stąd szybkości zmian stężeń x_{ND} i s_{ND} w wyniku hydrolizy wyrażają się następująco

$$r_{13,10} = r_{x_{ND10}} = -\rho_{10} \quad (98)$$

$$r_{5,10} = r_{s_{ND10}} = \rho_{10} \quad (99)$$

6.1.7. Przemiany azotu organicznego rozpuszczonego, biologicznie rozkładalnego (s_{ND})

Rozpuszczony azot organiczny ulega amonifikacji przy udziale heterotrofów. Proces bierze niezależnie od obecności i rodzaju akceptora elektronów [60, 80], a jego szybkość jest proporcjonalna do stężeń substratu i biomasy heterotroficznej

$$\rho_8 = k_a s_{ND} x_{BH} \quad (100)$$

Szybkości zmian stężeń azotu organicznego i amoniaku dane są wzorami

$$r_{5,8} = r_{s_{ND8}} = -\rho_8 \quad (101)$$

$$r_{3,8} = r_{s_{NH8}} = \rho_8 \quad (102)$$

Jak to obrazuje reakcja (53), amonifikacja 1 mola N_{org} zwiększa zasado-wość o 1 mol. Stąd

$$r_{7,8} = r_{s_{AIKR}} = (1/14) \rho_8 \quad (103)$$

6.1.8. Przemiany azotu amonowego (s_{NH})

Asymilację amoniaku przez przyrastające heterotrofy omówiono w poprzednich podrozdziałach. W warunkach tlenowych bakterie chemoautotroficzne z rodzaju *Nitrosomonas* i *Nitrobacter* prowadzą nitryfikację. Utlenianie amoniaku przez *Nitrosomonas* biegnie według równania

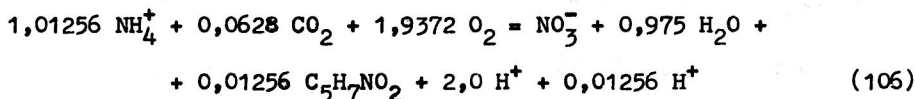


Azotyny są utleniane przez *Nitrobacter* do azotanów



Zgodnie z tymi reakcjami, utlenienie 1 g $N-NH_4^+$ wymaga zużycia 4,57 g O_2 . Utlenianie azotynów jest znacznie szybsze niż utlenianie amoniaku [126], więc o szybkości nitryfikacji decyduje szybkość utleniania amoniaku przez *Nitrosomonas*. Dlatego jest uzasadnione modelowanie nitryfikacji tak, jakby to był proces jednostopniowy [60, 80, 110, 122, 142, 148].

Przyjmując wydajność przyrostu nitryfikantów na jednostkę masy utlenionego amoniaku $Y_A = 0,15$ g ChZT/g $N-NH_4^+$ [80], można nitryfikację zobrazować reakcją



Szybkość przyrostu nitryfikantów zależy od stężeń amoniaku oraz tlenu [122], i może być wyrażona wzorem

$$\rho_5 = \hat{\mu}_A \left(\frac{s_{NH}}{K_{NH} + s_{NH}} \right) \left(\frac{s_o}{K_{OA} + s_o} \right) x_{BA} \quad (107)$$

Szybkość usuwania amoniaku jest sumą szybkości jego utleniania ($-\rho_5/Y_A$) i asymilacji ($-i_{XB}\rho_5$)

$$r_{3,5} = r_{s_{NH5}} = - \left(\frac{1}{Y_A} + i_{XB} \right) \rho_5 \quad (108)$$

Skutkiem utleniania amoniaku jest powstawanie azotanów z szybkością

$$r_{4,5} = r_{s_{NO5}} = \frac{1}{Y_A} \rho_5 \quad (109)$$

Asymilacji CO_2 towarzyszy uwalnianie tlenu (który jest wykorzystywany przez nitryfikanty [113]) w ilości 5 moli O_2 na każdy mol powstających nitryfikantów (1 g O_2 /g ChZT przyrastających nitryfikantów). Zatem szybkość zużycia tlenu wynosi

$$r_{6,5} = r_{s_{O_5}} = \left(-\frac{4,57}{Y_A} + 1 \right) \rho_5 = -\frac{4,57 - Y_A}{Y_A} \rho_5 \quad (110)$$

Zgodnie z reakcją (106) utlenieniu 1 mola azotu amonowego towarzyszy zmniejszenie zasadowości o 2 mole (tzn. o 1/7 mol/g $N-NH_4^+$). Uwzględniając dodatkowe obniżenie zasadowości o 1/14 mol/g $N-NH_4^+$, przy asymilacji amoniaku, otrzymuje się wyrażenie na szybkość zmian zasadowości

$$r_{7,5} = r_{s_{ALK5}} = -\left(\frac{1}{7Y_A} + \frac{1}{14} \right) \rho_5 \quad (111)$$

6.1.9. Zawiesiny mineralne (x_{min} , g sm/m^3)

Rozumując podobnie jak w przypadku zawiesin organicznych biologicznie nierozkładalnych (x_1), można wyprowadzić zależność analogiczną do (52)

$$\frac{x_{min}}{x_{min1}} = \frac{WO}{J} \quad (112)$$

6.2. Model dynamiczny systemu komór osadu czynnego

Wykorzystując pomysł zapisu macierzowego [80], omówiony w poprzednim rozdziale, model przemian zanieczyszczeń przedstawiono syntetycznie w tabeli 4. Wszystkie składniki zanieczyszczeń i biomasy (1-14) są wymienione w poziomie, a procesy, w których zanieczyszczenia ulegają przemianom, w pionie. Szybkości procesów (ρ_j) zestawiono w ostatniej kolumnie tabeli, a odpowiadające im współczynniki stechiometryczne ($v_{i,j}$) przemian poszczególnych składników w polach o współrzędnych i, j . Szybkość zmian i -tego składnika w j -tym procesie ($r_{i,j}$) jest iloczynem $v_{i,j} \rho_j$, a szybkość sumaryczna (k_1), uwzględniająca wszystkie procesy oddziałujące na dany składnik zanieczyszczeń, sumą szybkości składowych

$$k_1 = \sum_j v_{i,j} \rho_j = \sum_j r_{i,j} \quad (113)$$

Przemiany poszczególnych frakcji zanieczyszczeń mogą być uwzględnione w modelu dowolnego układu technologicznego przez wstawienie do równań bilansu szybkości zmian stężenia i -tego składnika. Na przykład szybkość zmian s_s dana jest wzorem

$$k_1 = v_{1,1} \rho_1 + v_{1,2} \rho_2 + v_{1,3} \rho_3 + v_{1,4} \rho_4 + v_{1,9} \rho_9 =$$

Kinetyka i stechiometria procesów utleniania związków

SKŁADNIK → 1	1	2	3	4	5	6	7
↓ PROCES	S _a	S _I	S _{NH}	S _{NO}	S _{ND}	S _O	S _{ALK}
1. Tlenowy przyrost heterotrofów z asymilacją NH ₄ ⁺	$-\frac{1}{Y_{NH}^{NH}}$		$-i_{XB}$			$-\frac{1 - Y_{NH}^{NH}}{Y_{NH}^{NH}}$	$-\frac{i_{XB}}{14}$
2. Tlenowy przyrost heterotrofów z asymilacją NO ₃ ⁻	$-\frac{1}{Y_{NO}^{NO}}$			$-i_{XB}$		$\frac{1 - 4,57 \frac{i_{XB} - Y_{NO}^{NO}}{Y_{NH}^{NO}}}{Y_{NH}^{NO}}$	$\frac{i_{XB}}{14}$
3. Anoksydacyjny przyrost heterotrofów z asymilacją NH ₄ ⁺	$-\frac{1}{Y_{NH}^{NH}}$		$-i_{XB}$	$-\frac{1 - Y_{NH}^{NH}}{2,86 Y_{NH}^{NH}}$			$\frac{1 - Y_{NH}^{NH}}{14 \cdot 2,86 Y_{NH}^{NH}} - \frac{i_{XB}}{14}$
4. Anoksydacyjny przyrost heterotrofów z asymilacją NO ₃ ⁻	$-\frac{1}{Y_{NO}^{NO}}$			$-\left(\frac{1 - Y_{NO}^{NO}}{2,86 Y_{NO}^{NO}} + i_{XB}\right)$			$\frac{1 - Y_{NO}^{NO}}{14 \cdot 2,86 Y_{NO}^{NO}} + \frac{i_{XB}}{14}$
5. Tlenowy przyrost autotrofów			$-\left(\frac{1}{Y_A} + i_{XB}\right)$	$\frac{1}{Y_A}$		$\frac{4,57 - Y_A}{Y_A}$	$-\left(\frac{1}{14 Y_A} + \frac{i_{XB}}{14}\right)$
6. Obumieranie heterotrofów							
7. Obumieranie autotrofów							
8. Amonifikacja rozpuszczonego azotu organicznego			1		-1		$\frac{1}{14}$
9. "Hydroliza" usiłowanych związków organicznych	1						
10. "Hydroliza" usiłowanego azotu organicznego					1		
Obserwowane szybkości przemiany (g/m ³ ·d)	$k_1 = \sum_j v_{1,j} \cdot \rho_j = \sum_j r_{1,j}$						
<p>Wydażność przyrostu heterotrofów przy asymilacji NH₄⁺, Y_{NH}^{NH}</p> <p>1 NO₃⁻; Y_{NO}^{NO}</p> <p>Frakcja nierozkładalna biomasy: f_p</p> <p>Masa N/masa ChZT w biomacie: i_{XB}</p> <p>1 produktach jej rozkładu: i_{yp}</p>	<p>Związki organiczne rozpuszczone biochemicznie łatwo rozkładalne & ChZT/m³</p> <p>Związki organiczne rozpuszczone biochemicznie nierozkładalne & ChZT/m³</p>		<p>K-NH₄⁺, g/m³</p>	<p>K-NO₃⁻, L/m³</p>	<p>Azot organiczny rozpuszczony, biochemicznie nierozkładalny & N/m³</p>	<p>Tlen rozpuszczony w koncentracji osadu czynnego, g O₂/m³</p>	<p>Zasadowość, mol/m³</p>

organicznych, nitrifikacji i denitrifikacji

T a b e l a 4

8	9	10	11	12	13	14	
X_8	X_I	X_{BH}	X_{BA}	X_p	X_{ND}	X_{min}	Szybkość procesu P_j , $E/m^3 \cdot d$
		1					$\hat{\mu}_H \left(\frac{S_0}{K_S + S_0} \right) \left(\frac{S_0}{K_{OH} + S_0} \right) \left(\frac{S_{NH}}{K_N + S_{NH}} \right) X_{BH}$
		1					$\hat{\mu}_H \left(\frac{S_0}{K_S + S_0} \right) \left(\frac{S_0}{K_{OH} + S_0} \right) \left(\frac{K_N}{K_N + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_N + S_{NO}} \right) X_{BH}$
		1					$\hat{\mu}_H \left(\frac{S_0}{K_S + S_0} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_N + S_{NO}} \right) \left(\frac{S_{NH}}{K_N + S_{NH}} \right) \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_0} \right) X_{BH} \eta_g$
		1					$\hat{\mu}_H \left(\frac{S_0}{K_S + S_0} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_N + S_{NO}} \right) \left(\frac{K_N}{K_N + S_{NH}} \right) \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_0} \right) X_{BH} \eta_g$
		1					$\hat{\mu}_A \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_0}{K_{Ca} + S_0} \right) X_{BA}$
							$p_H X_{BH}$
$1-X_p$							$p_A X_{BA}$
$1-X_p$		-1					$k_a S_{NH} X_{BH}$
-1					-1		$k_h \frac{X_p}{K_x + X_p} X_{BH} \left[\frac{S_0}{K_{OH} + S_0} + \eta_H \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_0} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_N + S_{NO}} \right) \right] X_{BH}$
							$X_{ND} P_g$

$$\mu_p \cdot V_{1,1} = - \frac{1}{X_{NH}} \cdot r_{1,1} = V_{1,1} \cdot P_1$$

Związki organiczne biochemicznie wolnorozkładalne, $g \text{ ChZT}/m^3$	Związki organiczne w zawiesinie, biochemicznie nierozkładalne $g \text{ ChZT}/m^3$	Biomasa heterotrofów, $g \text{ ChZT}/m^3$	Biomasa autotrofów, $g \text{ ChZT}/m^3$	Związki organiczne biochemicznie nierozkładalne, z obumierania biomasy, $g \text{ ChZT}/m^3$	Azot organiczny w zawiesinie, biochemicznie rozkładalny, $g \text{ N}/m^3$	Zawiesiny mineralne $g \text{ sm}/m^3$	
--	---	---	---	---	---	---	--

$$\begin{aligned}
& - \frac{\hat{\mu}_H}{Y_H^{NH}} \left(\frac{s_s}{K_s + s_s} \right) \left(\frac{s_o}{K_{OH} + s_o} \right) \left(\frac{s_{NH}}{K_N + s_{NH}} \right) x_{BH} \\
& - \frac{\hat{\mu}_H}{Y_H^{NO}} \left(\frac{s_s}{K_s + s_s} \right) \left(\frac{s_o}{K_{OH} + s_o} \right) \left(\frac{K_N}{K_N + s_{NH}} \right) \left(\frac{s_{NO}}{K_N + s_{NO}} \right) x_{BH} \\
& - \frac{\hat{\mu}_H}{Y_H^{NH}} \left(\frac{s_s}{K_s + s_s} \right) \left(\frac{s_{NO}}{K_N + s_{NO}} \right) \left(\frac{s_{NH}}{K_N + s_{NH}} \right) \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + s_o} \right) x_{BH} \eta_g \\
& - \frac{\hat{\mu}_H}{Y_H^{NO}} \left(\frac{s_s}{K_s + s_s} \right) \left(\frac{s_{NO}}{K_N + s_{NO}} \right) \left(\frac{K_N}{K_N + s_{NH}} \right) \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + s_o} \right) x_{BH} \eta_g \\
& + k_h \frac{x_s/x_{BH}}{K_x + x_s/x_{BH}} \left(\frac{s_o}{K_{OH} + s_o} + \eta_h \frac{K_{OH}}{K_{OH} + s_o} \frac{s_{NO}}{K_N + s_{NO}} \right) x_{BH} \quad (114)
\end{aligned}$$

a bilans tej frakcji zanieczyszczeń dla komory osadu czynnego, o objętości V_k , przy braku recyrkulacji i natężeniu przepływu Q_1 oraz stężeniu w dopływie s_{s1} jest następujący

$$\frac{ds_s}{dt} = \left\{ Q_1 (s_{s1} - s_s) - k_1 \right\} \frac{1}{V_k} \quad (115)$$

Poniżej przedstawiono równania modelowe zmian stężeń kolejnych składników zanieczyszczeń oraz biomasy i tlenu rozpuszczonego w układzie komór osadu czynnego przedstawionym na rysunku 2. Przyjęto liczbę komór $n = 4$, a do oznaczenia poszczególnych frakcji zanieczyszczeń zastosowano symbol $z_{i,1}$, gdzie i przyjmuje wartości od 1 do 14, tak jak to oznaczono w tabeli 4 (np. $z_1 = s_s$, $z_{10} = x_{BH}$), a l od 1 do 4 i oznacza numer komory osadu czynnego.

Dla $l = 1, 2, 3, 4, 5, 7, 8, 9, 13, 14$, tzn. tych frakcji, które są obecne w odpływie z osadnika wstępnego (założono że stężenia s_o , x_{BH} , x_{BA} , x_p także są równe zeru), równania modelowe mają postać:

(a) dla $l = 1$

$$\begin{aligned}
\frac{dz_{i,1}}{dt} = & \left\{ a_1 Q_1 z_i^d + b_1 Q_p z_i^p + \sum_{j=2}^4 (c_1^{(j)} Q_c^{(j)} z_{i,j}) - \right. \\
& \left. - z_{i,1} \left[a_1 Q_1 + b_1 Q_p + \sum_{j=2}^4 (c_1^{(j)} Q_c^{(j)}) \right] - k_{i,1} \right\} \frac{1}{V_1} \quad (116)
\end{aligned}$$

(gdzie z_1^d i z_1^p oznaczają stężenie z_1 odpowiednio w ściekach dopływających i osadzie recyrkulowanym z leża osadnika wtórnego),

(b) dla $l = 2, 3, 4$

$$\begin{aligned} \frac{dz_{i,l}}{dt} = & \left\{ a_{1,Q_1} z_1^d + b_{1,Q_p} z_1^p + \sum_{j=2}^4 (c_1^{(j)} Q_c^{(j)} z_{1,j}) + \right. \\ & + z_{i,l-1} \sum_{j=2}^1 \left[a_{j-1,Q_1} + b_{j-1,Q_p} + \sum_{k=2}^4 (c_{j-1}^{(k)} Q_c^{(k)}) \right] - \\ & \left. - z_{i,l} \sum_{j=2}^{l+1} \left[a_{j-1,Q_1} + b_{j-1,Q_p} + \sum_{k=2}^4 (c_{j-1}^{(k)} Q_c^{(k)}) \right] - k_{i,l} \right\} \frac{1}{V_1} \end{aligned} \quad (117)$$

Dla $i = 10, 11, 12$ tzn. frakcji osadu czynnego nieobecnych w ściekach oczyszczanych;

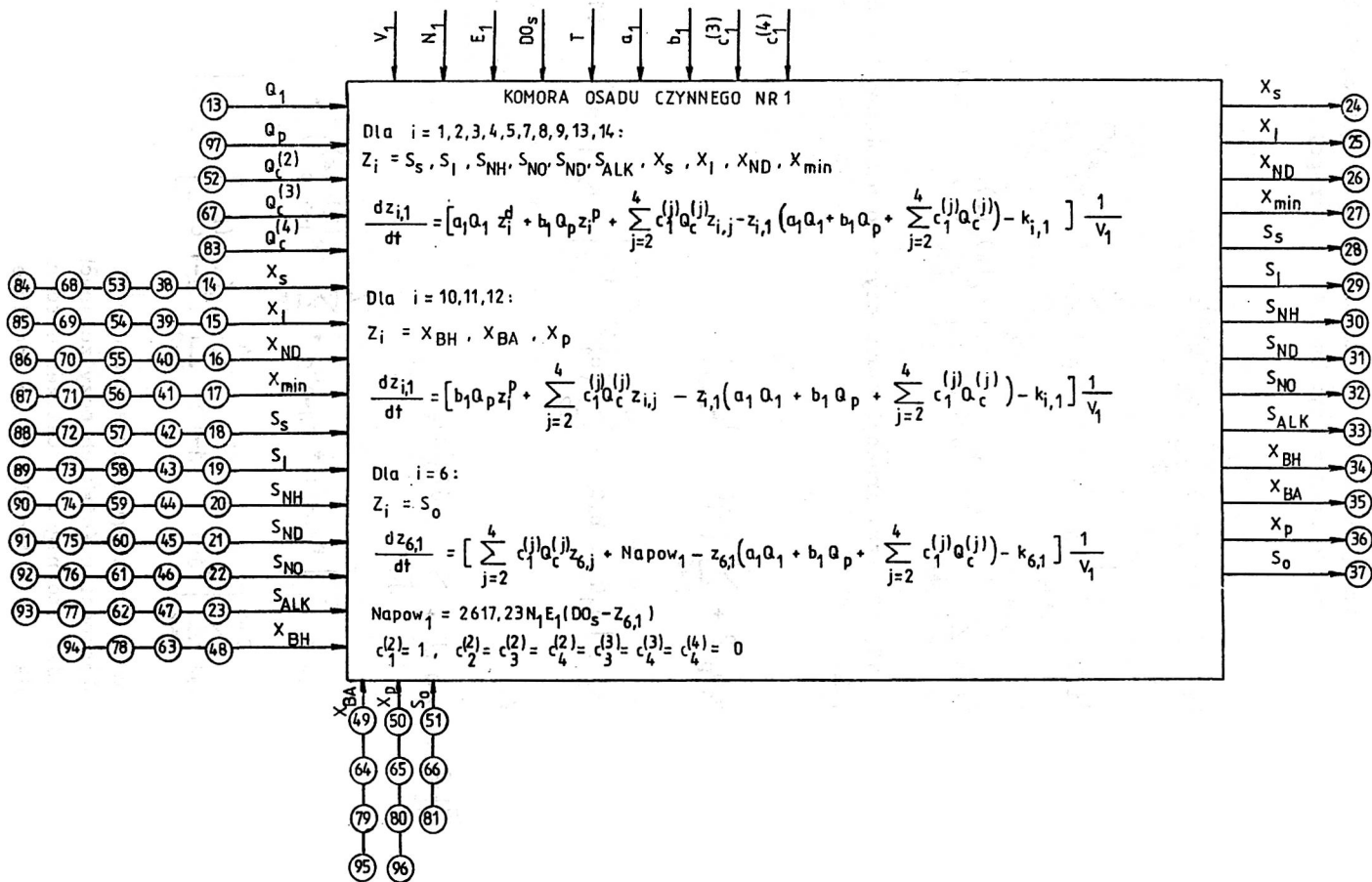
(a) dla $l = 1$

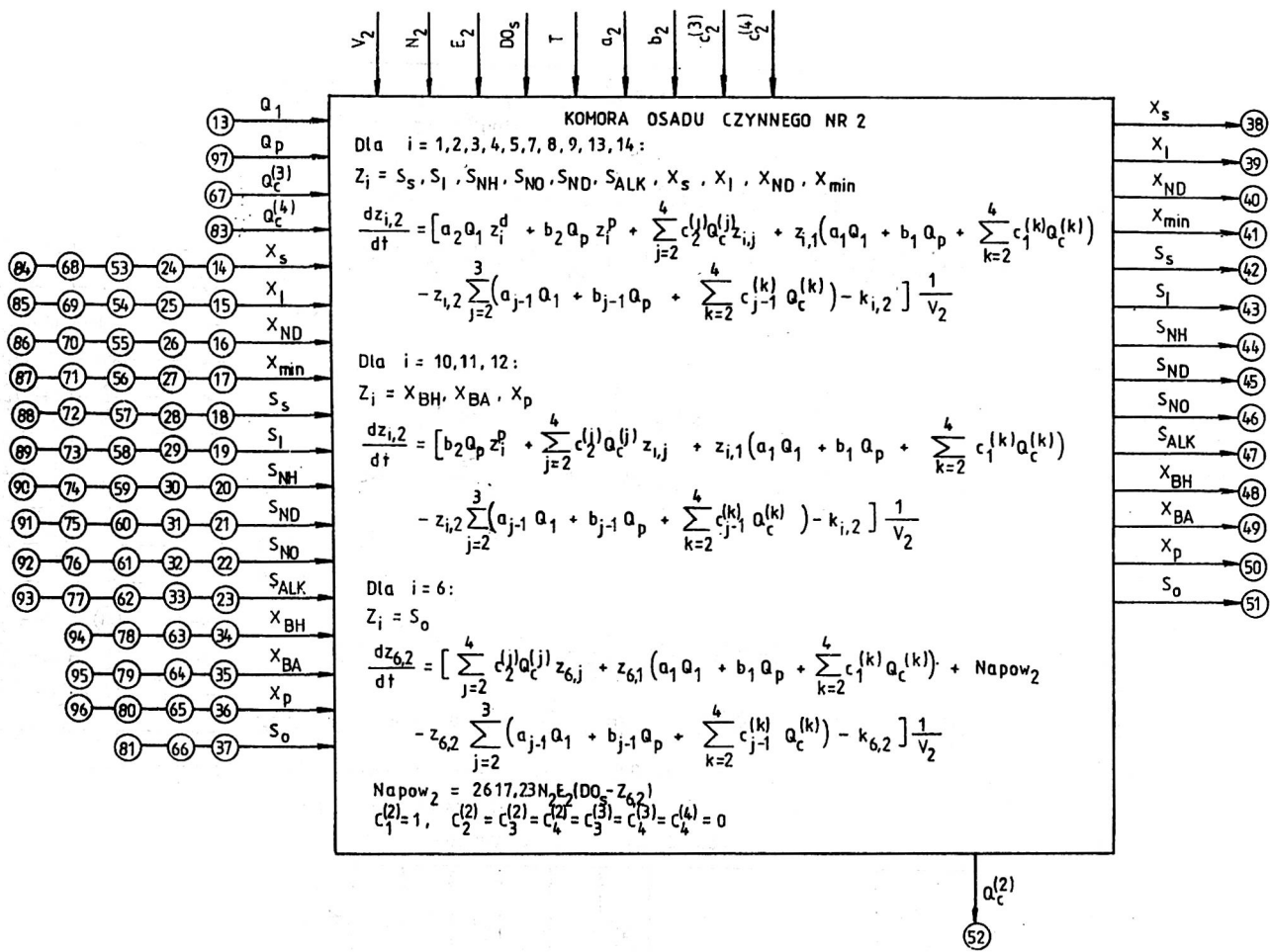
$$\begin{aligned} \frac{dz_{i,1}}{dt} = & \left\{ b_{1,Q_p} z_1^p + \sum_{j=2}^4 (c_1^{(j)} Q_c^{(j)} z_{1,j}) - \right. \\ & \left. - z_{i,1} \left[a_{1,Q_1} + b_{1,Q_p} + \sum_{j=2}^4 (c_1^{(j)} Q_c^{(j)}) \right] - k_{i,1} \right\} \frac{1}{V_1} \end{aligned} \quad (118)$$

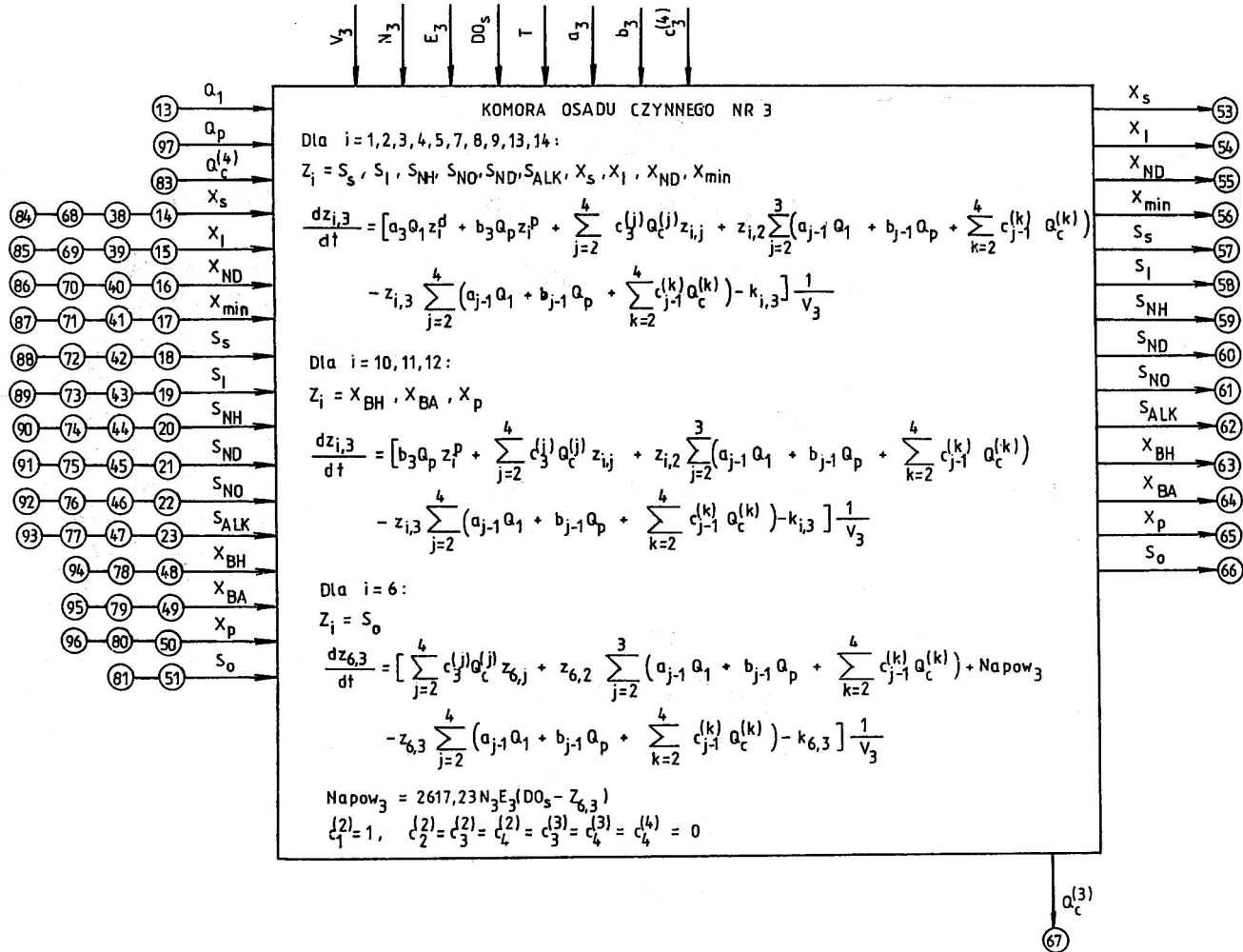
(b) dla $l = 2, 3, 4$

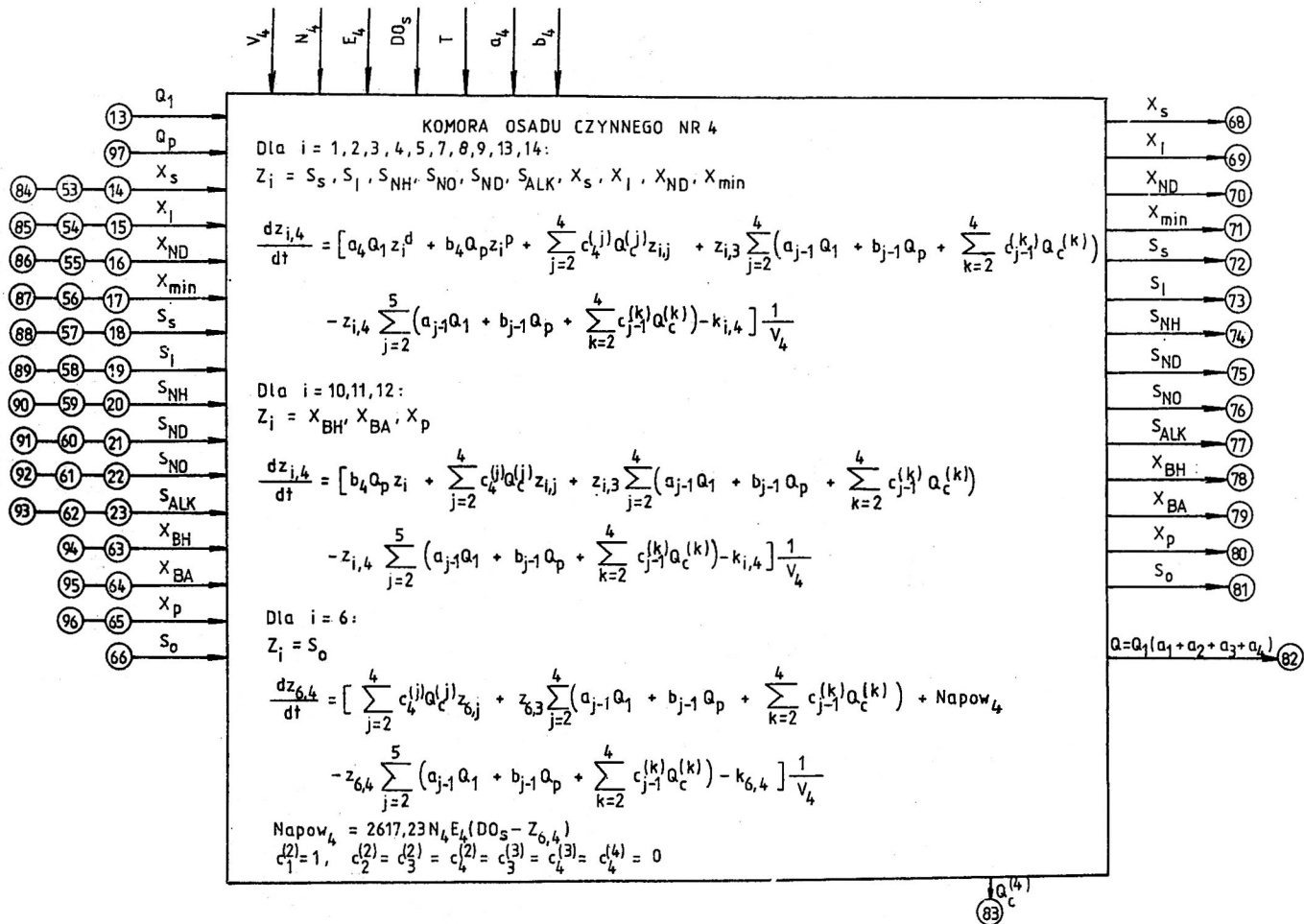
$$\begin{aligned} \frac{dz_{i,l}}{dt} = & \left\{ b_{1,Q_p} z_1^p + \sum_{j=2}^4 (c_1^{(j)} Q_c^{(j)} z_{1,j}) + \right. \\ & + z_{i,l-1} \sum_{j=2}^1 \left[a_{j-1,Q_1} + b_{j-1,Q_p} + \sum_{k=2}^4 (c_{j-1}^{(k)} Q_c^{(k)}) \right] - \\ & \left. - z_{i,l} \sum_{j=2}^{l+1} \left[a_{j-1,Q_1} + b_{j-1,Q_p} + \sum_{k=2}^4 (c_{j-1}^{(k)} Q_c^{(k)}) \right] - k_{i,l} \right\} \frac{1}{V_1} \end{aligned} \quad (119)$$

Równania modelu dla tlenu rozpuszczonego ($i = 6$) wyprowadzono przy pominięciu jego obecności w ściekach oczyszczanych i osadzie recyrkulowanym z leża osadnika wtórnego. Uproszczenie to nie ma istotnego wpływu na uzyskiwane wyniki, gdyż ładunki tlenu wnoszone tym sposobem do komór osadu czynnego są niewielkie w porównaniu z pozostałymi źródłami tlenu.









Rys. 30. Diagram przepływu informacji w modelu systemu komór osadu czynnego
 Fig. 30. Diagram of information flow in the model of the activated sludge tank system

(a) dla $l = 1$

$$\frac{dz_{6,1}}{dt} = \left\{ \sum_{j=2}^4 (c_1^{(j)} a_c^{(j)}) z_{6,j} \right\} + Napow_1 - z_{6,1} \left[a_1 a_1 + b_1 a_p + \sum_{j=2}^4 (c_1^{(j)} a_c^{(j)}) \right] - k_{6,1} \left\} \frac{1}{V_1} \quad (120)$$

(b) dla $l = 2, 3, 4$

$$\begin{aligned} \frac{dz_{6,1}}{dt} = & \left\{ \sum_{j=2}^4 (c_1^{(j)} a_c^{(j)}) z_{6,j} \right\} + \\ & + z_{6,1-1} \left[\sum_{j=2}^l \left[a_{j-1} a_1 + b_{j-1} a_p + \sum_{k=2}^4 (c_{j-1}^{(k)} a_c^{(k)}) \right] \right\} + Napow_1 - \\ & - z_{6,1} \left[\sum_{j=2}^{l+1} \left[a_{j-1} a_1 + b_{j-1} a_p + \sum_{k=2}^4 (c_{j-1}^{(k)} a_c^{(k)}) \right] - k_{6,1} \right\} \frac{1}{V_1} \end{aligned} \quad (121)$$

Składnik $Napow_1$ oznacza szybkość wprowadzania tlenu do l -tej komory osadu czynnego przez zainstalowane w niej urządzenia mieszająco-napowietrzające. Szybkość tę uzależniono od mocy mieszania (napowietrzania), N_1 , rzeczywistej ekonomii natleniania zainstalowanych urządzeń, E_1 , stężenia tlenu rozpuszczonego w komorze, $z_{6,1}$, i stężenia nasycenia tlenu, DO_s [102]

$$Napow_1 = 24000 \frac{N_1 E_1 (DO_s - z_{6,1})}{9,17} \quad (122)$$

Przyjęcie odpowiednio małych wartości N_1 pozwala na uzyskanie bardzo niskich stężeń tlenu rozpuszczonego w l -tej komorze. W powyższych równaniach należy podstawiać

$$c_1^{(2)} = 1, \quad c_2^{(2)} = c_3^{(2)} = c_4^{(2)} = c_3^{(3)} = c_4^{(3)} = c_4^{(4)} = 0$$

Rozwinięcie równań (116)-(121) dla $i = 1, 2, \dots, 14$ oraz $l = 1, 2, \dots, 4$ prowadzi do układu (56) równań różniczkowych zwyczajnych. Po jego scałkowaniu otrzymuje się stężenia poszczególnych składników w każdej komorze, przy dowolnych zmianach stężenia i przepływu na wejściu. Powyższy model może być sprzężony z modelem osadnika wstępnego przez przyjęcie wyjść tego ostatniego jako wejść osadu czynnego. Na rysunku 30

Typowe wartości parametrów dla obojętnych ścieków miejskich w temperaturze 20 °C

Symbol	Jednostka	Nazwa	Typowa wartość dla obojętnych ścieków miejskich w 20 °C	Literatura	Mnożnik temperaturowy
1	2	3	4	5	6
Y_A	g ChZT/g N	Wydajność przyrostu nitryfikantów z utlenionego amoniaku	0,15*		
Y_H^{NH}	g ChZT/g ChZT	Wydajność przyrostu heterotrofów z ChZT, przy wykorzystaniu amoniaku jako źródła azotu	0,46-0,69 (0,67)	[64,80,100]	
Y_H^{NO}	g ChZT/g ChZT	Wydajność przyrostu heterotrofów z ChZT, przy wykorzystaniu azotanów jako źródła azotu	$5 Y_H^{NH}/8$	[64,80,100]	
f_p	bezwymiarowy	Fracja biomasy dająca po obumarciu zawiesiny biologicznie nierozkładalne	0,08*		
i_{XB}	g N/g ChZT	Udział azotu w biomacie	0,086*		
i_{XP}	g N/g ChZT	Udział azotu w produktach obumierania biomasy	0,086*		
$\hat{\mu}_H$	1/d	Maksymalna wartość stałej szybkości przyrostu heterotrofów	2,5-13	[35,41,64]	(1,2) ^{T-20}
K_S	g ChZT/m ³	Stała saturacji dla zależności szybkości przyrostu heterotrofów od stężenia związków organicznych łatwo rozkładalnych	5-180 (5)	[35,41]	
K_{OH}	g O ₂ /m ³	Stała saturacji dla zależności szybkości przyrostu heterotrofów od stężenia tlenu rozpuszczonego	0,1*		
K_N	g N/m ³	Stała saturacji dla zależności szybkości przyrostu heterotrofów od stężenia azotu	0,15*		

1	2	3	4	5	6
b_H	1/d	Szybkość obumierania heterotrofów	0,09-4,38 (0,62)	[64,80,100]	(1,029) ^{T-20}
η_g	bezwymiarowy	Współczynnik zmniejszający dla szybkości przyrostu heterotrofów w warunkach anoksyicznych	0,6-1 (0,7)	[64,80]	
η_H	bezwymiarowy	Współczynnik zmniejszający dla szybkości hydrolizy związków organicznych wolnorozkładalnych w warunkach anoksyicznych	0,4	[64,80]	
k_a	m ³ /g ChZT·d	Szybkość amonifikacji azotu organicznego	0,016	[62]	(1,029) ^{T-20}
k_h	g ChZT/g ChZT·d	Szybkość hydrolizy związków organicznych wolnorozkładalnych	2,2	[64,80]	(1,06) ^{T-20}
K_X	g ChZT/g ChZT	Stała saturacji dla szybkości hydrolizy związków organicznych wolnorozkładalnych	0,15	[64,80]	(1,1) ^{20-T}
$\hat{\mu}_A$	1/d	Maksymalna wartość stałej szybkości przyrostu nitryfikantów	0,2-0,65	[78,80]	(1,123) ^{T-20}
K_{NH}	g N/m ³	Stała saturacji dla zależności szybkości przyrostu nitryfikantów od stężenia amoniaku	0,6-3,6 (1,0)	[168]	7,2 ≤ pH ≤ 8,0
K_{OA}	g O ₂ /m ³	Stała saturacji dla zależności przyrostu nitryfikantów od stężenia amoniaku	1,5*		
b_A	1/d	Szybkość obumierania nitryfikantów	0,05*	[78]	(1,029) ^{T-20}

* Wartości, które można przyjąć jako stałe

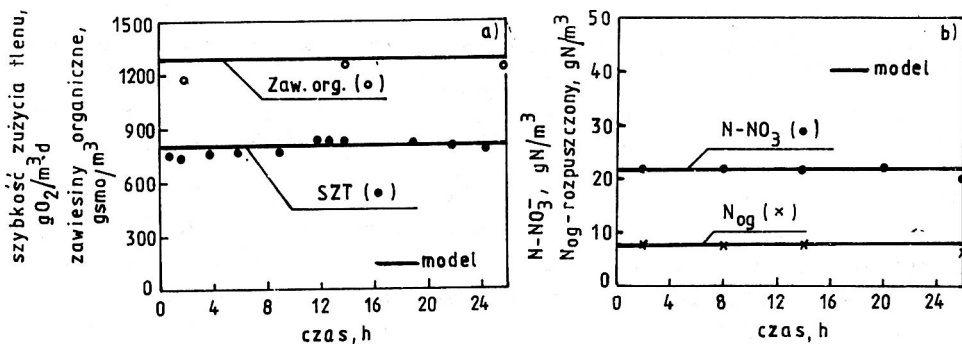
przedstawiono diagram przepływu informacji w omówionym modelu. Powiązanie numerów węzłów ze schematem technologicznym oczyszczalni pokazano na rysunku 28b.

6.3. Wartości parametrów kinetyki i stechiometrii w modelu osadu czynnego

Sposoby wyznaczania współczynników występujących w modelu są opisane w literaturze przedmiotu. Ze względu na ograniczoność miejsca nie będą one tutaj omawiane. W tabeli 5 zestawiono parametry modelu i podano publikacje, w których opisano ich wyznaczanie. W czwartej i szóstej kolumnach tabeli podano odpowiednio typowe wartości dla obojętnych ścieków miejskich ($\text{pH} = 7$) w temperaturze 20°C oraz mnożniki dla innych temperatur. Gwiazdką (*) oznaczono te parametry, których wartości wykazują małą zmienność dla różnych ścieków i praktycznie można przyjąć, że są one stałe [80]. W nawiasach podano wartości, które stosowano w przedstawionych dalej symulacjach.

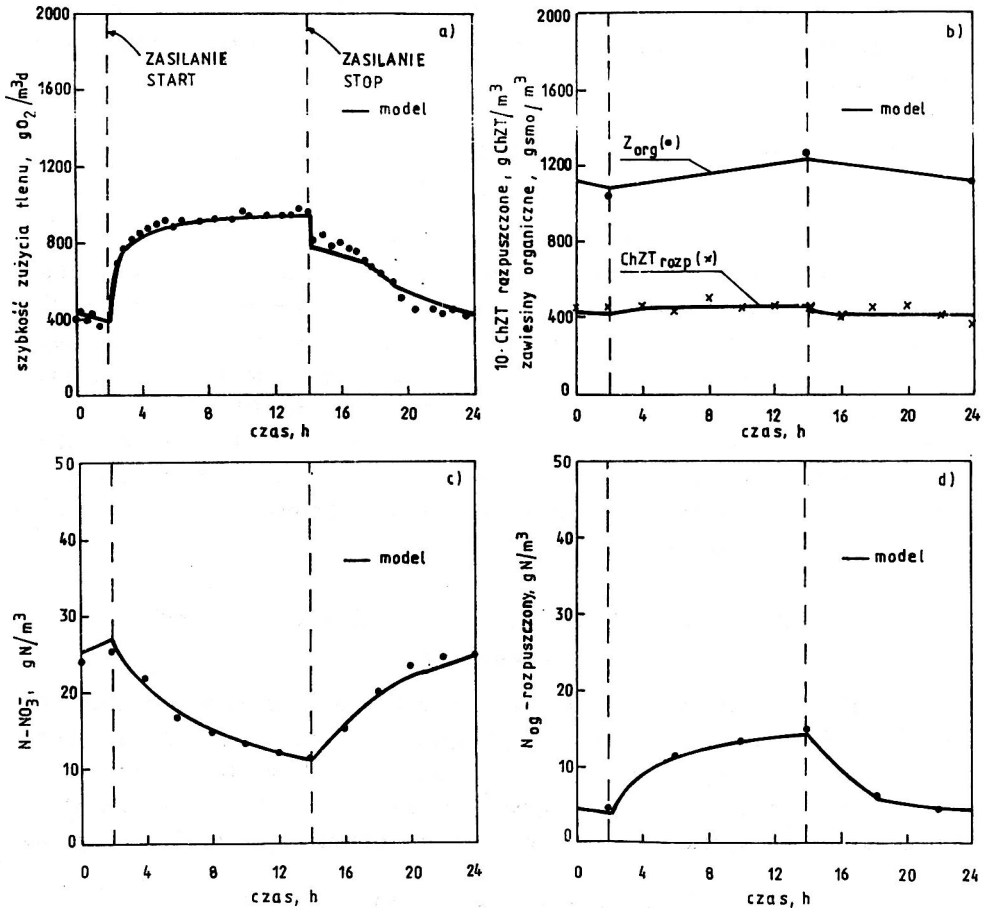
6.4. Weryfikacja modelu przemian zanieczyszczeń przez osad czynny

W celu zilustrowania możliwości predykcyjnych modelu przemian zanieczyszczeń oraz jego weryfikacji po wprowadzonych tutaj zmianach rozszerzających model wyjściowy [80] porównano przewidywania modelowe z danymi eksperymentalnymi zaczerpniętymi z literatury. Na rysunkach 31 i 32 przedstawiono wyniki uzyskane dla komory osadu czynnego, o pełnym wy-



Rys. 31. Porównanie przewidywań modelu z obserwacjami zaczerpniętymi z pracy [62], w warunkach ustalonych (dla pojedynczej komory napowietrzania)

Fig. 31. Comparison of model predictions with observations reported in [62]; steady state conditions (for a single aeration tank)

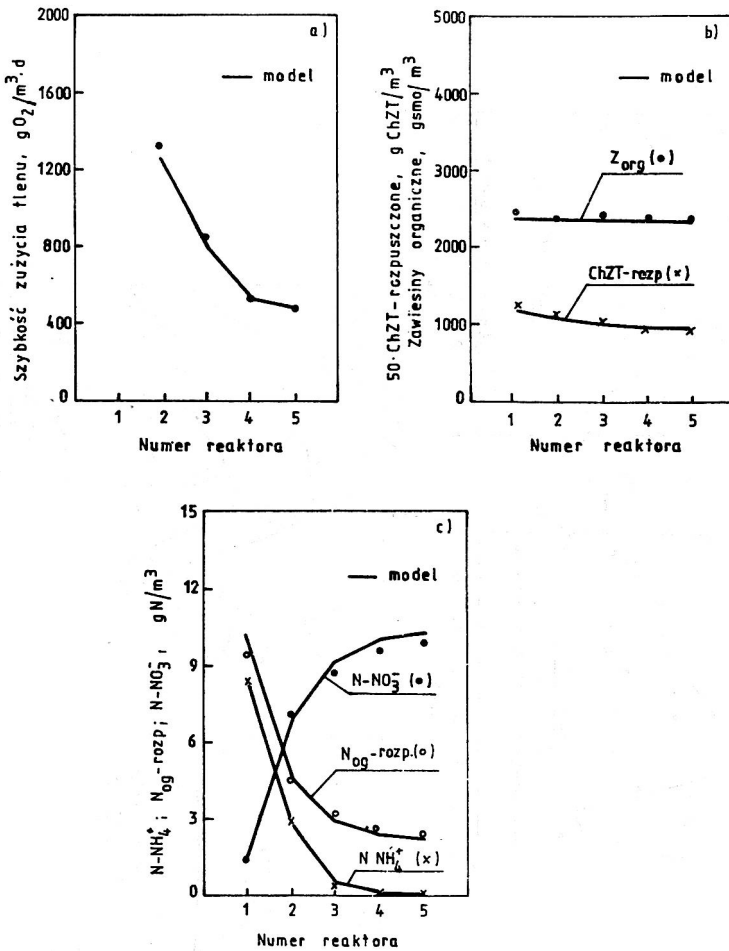


Rys. 32. Porównanie przewidywań modelu z obserwacjami zaczerpniętymi z pracy [62], w warunkach zasilania falowego (dla pojedynczej komory napowietrzania)

Fig. 32. Comparison of model predictions with observations reported in [62]; under wave loading conditions (for a single aeration tank)

mieszaniu i wieku osadu 2,5 doby, zasilanej surowymi ściekami miejskimi o $ChZT = 515\text{ g}/m^3$ i $N_{og} = 45,8\text{ g N}/m^3$, w temperaturze $20\text{ }^\circ\text{C}$ [59, 62]. Na rysunku 31 zobrazowano wyniki dla stanu ustalonego, a na rysunku 32 dla warunków zasilania falowego (12 h zasilanie ściekami, 12 h brak zasilania). Jak widać, zgodność przewidywań modelu z doświadczeniem jest bardzo dobra. Podobną zgodność w warunkach zasilania falowego uzyskiwano dla modelu wyjściowego [60].

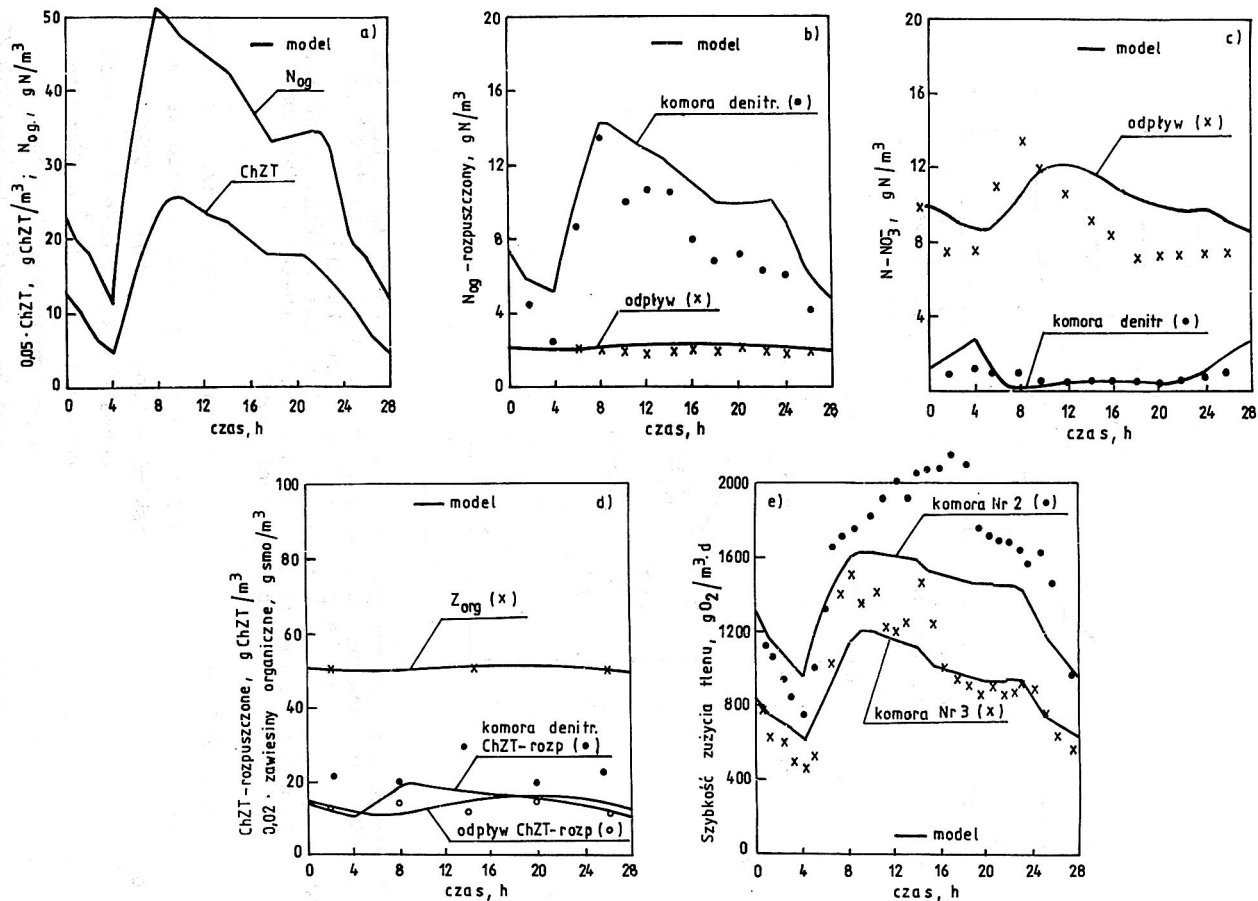
Na rysunku 33 przedstawiono wyniki modelowania stanu ustalonego układu z predenitryfikacją. Schemat układu zobrazowano na rysunku 3b po przyjęciu $a_2 = a_3 = \dots = a_6 = 0$ oraz założeniu warunków anoksydacyjnych



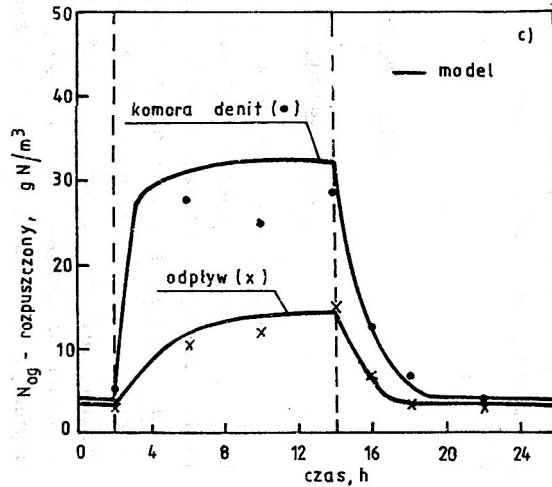
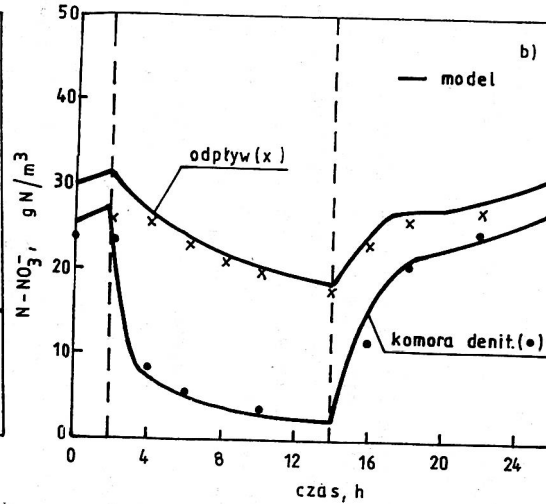
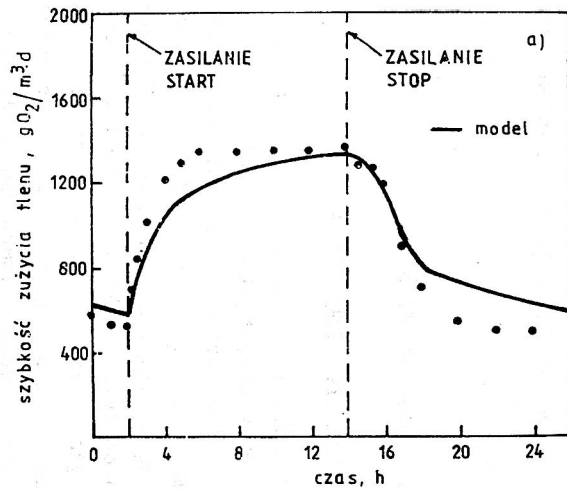
Rys. 33. Porównanie przewidywań modelu z obserwacjami zaczerpniętymi z pracy [159], w warunkach ustalonych (dla systemu komory denitryfikacji z komorami nitryfikacji)

Fig. 33. Comparison of model predictions with observations reported in [159]; under steady state conditions (for in-series reactor anoxic/aerobic system)

w komorze nr 1, a warunków tlenowych w pozostałych. Układ taki był badany w skali pilotowej przez Handel'a i in. [159], przy zasilaniu mechanicznie oczyszczonymi ściekami miejskimi w ilości $40 m^3/d$, $ChZT = 477 g/m^3$, $N_{og} = 45,1 g N/m^3$. Każda komora miała objętość $5 m^3$, wiek osadu wynosił 18 d, temperatura $22 ^\circ C$, recyrkulacja $120 m^3/d$. Średnie wartości charakterystycznych parametrów w poszczególnych komorach uzyskane w badaniach zaznaczono na rysunku 33 na tle wartości obliczonych za pomocą modelu. Podobnie jak w przypadku modelu wyjściowego [60] uzyskano bardzo dobrą zgodność z wynikami doświadczeń.



Rys. 34. Porównanie przewidywań modelu z obserwacjami zaczerpniętymi z pracy [159], w warunkach niustalonych (dla systemu komory denitryfikacji z komorami nitryfikacji)
 Fig. 34. Comparison of model predictions with observations reported in [159]; under dynamic conditions (for in-series reactor anoxic/aerobic system)



Rys. 35. Porównanie przewidywań modelu z obserwacjami zaczerpniętymi z pracy [159] w warunkach zasilania falowego (dla układu komora denitryfikacji - komora nitryfikacji, zasilanego ściekami miejskimi o dużym udziale ścieków przemysłowych)

Fig. 35. Comparison of model predictions with observations reported in [159]; under wave loading conditions (for complete mix reactor anoxic/aerobic system fed with municipal sewage with considerable industrial wastewater content)

Na rysunku 34 przedstawiono wyniki badania tego samego układu [159] w warunkach nieustalonych, w temperaturze 23 °C, przy stałym natężeniu dopływu ($60 \text{ m}^3/\text{d}$) i zmiennym składzie ścieków (naturalna zmienność w odpływie z osadnika wstępnego). Z braku innych danych symulację przeprowadzono, przyjmując, że w czasie poprzedzającym okres obserwacji zmienność wejść była taka jak w czasie badań (rys. 34a). Uproszczenie to powoduje, że stany przejściowe wywołane wymuszeniami z okresu wcześniejszego (uwzględnionymi w symulacji tylko w przybliżeniu), mając wpływ na obserwacje w czasie badań, mogą decydować o rozbieżnościach między wynikami symulacji i pomiarami. Tym między innymi można uzasadnić gorszą niż przy symulacji stanu ustalonego zgodność modelu z obserwacjami. Pomimo to, zaobserwowane rozbieżności nie są duże i można uznać, że podstawowe zależności model oddaje prawidłowo.

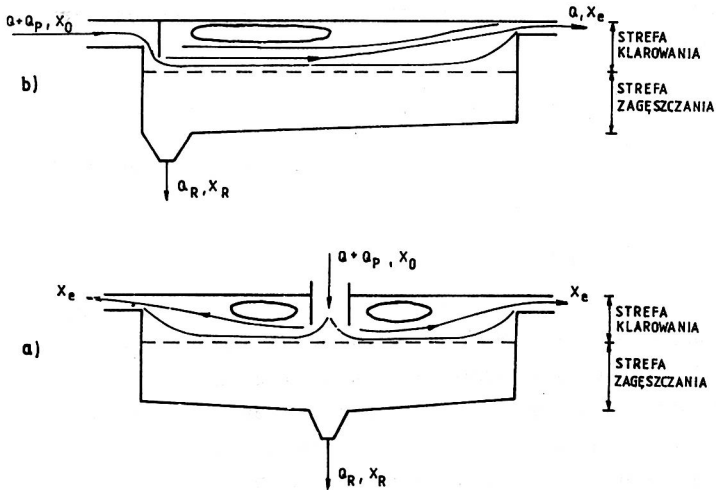
Na rysunku 35 pokazano wyniki badań laboratoryjnych [159] i symulacji pracy układu komór denitryfikacji i nitryfikacji z rys. 3d (po przyjęciu $a_3 = 0$, $Q_c = 0$ oraz po założeniu warunków anoksycznych w komorze nr 1, a tlenowych w komorze nr 2), przy wieku osadu 20 d, w temperaturze 20 °C. Układ był zasilany falowo (12 h zasilanie, 12 h brak zasilania) sklarowanymi ściekami miejskimi o dużym udziale ścieków przemysłowych. Taki charakter ścieków miał swój wyraz w małej szybkości przyrostu nitryfikantów ($\hat{\mu}_A = 0,17 \text{ d}^{-1}$) i stosunkowo małym udziale związków organicznych łatworozkładalnych w ogólnym ChZT (10%) [159]. Komory denitryfikacji i nitryfikacji miały odpowiednio 1 i $6,4 \text{ dm}^3$ objętości, a dobowy dopływ ścieków o ChZT = 570 g/m^3 i $N_{\text{og}} = 54 \text{ g N/m}^3$ wynosił 15 dm^3 , przy recyrkulacji z leja osadnika wtórnego $Q_p = 22,5 \text{ dm}^3/\text{d}$. Jak widać, zgodność przewidywań omówionego modelu z doświadczeniem jest dobra.

7. MODEL DYNAMICZNY OSADNIKA WTÓRNEGO

7.1. Ustalenie podstawowych zależności

Osadnik wtórny odgrywa kluczową rolę w procesie osadu czynnego. Dotyczy to dwóch funkcji tego urządzenia: zagęszczającej i klarującej, które decydują o stężeniu osadu czynnego w komorach i ilości zawieszin wynoszonych ze ściekami oczyszczonymi [34, 36, 53, 115, 137]. Przy jego projektowaniu należy uwzględnić pracę w warunkach zmiennego obciążenia, wynikającego ze zmienności natężenia dopływu ścieków. Przewidując, że w godzinach zwiększonego przepływu będzie następowało gromadzenie osadu czynnego w osadniku, należy zapewnić w nim odpowiednią głębokość "magazynową", tak żeby ponad nią zawsze pozostawała wystarczająco głęboka

strefa klarowania. Opis metody projektowania uwzględniającej te aspekty można znaleźć w pracy Merkela [101, 28]. Przy modelowaniu najczęściej pomija się procesy biologiczne w osadniku. Podobnie postąpiono i tutaj. Model osadnika powinien więc dostarczać informacji o stężeniach w recyrkulacji i odpływie z przelewów. Oprócz separacji zawieszin osadnik wtórny modyfikuje także stężenia zanieczyszczeń rozpuszczonych (opóźnienie w fazie i częściowe uśrednienie), co może być uwzględnione w modelu. Przyjęto, że charakter przepływu w osadniku jest taki jak podaje Dixon [56, 58], a co potwierdzają m.in. dane przedstawione w pracach [120, 137]. Zilustrowano to na rysunku 36. Większość (z reguły) cieczy zasila-



Rys. 36. Charakter przepływu w osadniku wtórnym (a) osadnik radialny, (b) osadnik podłużny

Fig. 36. Flow pattern in the secondary settling tank: circular settling tank (a) and rectangular settling tank (b)

jącej osadnik płynie do przelewów. W czasie tego ruchu zawiesziny sedimentując, opuszczają strumień płynący do wylotu i przez strefę zagęszczania opadają w kierunku dna. W strefie zagęszczania zarówno ciecz, jak i zawiesziny poruszają się w dół, z tym że prędkość zawieszin jest większa, gdyż do prędkości wywołanej recyrkulacją dodaje się prędkość wynikającą z działania siły grawitacji. Zwykle zakłada się, że stężenia w przekroju poziomym są jednakowe [15, 16, 31, 54-58, 70, 120, 151, 156], co znajduje potwierdzenie w pracy Albrechta i in. [3], którzy badali profile stężeń zawieszin w osadnikach wtórnych po osadzie czynnym. Jednocześnie przyjmuje się, że zagęszczanie następuje zgodnie z teorią strumienia limitującego [90, 150], której przydatność jest ogólnie uznana [9, 15, 16, 31, 53-58, 65, 70, 92, 125, 151, 156]. Transport zawie-

sin do dna osadnika wywołany jest siłą ciężkości, powodującą sedymentację zawieszin z prędkością v , oraz przepływem cieczy z prędkością u , proporcjonalną do natężenia recyrkulacji osadu (Q_R). Strumień zawieszin wywołany grawitacją w miejscu (j) strefy zagęszczania, w którym stężenie osadu wynosi x_j , wyraża się wzorem

$$G_{vj} = G_v(x_j) = x_j v_j. \quad (123)$$

Strumień wywołany recyrkulacją dany jest wzorem

$$G_{uj} = G_u(x_j) = x_j u \quad (124)$$

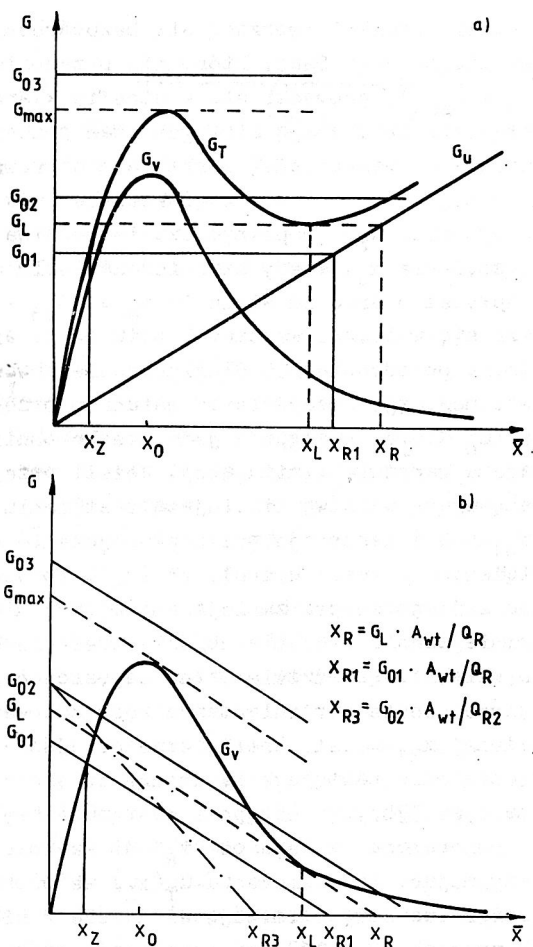
Zatem strumień całkowity, będący sumą obu składowych, przedstawia się następująco

$$G_{Tj} = G_T(x_j) = G_{vj} + G_{uj} \quad (125)$$

Prędkość v zależy od stężenia osadu (x) i można ją wyrazić następującym wzorem [9, 17, 23, 119, 125]

$$v = v_0 \exp(-B_0 x) \quad (126)$$

Zależność poszczególnych strumieni od stężenia osadu przedstawiono na rysunku 37a. Na rysunku 37b zobrazowano graficzną metodę Yoshiki określania charakterystycznych strumieni zawieszin [117]. Jeśli strumień zawieszin dopływających do strefy zagęszczania $G_{01} = (Q + Q_p)x_0$ (gdzie pominać zawiesziny w odpływie) jest mniejszy niż strumień odpowiadający minimum krzywej G_T , określanemu jako strumień limitujący (G_L), to nie następuje gromadzenie zawieszin w osadniku. Na jego dnie tworzy się warstwa osadu zagęszczonego o pionowym gradiencie stężeń od x_c do x_{R1} , gdzie x_c jest stężeniem krytycznym, przy którym rozpoczyna się kontakt zawieszin w sąsiednich warstwach [54, 70, 92]. Wysokość tej warstwy zależy od gęstości kłaczków osadu, jego podatności na zagęszczanie oraz żądanego stężenia x_{R1} [56]. W przypadku osadu czynnego wystarczająca jest z reguły warstwa osadu o niewielkiej grubości [3, 58, 120, 137], rzędu wysokości strefy zakłóceń przydennych wywołanych ruchem zgarniacza. Pozostała część strefy zagęszczania wypełniona jest osadem o stężeniu x_2 [53, 54, 58, 70, 92]. Gdy G_0 zostanie zwiększone do $G_{02} > G_L$, następuje przeciążenie osadnika ze względu na zagęszczanie. Wtedy na warstwie osadu zagęszczonego zaczyna tworzyć się warstwa osadu o stężeniu x_L (warstwa limitująca), której wysokość zwiększa się, gdy stan przeciążenia trwa [56, 57, 70]. W końcu cała strefa zagęszczania nad niewielką warstwą osadu zagęszczonego jest wypełniona zawieszinami o stężeniu x_L , a osad zagęszczony osiąga stężenie x_R . Do dna przedostaje się tylko stru-



Rys. 37. Zależność strumieni zawieszin od ich stężenia
 Fig. 37. Solids fluxes versus suspended solids concentration

mień zawieszin G_L , zatem w warunkach ustalonych reszta ($G_{02} - G_L$) musi być unoszona z odpływem, którego średnie stężenie będzie $x_e = (G_{02} - G_L) A_{wt} / Q$. Stan załamania funkcji zagęszczającej osadnika ($G_0 > G_L$) można wywołać przez zwiększenie dopływu ($Q + Q_p$) i/lub stężenia zawieszin w nim zawartych (x_0) (co prowadzi do wzrostu G_0), albo przez zmniejszenie Q_R (a więc zmniejszenie $u = Q_R / A_{wt}$), co zmniejsza wartość G_L . Załamaniu funkcji zagęszczającej może towarzyszyć załamaniu funkcji klarującej osadnika, gdy strumień doprowadzanych zawieszin zwiększy się do $G_{02} > G_{max}$ [92]. Wtedy strumień płynący do wylotu zdąży opuścić (i przedostać się do strefy zagęszczania) zawiesziny w ilości G_{max} . Z tej ilości do dna osadnika będzie przedostawać się jednak tylko strumień G_L , a

reszta ($G_{\max} - G_L$) będzie zasilać tworzącą się bezpośrednio nad osadem zagęszczonym warstwę limitującą. Osad, który nie przedostaje się do strefy zagęszczania ($G_{O3} - G_{\max}$), gromadzi się w strefie klarowania warstwą, której wysokość i stężenie zwiększają się, gdy stan przeciążenia trwa. Wzrost stężenia zawiesin we wspomnianej warstwie jest równoczesny z takim samym wzrostem w tej części strefy zagęszczania, w której stężenie przed przeciążeniem wynosiło x_2 . Po pewnym czasie warstwa sięgnie korony przelewów, a jej stężenie x_0 . Wtedy strumień zawiesin $G_{O3} - G_{\max}$ musi być unoszony z odpływem o średnim stężeniu $x_e = (G_{O3} - G_{\max})A_{wt}/Q$. Jednocześnie zwiększa się wysokość warstwy limitującej, aż do całkowitego wypełnienia osadnika po odpowiednio długim czasie trwania przeciążenia. W sytuacji odwrotnej, tj. przejścia od warunków przeciążenia do stanu nieprzeciążenia ($G_O < G_L$), następuje jednoczesne obniżanie wysokości i stężenia osadu w warstwie limitującej. Jeżeli przejście od stanu przeciążenia (z występującą warstwą limitującą o stężeniu x_L) do stanu nieprzeciążenia ($G_{O1} < G_L$) następuje przez zmniejszenie natężenia dopływu (Q) i/lub stężenia zawiesin w dopływie (x_0), to wtedy maleje wysokość warstwy osadu z jednoczesnym zmniejszaniem stężenia w górnej jej części. Gdy takie zmniejszenie stężenia dojdzie wreszcie do stref warstwy limitującej w bliskim sąsiedztwie osadu zagęszczonego, wówczas następuje szybkie zmniejszenie stężenia osadu recyrkulowanego z x_R do nowej wartości ustalonej x_{R1} . Jeśli analogiczne przejście od stanu przeciążenia do nieprzeciążenia następuje na drodze zwiększenia Q_R do Q_{R2} (linia kropkowana na rys. 37b), to wstępnie następuje szybkie zmniejszenie stężenia osadu pobieranego z leja od x_R do wartości $x_{R2} = G_T(x_L)A_{wt}/Q_{R2}$ (przyjmując, przy liczeniu $G_T(x_L)$ ze wzoru (125), $u = Q_{R2}/A_{wt}$), a po zaniku warstwy limitującej dalsze zmniejszenie do $x_{R3} = G_{O2}A_{wt}/Q_{R2}$. W pracach [70, 92] przedstawiono wyniki badań potwierdzające powyższy opis działania osadnika przy zmieniających się obciążeniach. W literaturze przedmiotu nie ma opisu modelu osadnika, który uwzględniałby wszystkie wyżej przedstawione aspekty. Modele Tracy'ego i in. [156], Busby'ego i in. [31] oraz Tanthapanichakoona i in. [151] nie opisują pracy osadnika w warunkach długotrwałego przeciążenia jego funkcji zagęszczającej, a możliwość zaistnienia stanu załamania funkcji klarującej nie jest brana pod uwagę. To samo dotyczy modelu Dixona [57], który ponadto nie przewiduje szybkiego wstępnego zmniejszenia stężenia osadu recyrkulowanego do x_{R2} bezpośrednio po zlikwidowaniu stanu przeciążenia przez zwiększenie recyrkulacji do Q_{R2} (rys. 37b). Modele Attira i in. [15, 16] oraz Georga i in. [70] nie uwzględniają stanu załamania funkcji klarującej. Uwzględnienie takiej możliwości istotnie poszerzy zakres zastosowań modelu, pozwalając na analizę pracy oczyszczalni w warunkach przeciążenia.

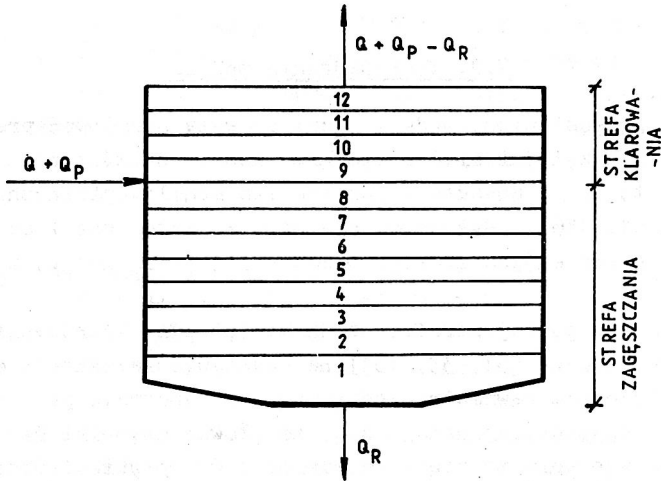
7.2. Wyprowadzenie modelu

Poniżej przedstawiono model, który pozwala symulować pracę osadnika wtórnego z uwzględnieniem wszystkich aspektów omówionych w rozdziale 7.1. Model ten jest ponadto rozszerzeniem modeli opisanych w pracach [31, 57, 70, 151, 156], gdyż umożliwia opis zagęszczania i sedymentacji w rozbiciu na poszczególne frakcje osadu ($x_s, x_I, x_{BH}, x_{BA}, x_p, x_{ND}, x_{min}$).

Klarowanie w górnej strefie osadnika (strefie klarowania, rys.36) jest zwykle modelowane [31, 33, 151] na podstawie zależności empirycznych między stężeniem zawiesin w odpływie i parametrami pracy osadnika [34, 36, 120]. Najczęściej uznaje się, że główne czynniki decydujące o skuteczności klarowania to stężenie zawiesin w dopływie i obciążenie hydrauliczne osadnika wtórnego (z uwzględnieniem recyrkulacji). W pracach [36, 71, 115] podano informacje wskazujące, że jakość odpływu zależy także od odległości warstwy zalegającego osadu od korony przelewów. Spostrzeżenie to jest przyczyną tendencji do projektowania głębokich osadników wtórnych [165]. Parker [115] opisując mechanizm usuwania zawiesin w osadniku wtórnym, stwierdza, że podczas opadania strefowego pewna część niesklączkowanych zawiesin (których udział w osadzie zależy od jego wieku) przedostaje się ze strefy sedymentującego osadu do cieczy nadosadowej. Zawiesiny te są bardzo drobne ($\leq 25 \mu m$) i pozbawione kontaktu z masą opadającego osadu (z którym mogłyby efektywnie flokulować) praktycznie w całości przedostają się do odpływu. Gdy w osadniku zalega gruba warstwa osadu (w wyniku np. przeciążenia funkcji zagęszczającej), ciecz płynąca do przelewu "zaczepia" o zalegający osad, porrywając do odpływu także zawiesiny sklączkowane, co znacznie pogarsza efekt sedymentacji. Stwierdzono [71], że efekt ten jest tym większy, im warstwa zalegającego osadu jest bliżej przelewów. Niestety, dotychczas nie ma dobranego modelu empirycznego uwzględniającego zależność efektu klarowania także od poziomu warstwy osadu. Jedynie w pracy Ghobriali [71] uwzględniono tę zależność, co doprowadziło do modyfikacji modelu Pflanza

$$x_e = \begin{cases} K_{pf} \frac{Q_o + Q_p}{A_{wt}} x_o, & \text{dla } H \leq H_{kr} \\ K'_{pf} \frac{Q_o + Q_p}{A_{wt}} x_o \left(\frac{H}{H_{kr}} \right), & \text{dla } H > H_{kr} \end{cases} \quad (127)$$

Dla wysokości warstwy osadu (H) mniejszych od wartości krytycznej (H_{kr}) obowiązuje zależność Pflanza, a dla $H > H_{kr}$ zależność zmodyfiko-



Rys. 38. Schemat podziału osadnika wtórnego
Fig. 38. Schematic of the secondary settling tank

wana. Niestety, Ghobrial [71] badał tę zależność tylko w osadniku laboratoryjnym o bardzo małych gabarytach, co mocno ogranicza jej praktyczne stosowanie. Dlatego autor zdecydował się korzystać z zależności Pflanza [120], przewidując dodatkowo w modelu komputerowym zastosowanie wzoru (127) w razie dysponowania wiarygodnymi wartościami K'_{pf} i H_{kr} .

Wzorując się na pracy [151], warunki mieszania w strefach klarowania i zagęszczania symulowano przez przyjęcie modeli komórkowych odpowiednio z czterema i ośmioma szeregowo połączonymi komorami (warstwami). Schematycznie podział ten zaznaczono na rysunku 38.

Bilanse zawieszin dla poszczególnych warstw (j) w strefie zagęszczania są następujące:

- dla $j = 8$

$$\frac{dx_8}{dt} = \frac{1}{V_8} [(Q + Q_p)x_p - (Q + Q_p - Q_R)x_E - G_{T,8}A_{wt} + G_{v,9}A_{wt}] \quad (128)$$

a po wprowadzeniu oznaczenia

$$G_o = [(Q + Q_p)x_o - (Q + Q_p - Q_R)x_E] / A_{wt} \quad (129)$$

$$\frac{dx_8}{dt} = \frac{1}{H_8} (G_o - G_{T,8} + G_{v,9}) \quad (130)$$

We wzorze tym $G_{v,9}$ oznacza dodatkowy strumień zawieszin sedimentujących z sąsiedniej warstwy w strefie klarowania, gdy tamże $x_9 > x_8$. Uwzględnia go się wtedy, gdy w wyniku załamania funkcji klarującej lub zagę-

szczającej wcześniej nagromadził się osad w strefie klarowania, a potem stan przeciążenia został zlikwidowany

- dla $j = 7, 6, \dots, 2$

$$\frac{dx_j}{dt} = \frac{1}{H_j} (G_{T,j+1} + G_{T,j}) \quad (131)$$

- dla $j = 1$

$$\frac{dx_1}{dt} = \frac{1}{H_1} (G_{T,2} + G_{u,1}) \quad (132)$$

Bilanse zawieszin dla poszczególnych warstw w strefie klarowania są następujące

- dla $j = 9$

$$\frac{dx_9}{dt} = \frac{1}{V_9} \left\{ (Q + Q_P - Q_R) (x_E - x_{9,E}) + (G_{v,10} - G_{v,9}) A_{wt} \right\} \quad (133)$$

- dla $j = 10, 11$

$$\frac{dx_j}{dt} = \frac{1}{V_j} \left\{ (Q + Q_P - Q_R) (x_{j-1,E} - x_{j,E}) + (G_{v,j+1} - G_{v,j}) A_{wt} \right\} \quad (134)$$

- dla $j = 12$

$$\frac{dx_{12}}{dt} = \frac{1}{V_{12}} \left\{ (Q + Q_P - Q_R) (x_{11,E} - x_{12}) - G_{v,12} A_{wt} \right\} \quad (135)$$

W powyższych wzorach iloczyn $(Q + Q_P - Q_R)x_E$ oznacza ładunek zawieszin, które nie przedostają się do strefy zagęszczania. Jeżeli osadnik nie jest przeciążony, $x_E = x_e$ (wg (127)). Gdy nastąpi załamanie funkcji klarującej, wtedy po zastosowaniu oznaczeń jak na rys. 32

$$(Q + Q_P - Q_R)x_E = (Q + Q_P)x_0 - G_{max} A_{wt} \quad (136)$$

Jeśli trwa stan załamania funkcji zagęszczającej i jednocześnie warstwa limitująca wypełnia już całą strefę zagęszczania (tzn. $x_B = x_L$), to

$$(Q + Q_P - Q_R)x_E = (Q + Q_P)x_0 - G_L A_{wt} \quad (137)$$

Czynnik $(Q + Q_P - Q_R)x_{j,E}$ oznacza ładunek zawieszin w odpływie z j-tej warstwy w strefie klarowania. Jeżeli osadnik jest nie przeciążony, to $x_{j,E} = x_j$, a jeśli jednocześnie $x_j > x_e$, to $x_{j,E} = x_e$. Gdy osadnik jest przeciążony i zawiesziny gromadzą się już w strefie klarowania, wtedy:

- jeżeli nastąpiło załamanie funkcji klarującej, a warstwa limitująca jest jeszcze poniżej j-tego poziomu ($x_j < x_L$), to

$$(Q + Q_P - Q_R)x_{jE} = (Q + Q_P)x_0 - G_{\max} A_{wt} \quad (138)$$

- jeżeli warstwa limitująca osiągnęła już poziom j-tej warstwy ($x_j = x_L$), to

$$(Q + Q_P - Q_R)x_{j,E} = (Q + Q_P)x_0 - G_L A_{wt}. \quad (139)$$

W ten sposób można modelować podnoszenie się poziomu osadu w osadniku i masowy zrzut zawieszin przy długotrwałym jego przeciążeniu.

Składniki $G_{V,j}$ w powyższych wzorach oznaczają dodatkowe strumienie zawieszin sedymentujących ze strefy klarowania, gdy w wyniku przeciążenia funkcji klarującej lub zagęszczającej nastąpiło w niej nagromadzenie osadu, a następnie stan przeciążenia został zlikwidowany. Wartości $G_{V,j}$ są zerowe, gdy osad zgromadzony w osadniku nie sięga poziomu j-tej warstwy lub gdy funkcja klarująca jest przeciążona. Analogicznie jest, gdy trwa stan przeciążenia funkcji zagęszczającej, a warstwa limitująca sięga j-tego poziomu.

Strumienie charakterystyczne G_L i G_{\max} oraz stężenie limitujące x_L są wyznaczone przy każdej zmianie recyrkulacji Q_R . Wartości te określa się na drodze numerycznego znajdowania odpowiednio minimum (G_L) i maksimum (G_{\max}) i funkcji G_T opisanej wzorem (125). Przyjmuje się, że stężenie osadu w warstwie wyższej nie może być większe niż w niższej [15]. Dlatego gdy po wykonaniu kolejnego kroku całkowania uzyskuje się taki stan, jest on likwidowany przez uśrednienie stężeń w sąsiednich warstwach.

Uwzględnienie faktu, że osad czynny składa się z różnych frakcji ($i = 8, 9, \dots, 14$ odpowiednio dla $x_8, x_9, x_{BH}, x_{BA}, x_P, x_{ND}, x_{\min}$) prowadzi do równań bilansowych odpowiadających kolejnym składowym (x) zawiesziny, dla których przyjęto oznaczenie $X_{i,j}$ ($j = 0, 1, 2, \dots, 12$ odpowiednio dla dopływu i kolejnych poziomów w osadniku (rys. 38)). W celu wyrażenia stężenia poszczególnych frakcji w $g \text{ sm/m}^3$ zastosowano odpowiednie współczynniki przeliczeniowe cz_i ($cz_8 = cz_9 = f_{cz}$, $cz_{10} = cz_{11} = cz_{12} = f_{CB}$, $cz_{13} = cz_{14} = 1$). Stężenie zawieszin w j-tej warstwie osadnika oznaczono

$$\bar{x}_j = \sum_{i=8}^{12} X_{i,j}/cz_i + X_{14,j}/cz_{14} \quad (140)$$

($j = 0$ odnosi się do stężenia w dopływie), natomiast udział w nim i-tej składowej określa wzór

$$f_{i,j} = X_{i,j}/\bar{x}_j \quad (141)$$

W wyrażeniach na G_0, G_T oraz G_V ze x_j należy podstawiać odpowiednie \bar{x}_j .

Równania bilansowe w poszczególnych warstwach mają postać:

- dla $j = 8$

$$\frac{dx_{i,8}}{dt} = \frac{1}{H_8} (G_{0,i,0} - G_{T,8}f_{i,8} + G_{v,9}f_{i,9}) \quad (142)$$

- dla $j = 7, 6, \dots, 2$

$$\frac{dx_{i,j}}{dt} = \frac{1}{H_j} (G_{T,j+1}f_{i,j+1} - G_{T,j}f_{i,j}) \quad (143)$$

- dla $j = 1$

$$\frac{dx_{i,1}}{dt} = \frac{1}{H_1} (G_{T,2}f_{i,2} - G_{u,1}f_{i,1}) \quad (144)$$

a w strefie klarowania:

- dla $j = 9$

$$\frac{dx_{i,9}}{dt} = \frac{1}{V_9} \left\{ (Q + Q_P - Q_R)(x_{E,i,0} - x_{9,E}f_{i,9}) + (G_{v,10}f_{i,10} - G_{v,9}f_{i,9}) A_{wt} \right\} \quad (145)$$

- dla $j = 10, 11$

$$\frac{dx_{i,j}}{dt} = \frac{1}{V_j} \left\{ (Q + Q_P - Q_R)(x_{j-1,E}f_{i,j-1} - x_{j,E}f_{i,j}) + (G_{v,j+1}f_{i,j+1} - G_{v,j}f_{i,j}) A_{wt} \right\} \quad (146)$$

- dla $j = 12$

$$\frac{dx_{i,12}}{dt} = \frac{1}{V_{12}} \left\{ (Q + Q_P - Q_R)(x_{11,E}f_{i,11} - x_{i,12}) - G_{v,12}f_{i,12} A_{wt} \right\} \quad (147)$$

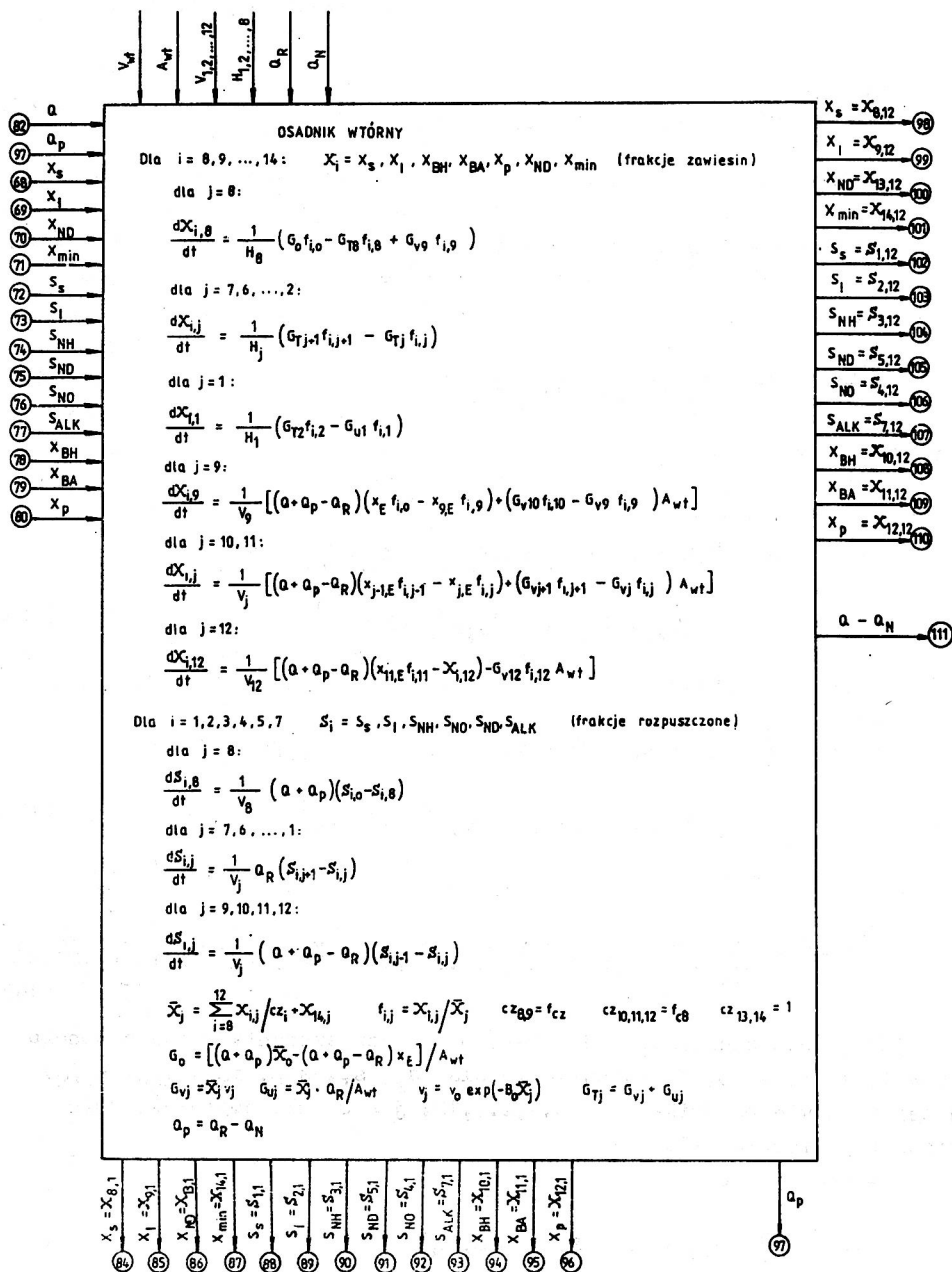
Przyjmując oznaczenie $S_{i,j}$ dla i -tego zanieczyszczenia rozpuszczonego ($i = 1, 2, 3, 4, 5, 7$ odpowiednio dla $s_s, s_I, s_{NH}, s_{NO}, s_{ND}, s_{ALK}$) w j -tej warstwie osadnika ($j = 0, 1, \dots, 12$; $j = 0$ dla dopływu), można napisać odpowiednie bilanse;

- dla $j = 8$

$$\frac{ds_{i,8}}{dt} = \frac{1}{V_8} (Q + Q_P) (S_{i,0} - S_{i,8}) \quad (148)$$

- dla $j = 7, 6, \dots, 1$

$$\frac{ds_{i,j}}{dt} = \frac{1}{V_j} Q_R (S_{i,j+1} - S_{i,j}) \quad (149)$$



Rys. 39. Diagram przepływu informacji w modelu osadnika wtórnego
 Fig. 39. Diagram of information flow in the secondary settling tank model

- dla $j = 9, 10, 11, 12$

$$\frac{dS_{i,j}}{dt} = \frac{1}{V_j} (Q + Q_P - Q_R) (S_{i,j-1} - S_{i,j}) \quad (150)$$

Na rysunku 39 przedstawiono diagram obrazujący przepływ informacji w modelu osadnika wtórnego. Związek numerów węzłów ze schematem technologicznym oczyszczalni pokazano na rys. 28b.

Rozwinięcie równań (142)-(150) dla $j = 1, 2, \dots, 12$ oraz wszystkich frakcji zanieczyszczeń (i) prowadzi do układu 156 równań różniczkowych zwyczajnych, który wraz z podanymi ograniczeniami stanowi model dynamiki osadnika wtórnego. Scałkowanie tego układu pozwala określić stężenia poszczególnych frakcji zanieczyszczeń w odpływie oraz recyrkulacie. To ostatnie pozwala sprząc model osadnika z modelem systemu komór osadu czynnego.

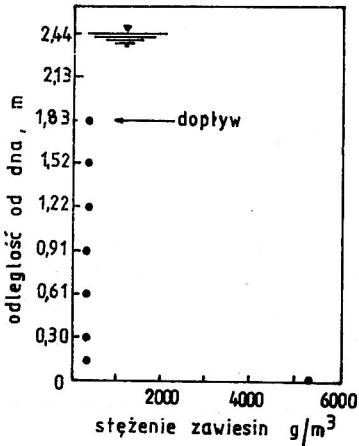
7.3. Wartości parametrów v_0 i B_0 dla zależności prędkości opadania od stężenia zawiesin osadu czynnego

Własności sedymentacyjne (których tradycyjną miarą jest indeks Mohlmana i jego zmodyfikowane wersje) zależą od składu ścieków oczyszczanych, parametrów fizykochemicznych w komorach osadu czynnego, parametrów technologicznych (głównie wieku osadu [27, 114]) i sposobu prowadzenia procesu. Rozbudowaną analizę tych zależności można znaleźć w pracy Chudoby [42]. Związek wymienionych czynników z własnościami sedymentacyjnymi osadu czynnego wynika głównie z ich wpływu na warunki wzrostu mikroorganizmów nitkowatych i nienitkowatych, konkurujących o wspólny substrat. Pionierskie prace Chudoby i in. [39, 40] pokazały, że sposób prowadzenia procesu (np. rodzaj reaktora) może decydować o wyniku tej konkurencji, a więc o udziale organizmów nitkowatych w biomacie. Oparta na tych obserwacjach koncepcja selektora [40] okazała się bardzo owocna, gdyż umożliwiła opracowanie prostych i skutecznych sposobów zapobiegania pęcznieniu osadu [42].

Własności sedymentacyjne powinny być określane laboratoryjnie. Sposób wyznaczania współczynników v_0 i B_0 do wzoru (126) opisany jest w literaturze [9, 87, 94, 160]. Dla typowych nienitkowatych miejskich osadów czynnych współczynniki te mają wartości odpowiednio około 170-190 m/d i 0,0003-0,0004 m³/g [51, 119, 125].

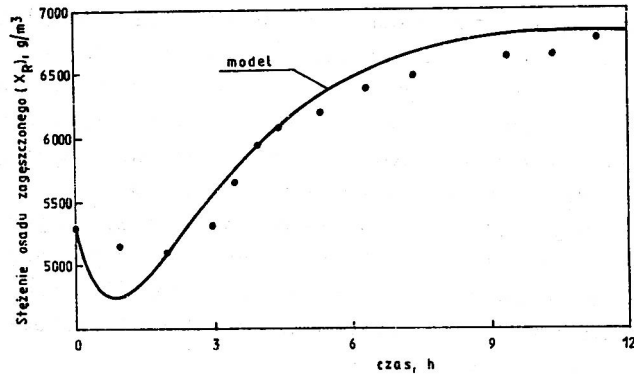
7.4. Weryfikacja modelu osadnika wtórnego

Zaproponowany model osadnika wtórnego zweryfikowano na podstawie dostępnych wyników badań zaczerpniętych z literatury. Na rysunkach 40 i



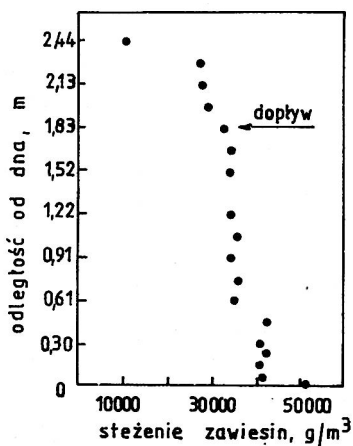
Rys. 40. Początkowy profil stężenia zawieszin w osadniku nieprzeciążonym
 Fig. 40. Initial profile of suspended solids concentration in an underloaded settling tank

41 przedstawiono odpowiednio profil stężenia zawieszin w osadniku nieprzeciążonym i odpowiedź tego osadnika na skokowe zwiększenie strumienia zawieszin w dopływie, wywołujące przeciążenie funkcji zagęszczającej [70]. Parametry pracy osadnika przed i po wymuszeniu podano w tabeli 6. Na rysunku 41 linią ciągłą zaznaczono wartości obliczone na podstawie modelu. Jak widać, uzyskano dobrą zgodność modelu z doświadczeniem. Na rysunku 43 pokazano odpowiedź osadnika przeciążonego (rys. 42), zasilanego zawieszinami węglanu wapniowego, na skokowe zwiększenie natężenia odpływu osadu zagęszczonego likwidujące stan przeciążenia [70] (tab.7). Także w tym przypadku zgodność jest dobra.

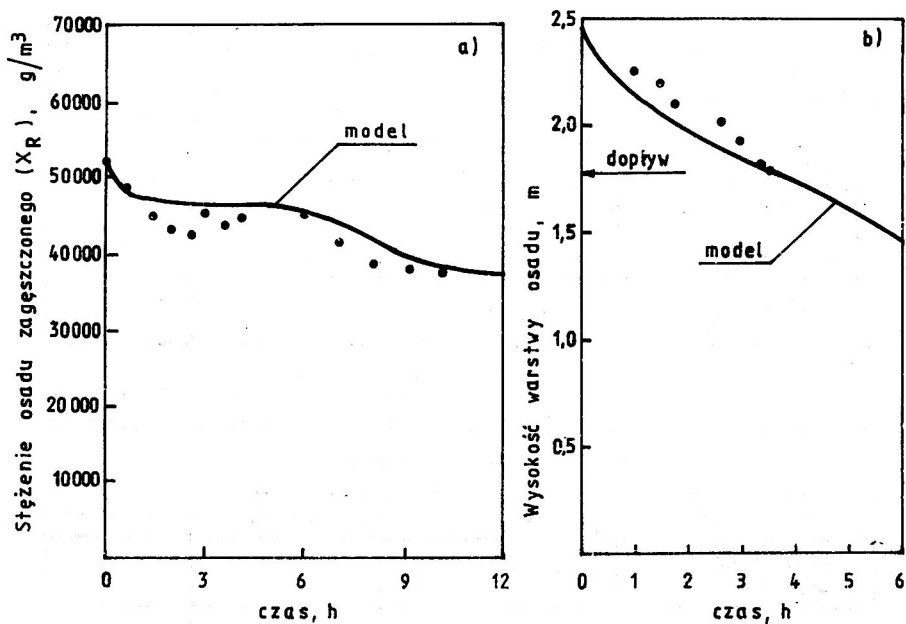


Rys. 41. Odpowiedź osadnika na skokowe zwiększenie strumienia zasilającego
 Fig. 41. Response of the settling tank to a stepwise increase of the feed flux

Aby zbadać zdolność modelu do przewidywania odpowiedzi osadnika na wymuszenie powodujące przeciążenie jego funkcji klarującej, posłużono się danymi doświadczalnymi Laquidara i in. [92], którzy badali osadnik zasilany zawieszinami wodorotlenku żelazowego. Porównanie przewidywań modelu z danymi eksperymentalnymi przedstawiono na rysunku 44, a



Rys. 42. Początkowy profil stężenia zawiesin w osadniku przeciążonym
 Fig. 42. Initial profile of suspended solids concentration in an overloaded settling tank



Rys. 43. Odpowiedź osadnika na skokowe zmniejszenie strumienia zasilającego: (a) zmiany stężenia osadu zagęszczonego, (b) zmiany wysokości warstwy osadu
 Fig. 43. Response of the settling tank to a stepwise decrease of the feed flux: thickened sludge concentration (a), sludge layer depth (b)

T a b e l a 6

Warunki pracy osadnika dla przejścia od stanu nieprzeciążenia do przeciążenia funkcji zagęszczającej

Parametr	Jednostka	Przed skokiem	Po skoku
Stężenie osadu w dopływie, x_o	$g\ sm/m^3$	1280	1435
Natężenie dopływu, Q	m^3/d	0,233	0,312
Strumień zasilający, G_o	$g\ sm/m^2d$	19820	29240
Odpływ z leja osadnika, Q_R	m^3/d	0,061	0,061

T a b e l a 7

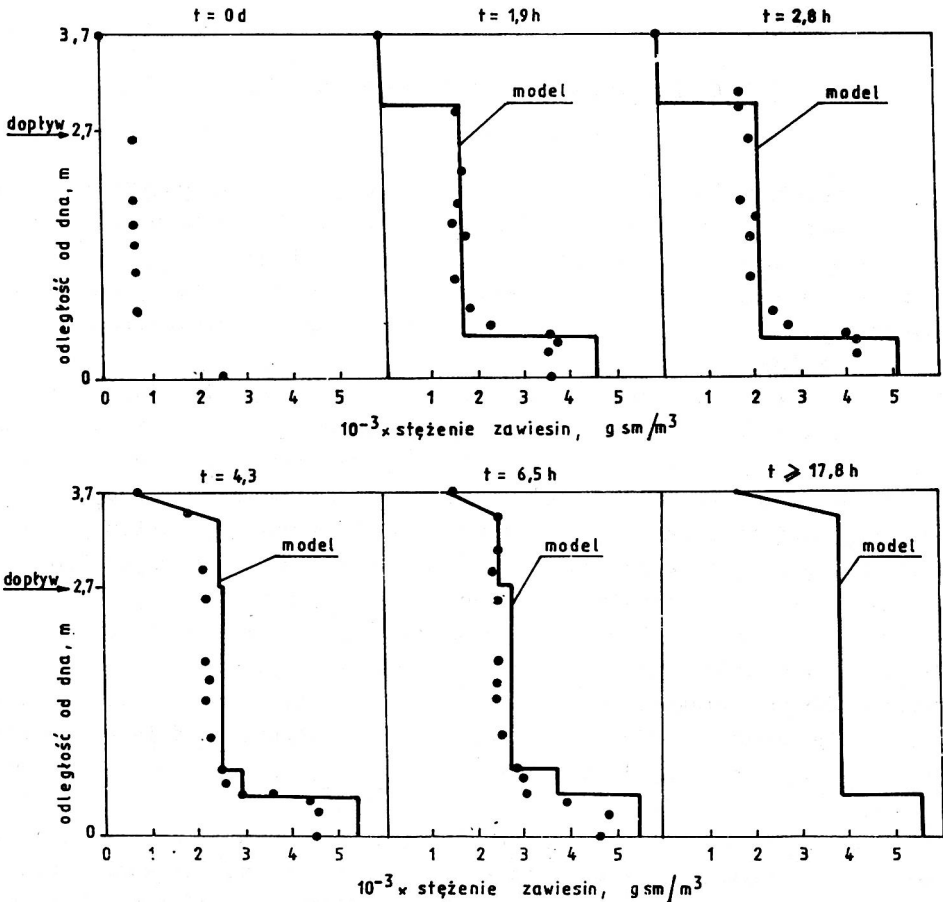
Warunki pracy osadnika dla przejścia od stanu przeciążenia funkcji zagęszczającej do nieprzeciążenia

Parametr	Jednostka	Przed skokiem	Po skoku
Stężenie osadu w dopływie, x_o	$g\ sm/m^3$	35180	35180
Natężenie dopływu, Q	m^3/d	0,220	0,220
Strumień zasilający, G_o	$g\ sm/m^2d$	504800	504800
Odpływ z leja osadnika, Q_R	m^3/d	0,122	0,205

T a b e l a 8

Warunki pracy osadnika dla przejścia od stanu nieprzeciążenia do przeciążenia funkcji klarującej

Parametr	Jednostka	Przed skokiem	Po skoku
Stężenie osadu w dopływie, x_o	$g\ sm/m^3$	2500	2500
Natężenie dopływu, Q	m^3/d	0,391	1,039
Strumień zasilający, G_o	$g\ sm/m^2d$	30163	80160
Odpływ z leja osadnika, Q_R	m^3/d	0,261	0,261



Rys. 44. Profile stężenia zawiesin w osadniku po skokowym zwiększeniu strumienia zasilającego, wywołującym przeciążenie funkcji klarującej Fig. 44. Profiles of suspended solids concentration in the settling tank after stepwise increase of the feed flux causing clarification overloading

parametry pracy osadnika w tabeli 8. Widzieć, że model dobrze oddaje zmiany profilu stężeń zawiesin z upływem czasu trwania przeciążenia. Szczególnie istotna jest zdolność modelu do odzwierciedlenia jednoczesnego wzrostu stężenia w warstwie osadu gromadzącego się w osadniku i wysokości tej warstwy. Dzięki temu model dokładnie przewidział, że po 4,3 h od rozpoczęcia przeciążenia szczyt warstwy gromadzącego się osadu osiągnie poziom korony przelewów i rozpocznie się masowy zrzut zawiesin (w ilości $G_0 - G_{\max}$) do odpływu.

8. SYSTEM KOMPUTEROWY SYMULACJI PRACY OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW Z OSADEM CZYNNYM

Przedstawione w poprzednich rozdziałach submodele obiektów oczyszczalni tworzą razem układ 252 równań różniczkowych zwyczajnych, będący modelem dynamiki procesów oczyszczania ścieków obejmującym wszystkie omówione zmienne stanu. Do rozwiązywania tego układu zastosowano metodę numeryczną Rungego-Kutty czwartego rzędu, ze zmienną długością kroku całkowania [89].

Opracowano zintegrowany interakcyjny system symulacyjny oczyszczalni ścieków, który może być użytkowany na mikrokomputerach, zgodnych ze standardem IBM PC, pod kontrolą systemu operacyjnego DOS. System ten nazywano skrótem WTPD (Wastewater Treatment Plant Dynamics). Program komputerowy jest napisany w języku Turbo Pascal, z wykorzystaniem procedur systemu rozwiązywania układów równań różniczkowych zwyczajnych CSSP [133]. System WTPD pozwala symulować pracę oczyszczalni z rysunku 2, w każdej konfiguracji z liczbą komór osadu czynnego nie większą niż 4. Ustalenie schematu technologicznego następuje przez przyjęcie objętości poszczególnych obiektów (wybór $V = 0$ oznacza brak danego urządzenia w układzie) oraz określenie sposobu rozdziału strumieni ścieków i osadu (nadanie odpowiednich wartości ułomkom a_1, b_1, c_1, d oraz przepływom Q_R, Q_C, Q_N, Q_W). Użytkownik systemu może ustalać parametry modelu oraz wybierać charakter zmian przepływu i stężeń ($ChZT, N_{og}$, zawiesiny) ścieków oczyszczanych, a także podział tych stężeń na poszczególne frakcje zanieczyszczeń. Możliwe jest nadawanie wejściom wartości stałych i zmiennych w czasie. W szczególności przewidziano możliwość generowania "sztucznych" wejść według wzoru (35), zarówno z uwzględnieniem szumu (x_t ze wzoru (36)), jak i bez ($x_t = 0$). Umożliwia to symulację pracy oczyszczalni przy wejściach możliwie bliskich rzeczywistym. Każdą z komór osadu czynnego można zadeklarować jako napowietrzaną lub nie, przyjmując odpowiednią moc (N_1) i ekonomię natleniania (E_1) zainstalowanych w niej urządzeń mieszających. W takim przypadku stężenia tlenu rozpuszczonego w poszczególnych komorach są wyliczane i zmieniają się wraz ze zmianami ładunków dopływających zanieczyszczeń. Przewidziano także opcję ze sterowaniem stężenia tlenu w poszczególnych komorach za pomocą zmian mocy urządzeń napowietrzających. W tym przypadku niezbędne jest określenie praktycznie dostępnego przedziału mocy (od minimum do maksimum) oraz liczby możliwych wartości dyskretnych w tym przedziale. Sterowanie odbywa się za pomocą regulatora PI [111] (występującego w systemie jako procedura), który badając odchyłkę aktualnego stężenia tlenu

od wartości zadanej, zmienia odpowiednio moc napowietrzania. W takim przypadku stężenie tlenu rozpuszczonego jest bliskie wartości zadanej (jeśli tylko niezbędna chwilowa moc napowietrzania nie leży poza określonym przedziałem wartości dopuszczalnych), a zużycie energii zmienia się wraz ze zmianami ładunków dopływających zanieczyszczeń.

Aby umożliwić oddzielenie analizy przemian zanieczyszczeń od wpływu na te przemiany pracy urządzeń napowietrzających przewidziano możliwość symulacji przy arbitralnie ustalonych stężeniach tlenu w komorach osadu czynnego. Wtedy ani stężenia tlenu, ani zainstalowane moce nie są przedmiotem obliczeń.

Przewidziano możliwość wyboru opcji z automatycznym utrzymywaniem wieku osadu. Wtedy natężenie Q_N jest programowo tak ustalane, żeby przy aktualnym stężeniu recyrkulatu usuwać osad (zawiesiny w niesklarowanym odpływie z osadnika wtórnego i osad nadmierny) w ilości dobowej równej $1/WO$ części osadu znajdującego się w układzie. Opcją alternatywną jest określanie wartości Q_N przez użytkownika systemu.

Gdy osadnik wtórny jest niedociążony, wówczas wpływ jego dynamiki na procesy biologiczne można do pewnego stopnia pominąć. W takiej sytuacji użytkownik systemu, chcący skupić się głównie na analizie przemian biegnących w komorach osadu czynnego, może wybrać opcję, w której osadnik wtórny jest traktowany upraszczająco, tylko jako punkt rozdziału strumieni.

Rozpoczęcie obliczeń jest poprzedzone wczytaniem wartości początkowych zmiennych stanu. Wszystkie parametry ustalane przez użytkownika mogą być składowane do plików dyskowych i odczytywane z nich, co pozwala na ich wielokrotne wykorzystanie z pominięciem pracochłonnego wczytywania z klawiatury.

Wyniki obliczeń są zapisywane do pliku dyskowego oraz przedstawiane w formie graficznej i tabelarycznej. Istnieje możliwość wielokrotnej prezentacji dowolnie wybranych wyników zapisanych w pliku. Jako wyniki należy rozumieć przebiegi czasowe:

- a) każdej ze zmiennych stanu (40 stężeń dla osadnika wstępnego, 56 dla komór osadu czynnego i 156 dla osadnika wtórnego),
- b) natężeń przepływu wszystkich strumieni ścieków i osadu oraz odpowiadających im stopni rozdziału na poszczególne komory osadu czynnego,
- c) stężeń wszystkich frakcji zanieczyszczeń w dopływie do oczyszczalni,
- d) stężeń wszystkich rozpuszczonych frakcji zanieczyszczeń ($s_s, s_I, s_{NO}, s_{NH}, s_{ND}, s_{ALK}$) oraz $ChZT, BZT_5, N_{org}, N_{og}$ (osobno w związkach rozpuszczonych, zawiesinie i łącznie), azotu całkowitego i zawiesin (w rozbięciu na mineralne, organiczne i ogólne) w:

- dopływie do oczyszczalni,
- odpływie z osadnika wstępnego,
- odpływie z osadnika wtórnego,
- odpływie z oczyszczalni.

e) ładunków chwilowych wszystkich zanieczyszczeń wymienionych w punkcie (d) w:

- dopływie do oczyszczalni,
- dopływie do osadnika wstępnego,
- odpływie z osadnika wstępnego,
- dopływie do części biologicznej,
- odpływie z osadnika wtórnego,
- odpływie z oczyszczalni,

f) scałkowanych ładunków wszystkich zanieczyszczeń wymienionych w punkcie (d), które od początku symulacji do danego czasu dopłynęły do i odpłynęły z oczyszczalni,

g) szybkości zużycia tlenu w każdej komorze osadu czynnego,

h) chwilowego zużycia tlenu oraz zużycia scałkowanego od początku symulacji do danego czasu:

- w każdej z komór osadu czynnego,
- we wszystkich komorach osadu łącznie,

i) łącznej chwilowej mocy mieszania we wszystkich komorach osadu czynnego,

j) scałkowanego łącznego zużycia energii we wszystkich komorach osadu czynnego,

k) stężenia osadu w każdej komorze i na poszczególnych wysokościach osadnika wtórnego,

l) stężenia osadu recyrkulowanego,

ł) masy osadu czynnego:

- w każdej komorze,
- łącznie we wszystkich komorach,
- w osadniku wtórnym,
- w całym układzie oczyszczania,

m) scałkowanego dopływu ścieków do oczyszczalni,

n) scałkowanej masy osadu nadmiernego odprowadzonego z układu.

Podczas symulacji obliczenia można zakończyć w każdym momencie.

Można je także przerwać, wprowadzić zmiany dowolnych parametrów podlegających wyborowi, po czym wznowić symulację od miejsca przerwania. Użytkownik ma możliwość wyboru kroku czasowego, z którym są zapisywane wyniki obliczeń, określenia żądanej dokładności obliczeń (całkowania numerycznego) oraz zmiany skali wykresów, na których są prezentowane wyniki. Przewidziano możliwość kopiowania zarówno danych wejściowych, jak

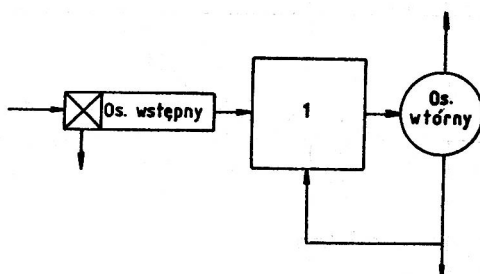
i wyników (w tym ich obrazu graficznego) na drukarkę. Wyniki mogą być dodatkowo składowane do standardowych plików tekstowych (ASCII), dzięki czemu można je łatwo wykorzystywać w innych pakietach oprogramowania mikrokomputerów.

Wersja systemu WTPD jest przejściowa i będzie podlegać zmianom doskonalącym komunikację z użytkownikiem. Celem jest ułatwienie korzystania z systemu przez osoby o różnym stopniu przygotowania. Ponadto zamierza się zoptymalizować procedury numeryczne rozwiązywania równań aby zwiększyć szybkość obliczeń.

9. PRZYKŁADY ZASTOSOWAŃ SYSTEMU KOMPUTEROWEGO WTPD

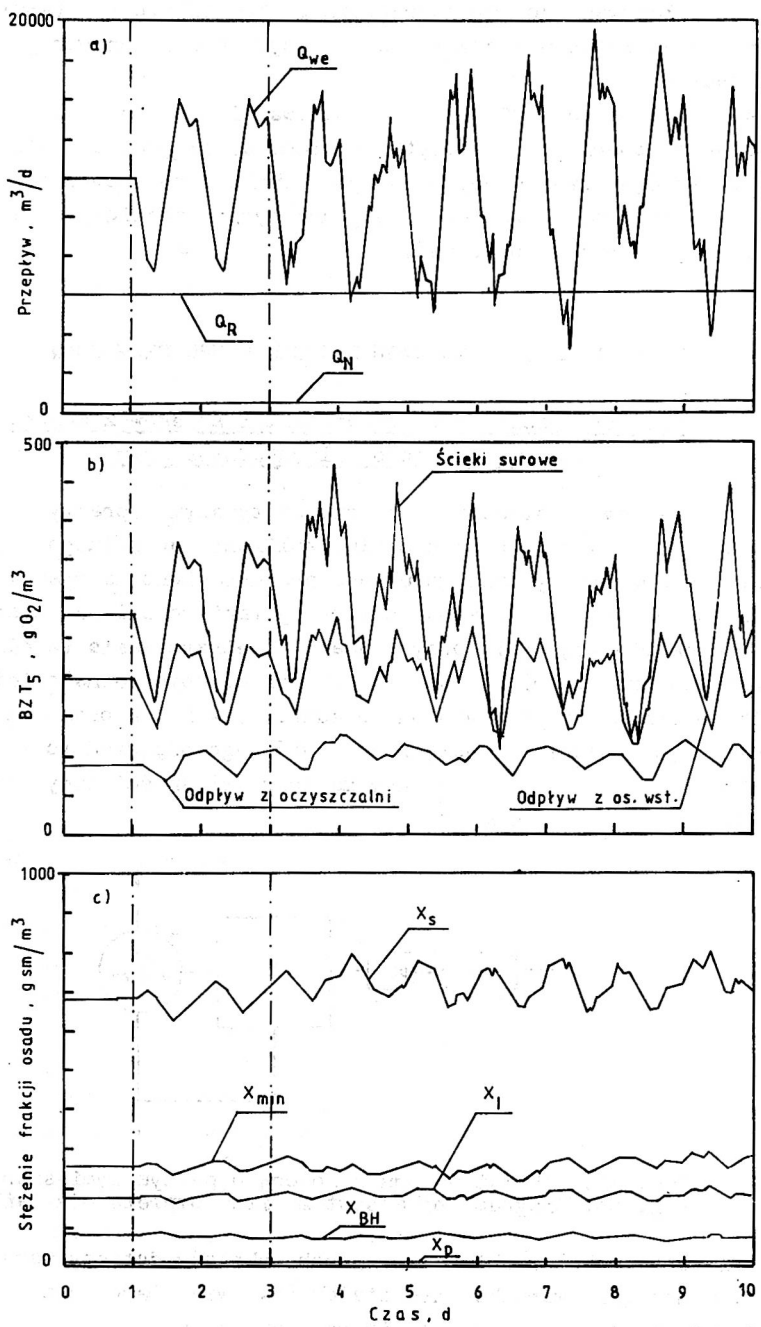
9.1. Symulacja pracy oczyszczalni ścieków z komorą osadu czynnego o pełnym wymieszaniu

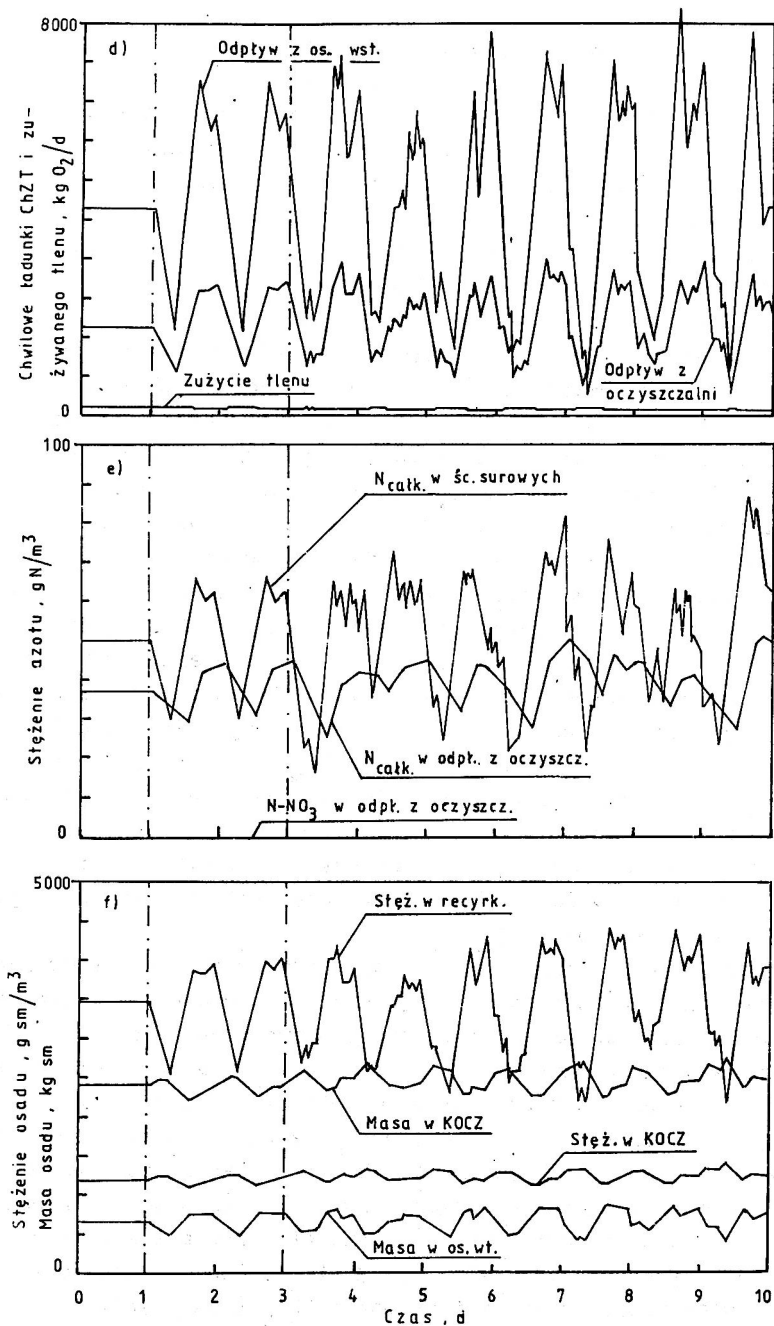
Najprostszym i stosunkowo często spotykanym w praktyce jest układ z komorą osadu czynnego o pełnym (lub zbliżonym do pełnego) wymieszaniu. Schemat technologiczny takiego układu przedstawiono na rysunku 45. Na rysunku 46 podano wyniki symulacji pracy takiego układu, zasilanego typowymi ściekami miejskimi, przy czasach przetrzymywania (w odniesieniu do przepływu średniego) w osadniku wstępnym, komorze napowietrzania i osadniku wtórnym wynoszących odpowiednio 2, 4 i 3 h oraz obciążeniach hydraulicznych osadników wstępnego i wtórnego odpowiednio 1,25 i 1 m³/m²h. Założono, że osad czynny ma dobre własności sedimentacyjne ($v_o = 170$ m/d, $B_o = 0,0004$ m³/g).



Rys. 45. Schemat układu z komorą o pełnym wymieszaniu
Fig. 45. Diagram of a system with complete mix tank

Pierwsza doba przebiegu kolejnych wykresów dotyczy warunków ustalonych, a następne warunków nieustalonych. Dwie pierwsze z nich odnoszą się do zasilania zmieniającego się regularnie w cyklu dobowym (wejścia



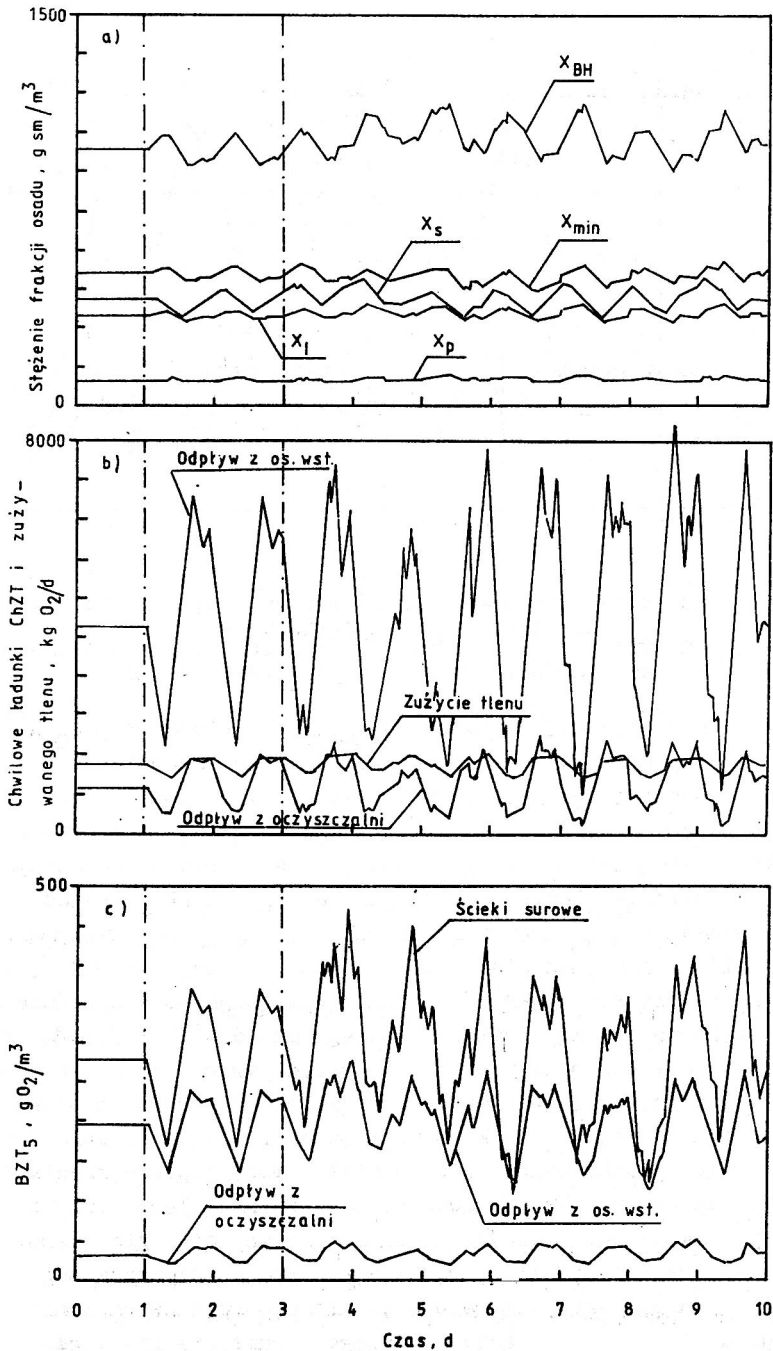


Rys. 46. Przebiegi wybranych parametrów dla $\text{WO} = 1,2 \text{ d}$
 (pełne wymieszanie)
 Fig. 46. Plots of selected parameters for $\text{WO} = 1,2 \text{ d}$
 (complete mix)

generowane według wzoru (35) z przyjęciem szumu $x_L = 0$), a dalsze do nieregularnych, sztucznie generowanych wejść (ze wzoru (35) z szumem określonym przez (36)). Na rysunku 46a pokazano przebiegi natężenia dopływu ścieków (Q_{we}), recyrkulacji z dna osadnika wtórnego (Q_R) i osadu nadmiernego (Q_N). Ten układ parametrów, w połączeniu z przyjętym stężeniem związków organicznych (rys. 46b), prowadzi do wieku osadu 1,2 d, co przy założonej temperaturze procesu (15 °C) uniemożliwia utrzymanie nitryfikantów w osadzie czynnym. Tak krótki wiek powoduje, że wyhodowany w oczyszczalni osad czynny tylko w niewielkim stopniu składa się z biomasy mikrobiologicznej (x_{BH}), a w większości z martwej materii organicznej (x_s, x_I, x_p), co uwidoczniło na rysunku 46c. Rozkładalna część tej masy (x_s) ma tak duży udział w osadzie, gdyż niewielka ilość mikroorganizmów (x_{BH}) nie jest w stanie rozkładać je szybciej. Dlatego głównym czynnikiem obniżki BZT₅ przez osad czynny (rys. 46b) jest usidlenie związków organicznych w strukturze kłaczków osadu czynnego. Utlenianie tych związków, wobec tak krótkiego wieku osadu, ma stosunkowo niewielki udział w ogólnym stopniu oczyszczania. Widać to wyraźnie na rysunku 46d, na którym przedstawiono przebiegi chwilowych ładunków ChZT w dopływie do i odpływie z części biologicznej oraz tlenu zużywanego w komorze napowietrzania. Na rysunku 46e zobrażowano usuwanie związków azotowych w procesach oczyszczania. Jak widać, w ściekach oczyszczonych nie ma azotanów, co jest skutkiem braku nitryfikantów (x_{BA}) w osadzie czynnym (rys. 46c). Wykresy na rysunku 46f ilustrują dynamiczny związek między komorą osadu czynnego i osadnikiem wtórnym. W okresach zwiększonego przepływu następuje przemieszczanie osadu z komory do osadnika wtórnego i zwiększenie stężenia osadu recyrkulowanego. Przy zmniejszeniu przepływu występuje zjawisko odwrotne [32].

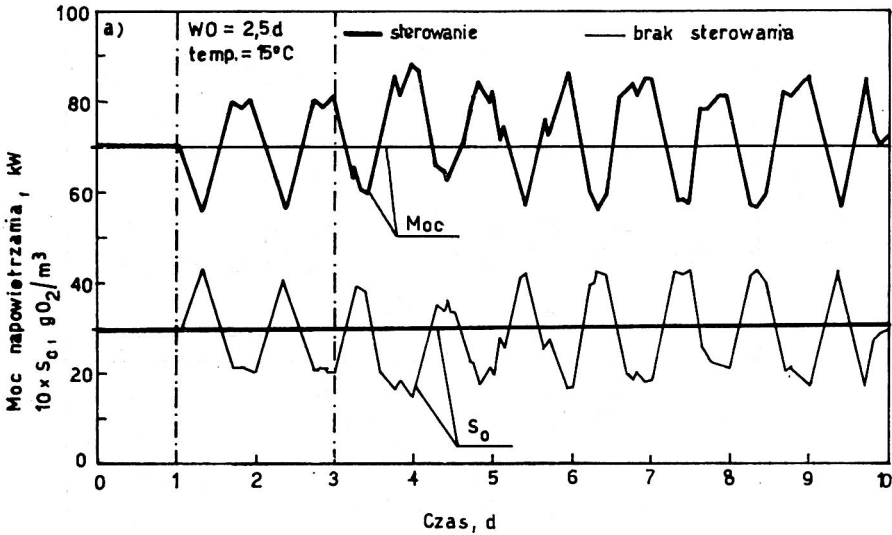
Odpowiednie zmniejszenie ilości odprowadzanego osadu nadmiernego (Q_N) prowadzi do zwiększenia stężenia osadu w komorze i wydłużenia wieku osadu. Jednocześnie zmienia się proporcja poszczególnych frakcji zawieszin w osadzie czynnym. Na rysunku 47a pokazano to dla wieku osadu 2,5 d. Z porównania z rysunkiem 46c widać, że, zgodnie z oczekiwaniami, nastąpił względny i bezwzględny wzrost stężenia heterotrofów (x_{BH}) oraz odpowiednie zmniejszenie x_s . Wynika to z radykalnego wzrostu intensywności utleniania związków organicznych, co znajduje swoje dalsze potwierdzenie w znacznym zwiększeniu szybkości zużycia tlenu (rys. 47b) w stosunku do szybkości, gdy $WO = 1,2$ d (rys. 46d). Skutkiem tego jest znaczne zwiększenie sprawności usuwania BZT₅ (rys. 47c).

Na rysunku 48 zilustrowano wykorzystanie opracowanego systemu do symulacji zmian stężenia tlenu rozpuszczonego w komorze napowietrzania. Przy stałej mocy napowietrzania stężenie tlenu rozpuszczonego zmienia się w rytm zmian ładunku dopływających związków organicznych. Stężenie



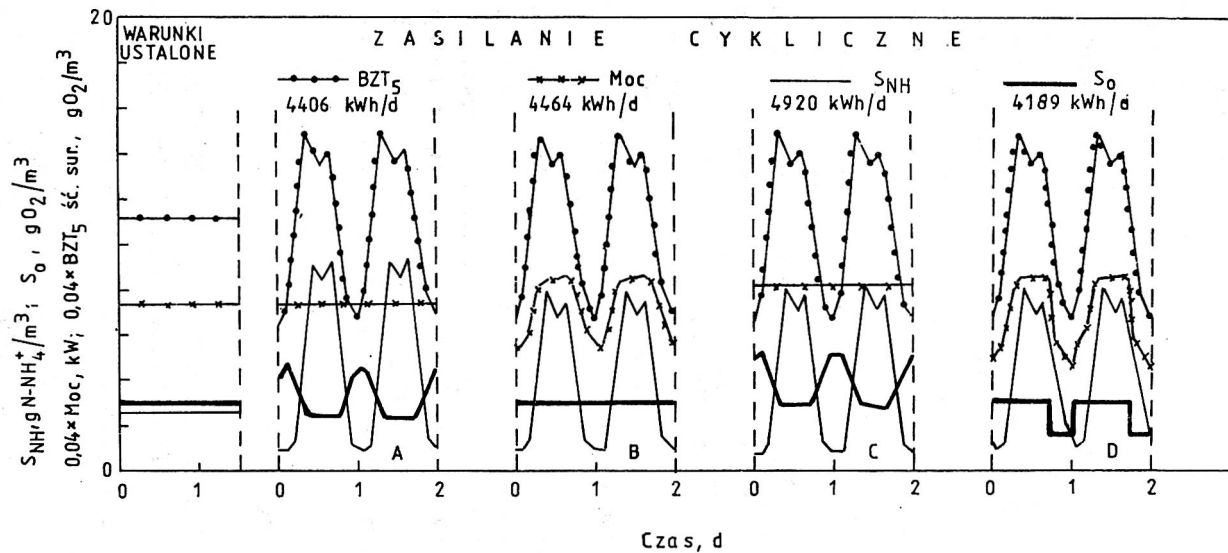
Rys. 47. Przebiegi wybranych parametrów dla $W_0 = 2,5$ d (pełne wymieszanie)

Fig. 47. Plots of selected parameters for $W_0 = 2.5$ d (complete mix)



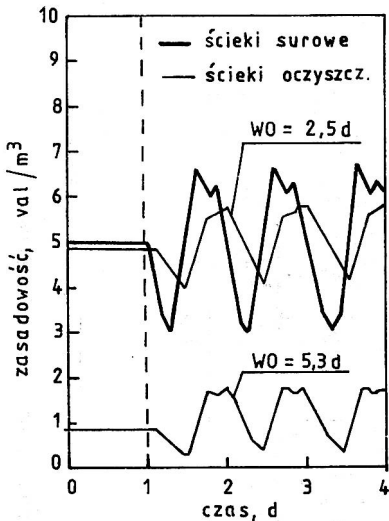
Rys. 48. Wpływ sterowania przez zmianę mocy napowietrzania na stężenie tlenu rozpuszczonego
 Fig. 48. Effect of control by aeration power adjustment on the concentration of dissolved oxygen

tlenu można stabilizować na założonym poziomie (tutaj $3 \text{ g O}_2/\text{m}^3$) przez zmianę mocy napowietrzania w sprzężeniu zwrotnym z pomiarem tegoż stężenia. W przedstawionym przykładzie przyjęto możliwość ciągłej zmiany mocy. Jak widać, niezbędna moc zmienia się, nadążając za zmianami ładunku dopływających związków organicznych, a stężenie tlenu utrzymuje się na zadanym poziomie. Scałkowane zużycie energii w obu wersjach napowietrzania okazało się praktycznie jednakowe. Gdyby bez sterowania chcieć nie dopuścić do zmniejszenia stężenia tlenu poniżej $3 \text{ g O}_2/\text{m}^3$, zużycie energii musiałyby być większe. Wyraźnie występuje to w układzie z nityfikacją. Wybrane aspekty analizy takiego układu ($WO = 5,3 \text{ d}$, $\text{temp.} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$) zilustrowano na rysunku 49. Przedstawiono na nim zmiany stężenia tlenu rozpuszczonego i azotu amonowego, przy różnych przebiegach mocy napowietrzania, w warunkach ustalonych i przy zasilaniu cyklicznym. Blok A tego rysunku odnosi się do stałej mocy napowietrzania 184 kW , która w warunkach ustalonych gwarantuje stężenie tlenu rozpuszczonego $3 \text{ g O}_2/\text{m}^3$. Jak widać, zachodzą cykliczne zmiany stężenia tlenu. Skoro szybkość nityfikacji zależy od stężenia tlenu rozpuszczonego (wzór (107)), to zmniejszenie się tego stężenia wywołuje zwiększenie stężenia amoniaku. Gdyby stężenie azotu amonowego w odpływie nie mogło przekraczać np. $8 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^3$, wtedy przy braku sterowania stężenia tlenu niezbędna moc napowietrzania powinna wynosić 205 kW (blok C na rys. 49).



Rys. 49. Zmiany stężenia tlenu rozpuszczonego i azotu amonowego w zależności od przebiegu mocy napowietrzania

Fig. 49. Dissolved oxygen and ammonia nitrogen concentrations under different aeration modes



Rys. 50. Zmiany zasadowości w układach z nitrifikacją i bez nitrifikacji

Fig. 50. Alkalinity in systems with and without nitrification

Analogiczny efekt nitrifikacji można by uzyskać, sterując stężeniem tlenu przez zmiany mocy napowietrzania (blok B na rys. 49). W takim przypadku dobowe zużycie energii będzie wynosić 4464 kWh, w porównaniu z 4920 kWh przy braku sterowania. Zatem oszczędność energii może wynosić około 10%.

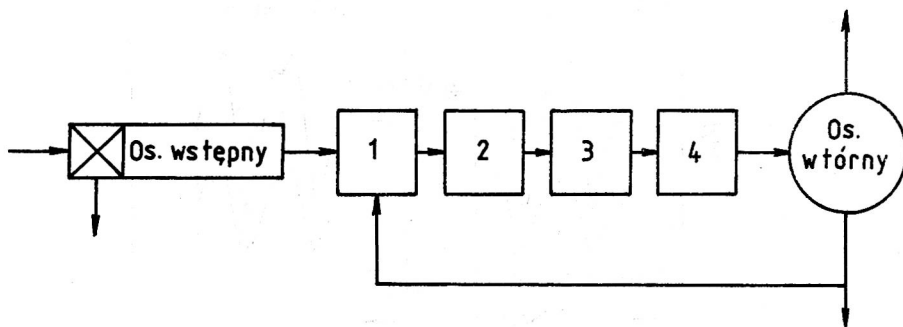
W czasie zmniejszonego dopływu ładunku N_{og} niezbędna szybkość nitrifikacji jest mniejsza i może być uzyskana przy niższym stężeniu tlenu rozpuszczonego. W takich okresach można zatem zmniejszyć zadane w układzie sterowania stężenie tlenu, co pozwoli uzyskać dalszą oszczędność energii. Na rysunku 49 (blok D) pokazano, że zmniejszenie zadanego stężenia tle-

nu rozpuszczonego w godzinach nocnych (1^{00} - 9^{00}) do $1,5 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ nie spowodowało pogorszenia efektów nitrifikacji, a przyniosło dalszą oszczędność energii.

W układach z nitrifikacją następuje duże zużycie zasadowości. Gdy zmniejszy się ona poniżej $1 \text{ val}/\text{m}^3$, wówczas odczyn pH ścieków staje się niestabilny i może się znacznie obniżyć. W takiej sytuacji należy korygować zasadowość przez dawkowanie np. wapna. Na rysunku 50 pokazano przebiegi zasadowości przy wieku osadu 2,5 oraz 5,3 d. W pierwszym przypadku nie ma niebezpieczeństwa znacznego spadku pH. W drugim natomiast, ze względu na biegnącą nitrifikację, zasadowość zmniejsza się okresowo poniżej akceptowanego minimum. Wykres na rysunku 50 pozwala oszacować niezbędną dawkę wapna.

9.2. Symulacja pracy oczyszczalni ścieków z czterema szeregowo połączonymi komorami osadu czynnego

Cztery szeregowo połączone komory można potraktować jako przybliżenie komory o przepływie tłokowym. Schemat takiego układu przedstawiono na rysunku 51. Symulowano pracę układu o wieku osadu 2,5 d, w temp. $15 \text{ }^\circ\text{C}$, przy ciągłym sterowaniu stężenia tlenu w każdej komorze na poziomie $3 \text{ g O}_2/\text{m}^3$. Na rysunku 52 zilustrowano wybrane wyniki i porównano



Rys. 51. Schemat układu z systemem komór o przepływie zbliżonym do tłokowego

Fig. 51. Diagram of semi plug flow system

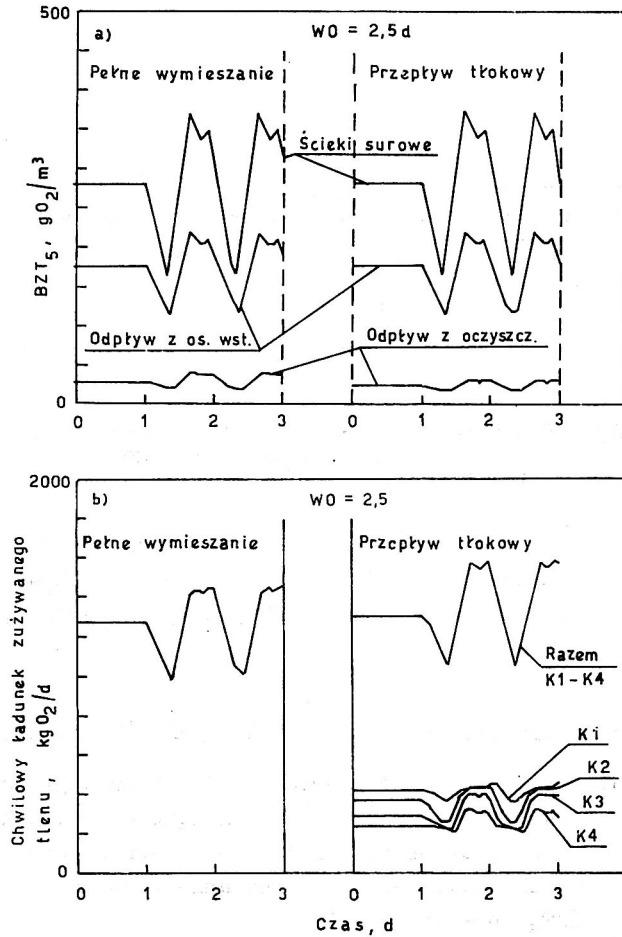
je z analogicznymi dla układu o pełnym wymieszaniu. Jak widać, układ o przepływie tłokowym daje BZT_5 o trochę mniejszych wartościach średniej i wariancji. Większa obniżka BZT_5 znajduje swój wyraz w wyższym zużyciu tlenu.

9.3. Symulacja pracy układu ze stabilizacją kontaktową

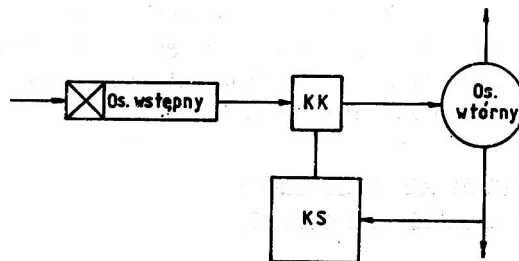
Schemat układu pokazano na rysunku 53. Symulacji dokonano dla wieku osadu 5,3 d, w temperaturze 20 °C. Przyjęto objętość komory kontaktowej 500 m³, a komory stabilizacji 1500 m³. Wybrane wyniki porównano z uzyskanymi dla układu o pełnym wymieszaniu (rys. 54). Pod względem zmniejszenia BZT_5 oba zbadane tu układy są praktycznie równoważne. Pewne zmniejszenie BZT_5 odpływu z układu stabilizacji kontaktowej wynika z mniejszej zawartości zawiesin w odpływie z osadnika wtórnego. Jest to wynikiem mniejszego stężenia osadu w dopływie do osadnika, bo stężenie osadu w komorze kontaktowej jest mniejsze od takiego w komorze układu o pełnym wymieszaniu. W układzie stabilizacji kontaktowej stopień nitryfikacji jest znacznie niższy (rys. 54c), gdyż czas reakcji w komorze kontaktowej jest krótki. Mniejsza ilość nitryfikowanego amoniaku decyduje z kolei o mniejszym zużyciu tlenu (rys. 54b).

9.4. Wybór strategii sterowania systemu napowietrzania z uwzględnieniem losowych zmian ładunków zanieczyszczeń

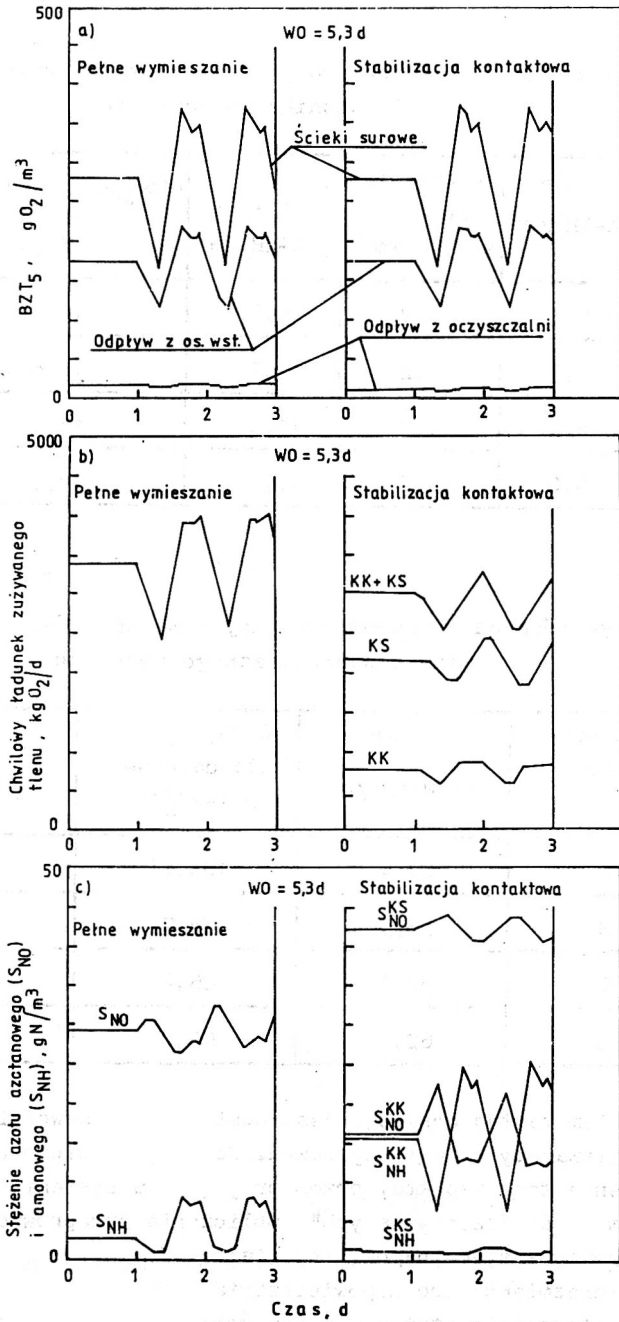
Dyskusja przeprowadzona w rozdziale 9.1 wskazuje na możliwość oszczędności energii dzięki sterowaniu stężenia tlenu rozpuszczonego.



Rys. 52. Porównanie wybranych parametrów dla układów o przepływie tłokowym i pełnym wymieszaniu przy $W_0 = 2,5$ d
 Fig. 52. Comparison of selected parameters for plug flow and complete mix systems at $W_0 = 2,5$ d



Rys. 53. Schemat układu ze stabilizacją kontaktową
 Fig. 53. Diagram of a contact stabilization system



Rys. 54. Porównanie wybranych parametrów dla układów ze stabilizacją kontaktową i o pełnym wymieszaniu przy $WO = 5,3 d$

Fig. 54. Comparison of selected parameters for contact stabilization and complete mix systems at $WO = 5.3 d$

Wpływ różnych sposobów pracy systemu napowietrzania na stężenie amoniaku w odpływie

Sposób pracy	Średnia g N-NH ₄ ⁺ /m ³	Odchylenie standardowe g N-NH ₄ ⁺ /m ³	S _{NH(0,05)} g N-NH ₄ ⁺ /m ³	P(S _{NH} >8 g N-NH ₄ ⁺ /m ³) %	Zużycie energii kWh/10 d
A	5,3	5,8	15,4	18,3	44060
B	4,4	4,2	12,0	12,8	43648
C	4,4	4,7	12,6	13,1	49200
D	5,0	4,0	12,4	14,3	40969

T a b e l a 10

Wpływ różnych sposobów pracy systemu napowietrzania na ładunek odprowadzanego amoniaku

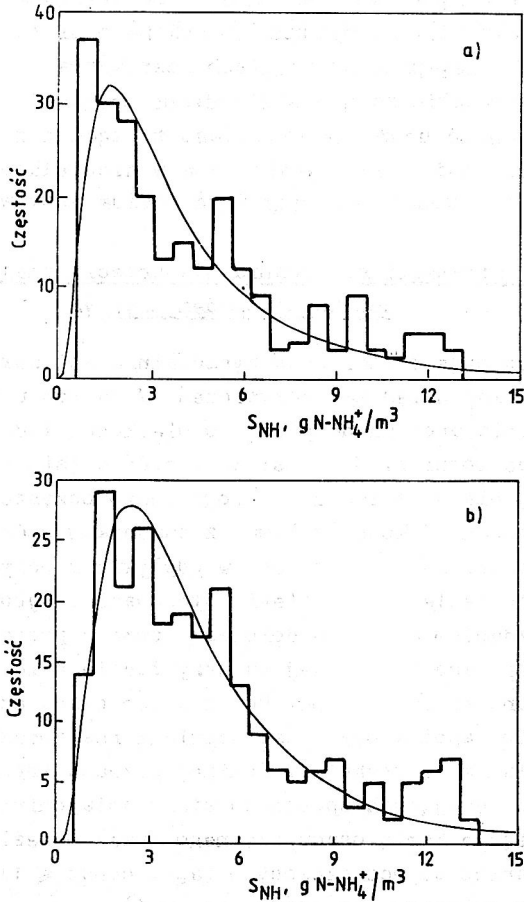
Sposób pracy	Średnia kg N-NH ₄ ⁺ /d	Odchylenie standardowe kg N-NH ₄ ⁺ /d	L _{NH(0,05)} kg N-NH ₄ ⁺ /d
A	69,4	103,1	228,7
B	58,5	78,7	185,8
C	58,2	86,4	192,0
D	62,7	69,0	182,4

Niedostatkim tamtej dyskusji jest pominięcie losowości w zmianach ładunków dopływających zanieczyszczeń. Poniżej omówiono wyniki uzyskane po uwzględnieniu tego aspektu, przez przyjęcie w systemie WTPD opcji z generowaniem wejść "rzeczywistych". Obliczenia przeprowadzono dla czterech sposobów pracy systemu napowietrzania:

- A - niezmienna moc napowietrzania, 184 kW,
- B - sterowanie stężenia tlenu rozpuszczonego na poziomie 3 g O₂/m³,
- C - niezmienna moc napowietrzania, 205 kW,

D - sterowanie stężenia tlenu rozpuszczonego na poziomie $3 \text{ g O}_2/\text{m}^3$, w godzinach $9^{00} - 24^{00}$ i $24^{00} - 1^{00}$ oraz $1,5 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ w godzinach $1^{00} - 9^{00}$,

będących odpowiednikami bloków A-D z rysunku 49. W tabelach 9 i 10 zebrano wyniki analizy statystycznej uzyskane z symulacji dziesięciodobowej pracy oczyszczalni. Jak widać, utrzymanie stężenia tlenu na poziomie $3 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ (sposób B) daje niskie stężenie średnie amoniaku ($4,5 \text{ g/m}^3$) i stosunkowo małą jego wariancję. Zapewnia to stężenie $S_{\text{NH}}(0,05)$ (tj. ta-



Rys. 55. Histogramy stężeń azotu amonowego w odpływie, przy różnych strategiach sterowania stężenia tlenu: a - strategia B, b - strategia D

Fig. 55. Histograms of effluent ammonia nitrogen concentrations at various strategies of oxygen concentration control: a - strategy B, b - strategy D

kie, którego wartość jest przekraczana tylko z prawdopodobieństwem 5%) równe 12 g/m^3 . Są to efekty lepsze niż przy braku sterowania (A i C), a uzyskuje się je przy mniejszym zużyciu energii. Także prawdopodobieństwo przekroczenia stężenia $S_{\text{NH}} = 8 \text{ g/m}^3$, które przyjęto w rozdziale 5.1 jako graniczne, jest tutaj najmniejsze i wynosi 12,8%. Symulacja sterowania ze zmiennym zadaniem poziomem stężenia tlenu (sposób D), bez uwzględnienia losowości wejść, wskazywała na możliwość dalszej oszczędności energii w stosunku do sposobu B. Wniosek ten potwierdza się też tutaj, jednakże oszczędność tę uzyskuje się także kosztem pewnego pogorszenia efektów nitrifikacji, w tym zwiększenia średniego ładunku zrzucałego do odbiornika (tabela 10). Na rysunku 55 pokazano histogramy stężeń azotu amonowego w odpływie, przy strategiach sterowania C i D.

Należy podkreślić, że nie stwierdzono wpływu badanych strategii sterowania na sprawność usuwania BZT_5 . Jest to zgodne z oczekiwaniami, gdyż szybkość usuwania związków organicznych w niewielkim stopniu zależy od stężenia tlenu rozpuszczonego, gdy jego poziom jest wyższy od $1 \text{ g O}_2/\text{m}^3$.

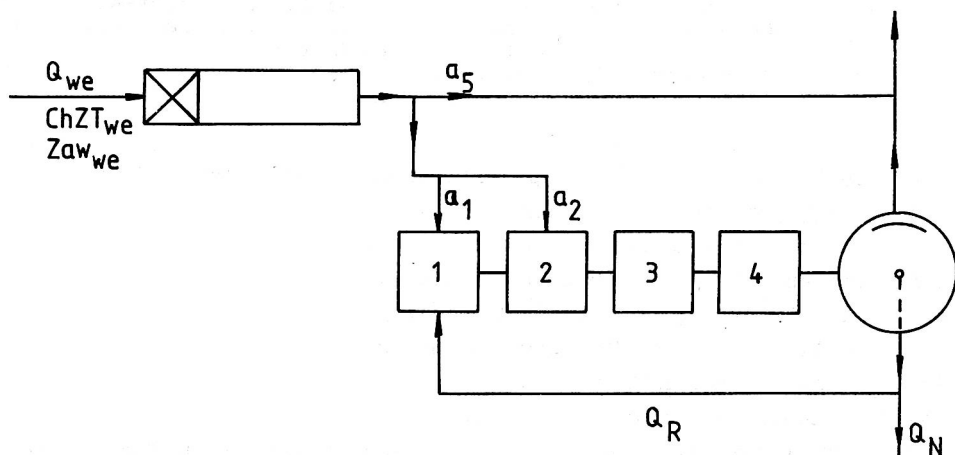
9.5. Wybór strategii sterowania dla przeciążonej oczyszczalni ścieków z osadem czynnym

Stosunkowo często starsze oczyszczalnie ścieków są przeciążone hydraulicznie i ładunkiem zanieczyszczeń. W takich przypadkach wybór sposobu sterowania procesu decyduje o wielkości ładunku zanieczyszczeń w odpływie do odbiornika. Najprostszą i dość częstą praktyką eksploatacyjną jest omijanie urządzeń do biologicznego oczyszczania ścieków, aby uzyskać projektowaną jakość odpływu z osadników wtórnych. Ze względu na wielkość ładunku zanieczyszczeń w odpływie z oczyszczalni niekiedy jest to najlepsza strategia sterowania. Wyboru właściwej strategii można - zdaniem autora - dokonać z pomocą przedstawionego systemu WTPD. Zilustrowano to poniżej na przykładzie obiektu, którego schemat przedstawiono na rysunku 56. Układ komór osadu czynnego jest przybliżeniem często spotykanego rozwiązania z reaktorem o przepływie tłokowym, zasilanym na długości. Poniżej przeanalizowano efekty pracy obiektu przy następujących sposobach sterowania ominięciem:

- A - ominięcie komór osadu czynnego przez określoną część ścieków mechanicznie oczyszczonych ($a_5 = \text{const} \leq 1$), przy dopływie tylko do pierwszej komory ($a_1 = 1$),
- B - ominięcie komór osadu czynnego przez nadmiar ścieków mechanicznie oczyszczonych powyżej określonej wartości granicznej, Q_{gr} (gdy $Q_{\text{we}} \leq Q_{\text{gr}}$, wtedy $a_5 = 0$, natomiast gdy $Q_{\text{we}} > Q_{\text{gr}}$), wtedy $a_5 = 1 - Q_{\text{gr}}/Q_{\text{we}}$), przy dopływie tylko do pierwszej komory ($a_1 = 1$),

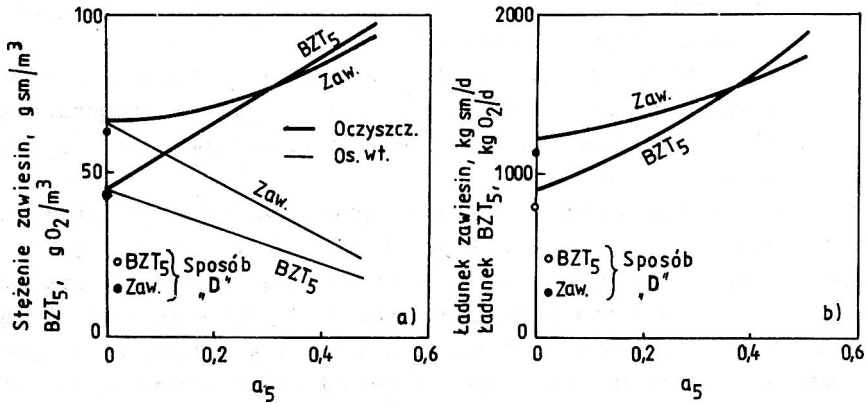
- C - brak omińnięcia komór osadu czynnego ($a_5 = 0$), przy dopływie tylko do pierwszej komory ($a_1 = 1$),
- D - brak omińnięcia komór osadu czynnego ($a_5 = 0$), przy dopływie ścieków do pierwszej komory ($a_1 = 1$) w czasie zwiększonego dopływu zanieczyszczeń ($14^{00} - 2^{00}$), a do komory drugiej ($a_2 = 1$) w godzinach $2^{00} - 14^{00}$.

W każdym z wyszczególnionych przypadków przeprowadzono symulacje przy różnych wiekach osadu (ustalanych przez wybór Q_N), a więc przy różnych jego stężeniach w komorach napowietrzania. Zwiększenie stężenia osadu z jednej strony zwiększa stopień mineralizacji zanieczyszczeń (rozpuszczonych i uwiecznionych w strukturze kłaczków), a z drugiej wywołuje pogorszenie efektów pracy osadnika wtórnego i zwiększenie stężenia zawie-



Rys. 56. Schemat układu do przykładu z wyborem strategii sterowania dla przeciążonej oczyszczalni ścieków (osadnik wstępny: $V_{wst} = 1000 \text{ m}^3$; komory napowietrzania: $V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 500 \text{ m}^3$; osadnik wtórny: $V_{wt} = 1500 \text{ m}^3$, $A_{wt} = 500 \text{ m}^2$; ścieki: $Q_{we}^{sr} = 750 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{we}^{max} = 1000 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{we}^{min} = 450 \text{ m}^3/\text{h}$, $ChZT_{we}^{sr} = 500 \text{ g O}_2/\text{m}^3$, $ChZT_{we}^{max} = 665 \text{ g O}_2/\text{m}^3$, $ChZT_{we}^{min} = 300 \text{ g O}_2/\text{m}^3$, $Zaw_{we}^{sr} = 250 \text{ g sm}/\text{m}^3$, $Zaw_{we}^{max} = 333 \text{ g sm}/\text{m}^3$, $Zaw_{we}^{min} = 150 \text{ g sm}/\text{m}^3$; $Q_R = 250 \text{ m}^3/\text{h}$)

Fig. 56. Schematic for the example with the choice of the control strategy for an overloaded wastewater treatment plant (primary settling tank: $V_{wst} = 1000 \text{ m}^3$; aeration tanks: $V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 500 \text{ m}^3$; secondary settling tank: $V_{wt} = 1500 \text{ m}^3$, $A_{wt} = 500 \text{ m}^2$; wastewater: $Q_{we}^{sr} = 750 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{we}^{max} = 1000 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{we}^{min} = 450 \text{ m}^3/\text{h}$, $COD_{we}^{sr} = 500 \text{ g O}_2/\text{m}^3$, $COD_{we}^{max} = 665 \text{ g O}_2/\text{m}^3$, $COD_{we}^{min} = 300 \text{ g O}_2/\text{m}^3$, $SS_{we}^{sr} = 250 \text{ g sm}/\text{m}^3$, $SS_{we}^{max} = 333 \text{ g sm}/\text{m}^3$, $SS_{we}^{min} = 150 \text{ g sm}/\text{m}^3$, $Q_R = 250 \text{ m}^3/\text{h}$)



Rys. 57. Zależność efektów oczyszczania od stopnia omińnięcia, przy optymalnych wiekach osadu w układzie A: (a) - stężenia, (b) - ładunki dobowe w odpływie

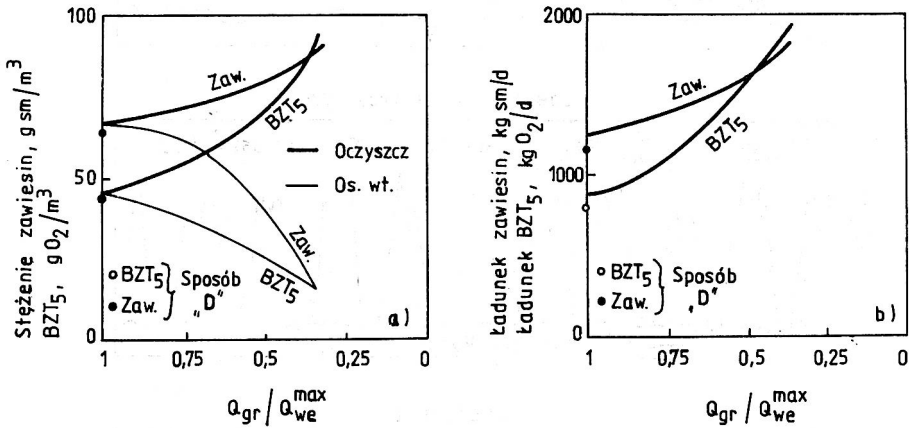
Fig. 57. Treatment efficiency versus degree of bypass at optimum sludge age in system A: concentrations (a); effluent daily loads (b)

sin w odpływie. Przy pewnym (optymalnym) wieku osadu uzyskuje się zatem największą sprawność oczyszczania. Przeprowadzone symulacje potwierdziły to rozumowanie. Na rysunku 57a przedstawiono zależności średnich stężeń zawiesin i BZT₅ w odpływach z osadnika wtórnego i całej oczyszczalni od stopnia omińnięcia osadu czynnego (a_5), przy sterowaniu omińnięciem w sposób A. Na rysunku 57b pokazano analogiczną zależność dla dobowych ładunków zawiesin i BZT₅ odpływających z oczyszczalni. Z wykresów wynika, że dążenie do utrzymania niskich stężeń w odpływie z osadnika wtórnego (BZT₅ i zawiesiny rzędu 25 g/m^3) wymaga dużego omińnięcia (a_5 rzędu 0,4), co doprowadza do znacznego zwiększenia ładunków zanieczyszczeń odprowadzanych do odbiornika. Zaakceptowanie gorszej jakości odpływu z osadnika wtórnego pozwala uzyskać znaczne zmniejszenie tych ładunków w odpływie z całej oczyszczalni. W rozważanym tutaj przypadku (brak omińnięcia) obniżka ta może wynosić aż 45% ładunku BZT₅ odprowadzanego przy $a_5 = 0,44$.

Na rysunku 58 zilustrowano analogiczne zależności dla sterowania omińnięciem w sposób B, z tym że na osiach odciętych odłożono stosunek Q_{gr}/Q_{we}^{max} . Wartość $Q_{gr}/Q_{we}^{max} = 1$ odpowiada przypadkowi biologicznego oczyszczania wszystkich ścieków (brak omińnięcia). Jak widać, wnioski wprowadzone powyżej obowiązują także w tym przypadku.

Z przeprowadzonych rozważań wynika, że w rozpatrywanym przykładzie minimum ładunku zanieczyszczeń odprowadzanych do odbiornika uzyskuje się, gdy brak jest omińnięcia. Pewne dalsze polepszenie wyników można uzyskać przez magazynowanie części osadu w pierwszej komorze w czasie

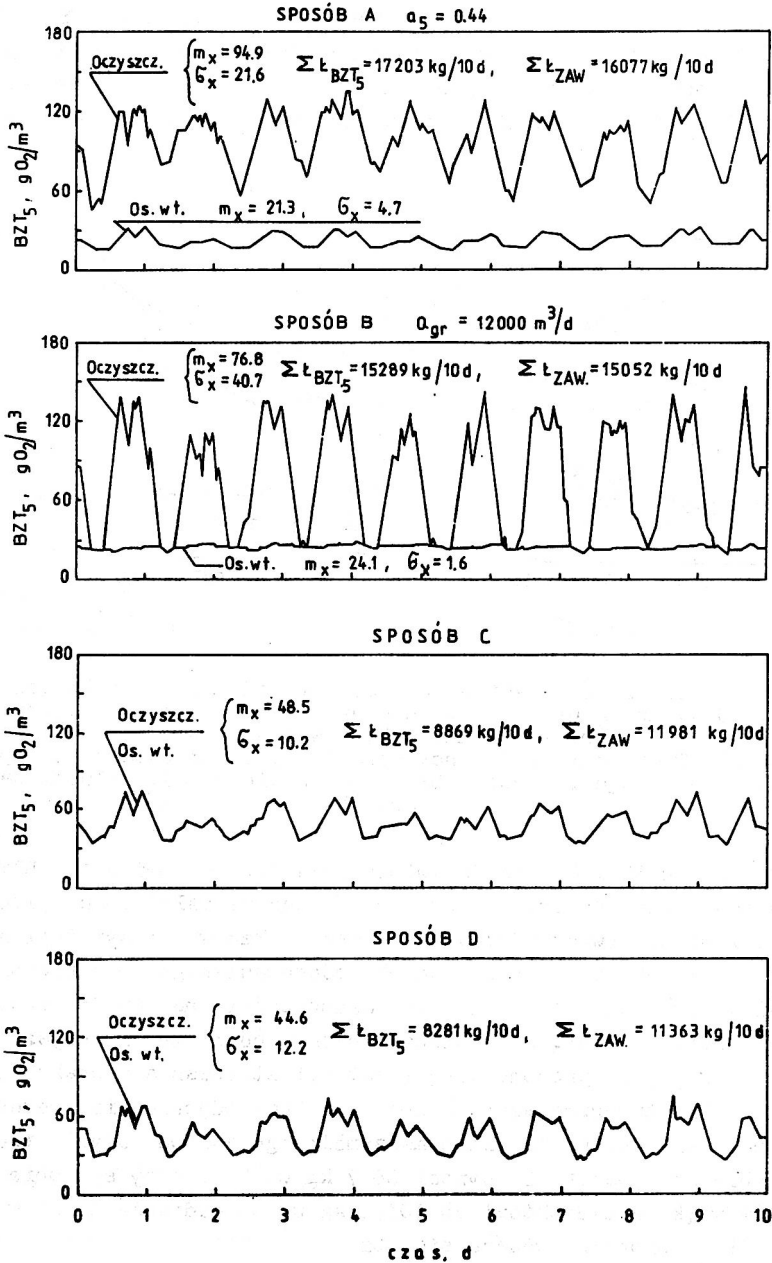
zmniejszonego dopływu zanieczyszczeń i wykorzystywanie go w godzinach zwiększonego dopływu zanieczyszczeń (sterowanie w sposób D). W analizowanym tutaj przypadku uzyskiwano to przez kolejne przełączenie punktu zasilania na komorę nr 1 ($a_1 = 1$) o godzinie 2⁰⁰ i komorę nr 2 ($a_2 = 1$) o godzinie 14⁰⁰. Uzyskane wyniki naniesiono punktowo na rysunkach 57 i 58.



Rys. 58. Zależność efektów oczyszczania od stopnia ominięcia, przy optymalnych wiekach osadu w układzie B: (a) - stężenia, (b) - ładunki dobowe w odpływie

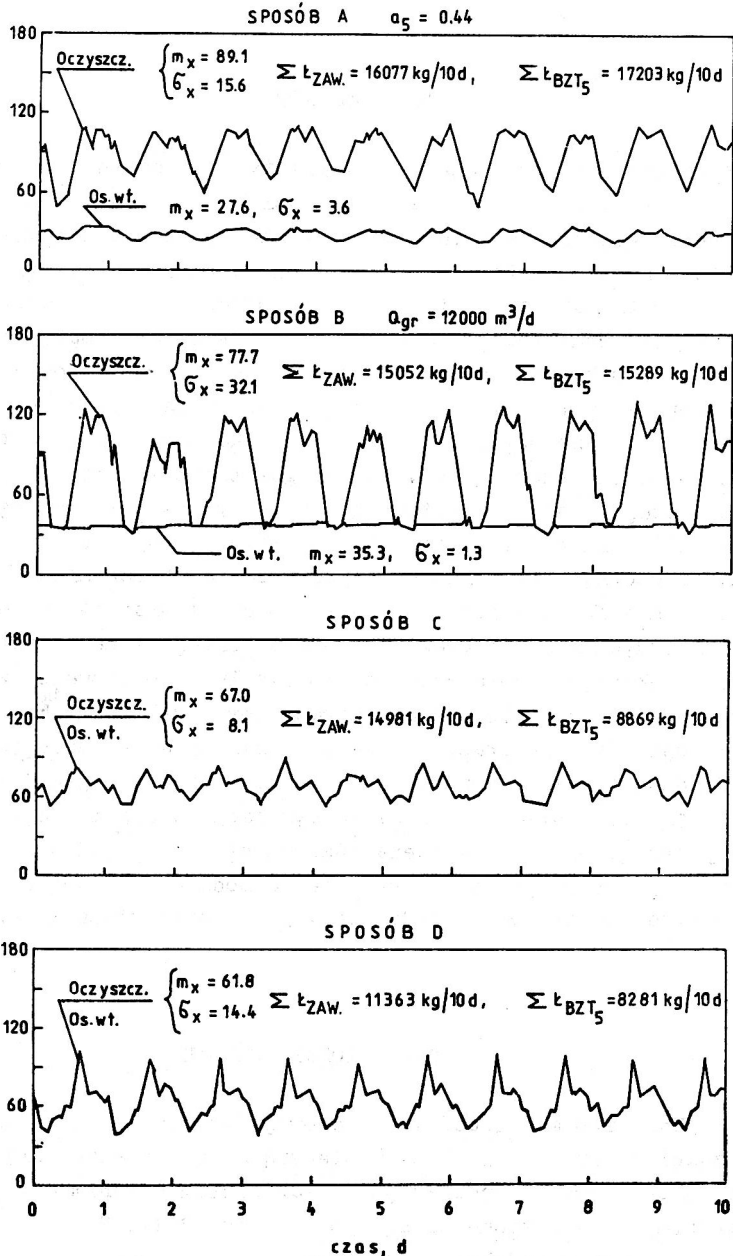
Fig. 58. Treatment efficiency versus degree of bypass at optimum sludge age in system B: concentrations (a); effluent daily loads (b)

Na rysunkach 59 i 60 przedstawiono przebiegi odpowiednio BZT₅ i zawiesin w odpływie z osadnika wtórnego i z oczyszczalni po uwzględnieniu losowości wejść (wzór (35)). Jak widać, także w tej sytuacji potwierdza się wniosek, że minimum ładunku odprowadzanego do odbiornika uzyskuje się, gdy brak jest ominięcia. Jednocześnie następuje znaczne zmniejszenie wariancji stężeń zanieczyszczeń w odpływie z oczyszczalni. Przeszkodą w przyjęciu proponowanej strategii sterowania w praktyce eksploatacyjnej obiektu przeciążonego może być brak odpowiedniej rezerwy zdolności natleniania. Na przykład maksymalne godzinowe zużycie tlenu przy sposobie sterowania B wynosi 68,7 kg O₂/h, a przy sposobie D jest ok. 50% większe i dochodzi do 103,3 kg O₂/h. Jednakże nawet w takiej sytuacji racjonalna wydaje się rozbudowa systemu napowietrzania, choćby jako działanie doraźne, do czasu znacznie kosztowniejszej rozbudowy oczyszczalni.



Rys. 59. Zależność BZT_5 odpływów z osadnika wtórnego i oczyszczalni od sposobu sterowania

Fig. 59. Secondary settling tank and wastewater treatment plant effluents BOD_5 under different control methods



Rys. 60. Zależność stężenia zawieszin w odplywach z osadnika wtórnego i oczyszczalni od sposobu sterowania

Fig. 60. Secondary settling tank and wastewater treatment plant effluents suspended solids concentrations under different control methods

10. PODSUMOWANIE

Założony cel pracy został osiągnięty. Opracowano rozbudowany symulacyjny model dynamiczny oczyszczalni ścieków z osadem czynnym. Przy jego tworzeniu wykorzystano fundamentalne zależności bilansowe, kinetyczne i stechiometryczne, dzięki czemu jest on na tyle ogólny, że umożliwia opis w szerokim zakresie zmienności parametrów. Model został zweryfikowany w stopniu wynikającym z dostępności materiału empirycznego. W submodelach osadnika wstępnego, komór osadu czynnego i osadnika wtórnego uwzględniono wszystkie istotne dla efektów oczyszczania frakcje zanieczyszczeń rozpuszczonych i zawieszin. Uzyskano dzięki temu możliwość symulacji rozmaicie skonfigurowanych ciągów technologicznych oczyszczalni, od pojedynczego osadnika wstępnego czy stawu napowietrzanego, do systemu komór nitryfikacji i denitryfikacji współpracujących z osadnikami wstępnym i wtórnym. Do opisu kinetyki przemian biochemicznych wprowadzono odpowiednie funkcje przełączające, co umożliwia opis przechodzenia biomasy z oddychania tlenowego na denitryfikację i na odwrót oraz asymilacyjnego wykorzystywania azotu amonowego lub azotanowego, z zachowaniem preferencji dla tego pierwszego. Opracowany model osadnika wtórnego adekwatnie opisuje jego pracę w szerokim zakresie obciążeń (od niedociążenia do długotrwałego przeciążenia funkcji zagęszczającej i klarującej). Dzięki temu stała się możliwa symulacyjna analiza dynamiki oczyszczalni przeciążonej, w tym ocena różnych strategii jej sterowania. Przedstawione w pracy przykłady wykorzystania modelu wskazują na wiele możliwości zastosowań zarówno w dydaktyce, jak i projektowaniu oraz eksploatacji.

11. WNIOSKI KOŃCOWE

1. Wykazano możliwość komputerowej syntezy "sztucznych" wejść oczyszczalni ścieków miejskich. Skuteczną metodą okazało się sumowanie składowej okresowej (odpowiadającej wartościom średnim dla poszczególnych godzin doby) i szumu opisanego modelem AR(1). Przebiegi tak wygenerowane są bardzo podobne do rzeczywistych, co potwierdziło porównanie wartości średnich, wariancji, gęstości rozkładu prawdopodobieństwa, funkcji autokorelacji i periodogramów. Stwierdzono, że mogą być one praktycznie wykorzystywane jako wejścia modelu dynamicznego oczyszczalni ścieków.

2. Stwierdzono, że model komorowy osadnika wstępnego, w którym prędkość sedymentacji uzależniono od stężenia zawiesin, umożliwia prawidłowe przewidywania nawet, jeśli wahania stężenia zawiesin w dopływie są bardzo duże.

3. Wykazano, że skutecznym sposobem rozszerzenia modelu przyrostu biomasy na przypadki asymilacyjnego wykorzystywania azotanów oraz warunki limitowania przyrostu dostępnością azotu jest wprowadzenie do równań kinetycznych odpowiednich funkcji przełączających. Uzyskuje się dzięki temu możliwość modelowania oczyszczania ścieków ubogich w azot oraz przechodzenia biomasy na asymilację azotu z alternatywnych źródeł, przy zachowaniu preferencji dla energetycznie korzystniejszego przyswajania amoniaku.

4. Opracowany model osadnika wtórnego pozwala przewidywać zmiany stężeń poszczególnych frakcji zanieczyszczeń w odpływie i recyrkulacie. Dotyczy to zarówno pracy w warunkach niedociążenia, jak i długotrwałego przeciążenia funkcji zagęszczającej i klarującej oraz przechodzenia od jednego stanu obciążenia do drugiego. Dzięki temu powstała możliwość racjonalnego modelowania współpracy komór osadu czynnego i osadnika wtórnego w szerokim zakresie obciążeń tego ostatniego.

5. Opracowany całościowy model oczyszczalni z osadem czynnym pozwala symulować bardzo wiele różnorodnych układów technologicznych oczyszczania ścieków, z uwzględnieniem przemian związków organicznych i azotowych, a także aspektów związanych z losowością wejść. Przewidywania modelowe są logiczne i znajdują potwierdzenie w praktycznej wiedzy o procesie. Model umożliwia analizę na etapie projektowania różnych sytuacji istotnych dla wymiarowania urządzeń do oczyszczania ścieków. W fazie eksploatacji natomiast pomaga w rozważaniach nad modyfikacją procesu i rozbudową urządzeń, w związku z nieosiąganiem zakładanych efektów oczyszczania czy też pojawieniem się nowych wymagań (np. konieczność usuwania azotu).

6. W wyniku przeprowadzonych badań symulacyjnych wykazano, że sterowanie mocą napowietrzenia, prowadzące do utrzymywania stałego stężenia tlenu rozpuszczonego ($3 \text{ g O}_2/\text{m}^3$) w komorze osadu czynnego o pełnym wymieszaniu, z nityfikacją, daje oszczędność energii i jednocześnie zmniejsza wartość średnią i wariancję stężenia azotu amonowego w ściekach oczyszczonych.

7. Pokazano, że opracowany model może służyć do wyboru strategii sterowania, minimalizującej ładunek zanieczyszczeń odprowadzonych z przeciążonej oczyszczalni ścieków do odbiornika. Stwierdzono, że nieefektywna jest praktyka eksploatacyjna, polegająca na stosowaniu omińnięcia części biologicznej, aby w odpływie z osadnika wtórnego utrzymywać projektowaną wysoką jakość odpływu.

8. Opracowany model powinien być przedmiotem dalszych prac, zmierzających do jego szerokiego wykorzystania w dydaktyce oraz praktyce eksploatacyjnej i projektowej. Umożliwi to nagromadzenie dodatkowych doświadczeń i pozwoli określić kierunki ewentualnych ulepszeń i modyfikacji modelu.

LITERATURA

- [1] ABDEL-GAWAD S., McCORQUODALE J.A., Simulation of Particle Concentration Distribution in Primary Clarifiers, *Can. J. Civ. Eng.*, 12, 454 (1985).
- [2] ALARIE R.L., McBEAN E.A., FARQUHAR G.J., Simulation Modeling of Primary Clarifiers, *JEED, ASCE*, 106, 293 (1980).
- [3] ALBRECHT A.E., WULLSCHLEGER R.E., KATZ W.J., In situ measurements of solids in final clarifiers, *JSED*, 92, 183 (1966).
- [4] ALEXANDER W.V., EKAMA G.A., MARAIS G.V.R., *Water Research*, 16, 1737 (1980).
- [5] ANDREWS J.F., Design - operation interactions for wastewater treatment plants, *Water Research*, 6, 319 (1972).
- [6] ANDREWS J.F., Dynamic Models and Control Strategies for Wastewater Treatment Processes, *Water Research*, 8, 261 (1974).
- [7] ANDREWS J.F., Kinetics and Mathematical Modelling, In: *Ecological Aspects of Used-Water Treatment*, Vol. 3, 114, Ed. Curds C.R., Hawkes H.A., London Academic Press, (1983).
- [8] ANGELBECK D.I., ALAM A.B.S., Simulation studies on optimization of the activated sludge process, *JWPCF*, 50, 31 (1978).
- [9] d'ANTONIO G., CARBONE P., Activated sludge process control by behaviour of secondary settling tanks, *Wat. Sci. Tech.*, 19, 1207 (1987).
- [10] ARDERN E., LOCKETT W.T., Experiments on the Oxidation of Sewage without the Aid of Filters, *J. Soc. Chem. Ind.* 33, 10 (1914).
- [11] ARGAMAN Y., Modeling Recycled Systems for Biological Nitrification and Denitrification, *JWPCF*, 51, 749 (1979).
- [12] ARGAMAN Y., Design and Performance Charts for Single - Sludge Nitrogen Removal Systems, *Water Research*, 15, 841 (1981).
- [13] ARGAMAN Y., Nitrogen Removal in Semi-continuous Process, *Water Research*, 20, 173 (1986).
- [14] ARGAMAN Y., Continuously fed intermittently decanted activated sludge: a rational basis for design, *Water Research*, 22, 303 (1988).
- [15] ATTIR U., DENN M.M., Dynamic simulation of continuous sedimentation, *AIChE. Symp.*, Ser. 167, 73, 49 (1977).

- [16] ATTIR U., DENN M.M., Dynamics and control of the activated sludge wastewater process, *AIChE Journal*, 24, 693 (1978).
- [17] BASKIN D.E., SUIDAN M.T., Unified analysis of thickening, *JEED*, 111, 10 (1985).
- [18] BATCHELOR B., Kinetic Analysis of Alternative Configurations for Single - Sludge Nitrification/Denitrification, *JWPCF*, 54, 1493 (1982).
- [19] BATCHELOR B., Simulation of Single-Sludge Nitrogen Removal, *JEED*, ASCE, 109, 1 (1983).
- [20] BENDAT A.G., PIERSOL A.G., *Metody analizy i pomiaru sygnałów losowych*, Warszawa, PWN (1976).
- [21] BENEFIELD L., MOLZ F., A model for the activated sludge process which considers wastewater characteristics, floc behaviour and microbial population, *Biotechnol. Bioeng.*, 26, 352 (1984).
- [22] BER C., WANG L.K., Activated sludge systems using nitrate respiration - design considerations, *JWPCF*, 50, 2120 (1978).
- [23] BERTHOUEX P.M., POLKOWSKI L.B., Optimum waste treatment plant design under uncertainty, *JWPCF*, 43, 1589 (1970).
- [24] BERTHOUEX P.M., HUNTER W.G., PALLESEN L., SHIH C.Y., The Use of Stochastic Models in the Interpretation of Historical Data from Sewage Treatment Plants, *Water Research*, 10, 689 (1976).
- [25] BERTHOUEX P.M., HUNTER W.G., PALLESEN L.C., Dynamic Behavior of an Activated Sludge Plant, *Water Research*, 12, 957 (1978).
- [26] BIDSTRUP S.M., GRADY C.P.L. Jr., SSSP - Simulation of Single Sludge Processes, *JWPCF*, 60, 351 (1988).
- [27] BISOGNI J.J., Jr., LAWRENCE A.W., Relationships between biological solids retention time and settling characteristics of activated sludge, *Water Research*, 5, 753 (1971).
- [28] BŁASZCZYK W., ROMAN M., STAMATELL H., *Kanalizacja*, t.2, s. 311, Warszawa, Arkady (1974).
- [29] BOX G.E.P., JENKINS G.M., *Analiza szeregów czasowych*, Warszawa, PWN (1983).
- [30] BUHR H.O., GODARD M.F., WILSON T.E., AMBROSE W.A., Making full use of step feed capability, *JWPCF*, 56, 325 (1984).
- [31] BUSBY J.B., ANDREWS J.F., Dynamic Modeling and Control Strategies for the Activated Sludge Process, *JWPCF*, 47, 1055 (1975).
- [32] BUTTZ J., DAIGER G., ROBBINS M., Real-time biological process optimization using off-line and on-line monitoring, *International Specialized Conference on Upgrading of Wastewater Treatment Plants.*, Munich, 3-7 September (1989).
- [33] CASHION B.S., KEINATH T.M., SCHUK W.W., Control strategies for the activated sludge process, *JWPCF*, 51, 815 (1979).

- [34] CASHION B.S., KEINATH T.M., Influence of three factors on clarification in the activated sludge process, *JWPCF*, 55, 1331 (1983).
- [35] CECH J.S., CHUDOBA J., GRAU P., Determination of kinetic constants of activated sludge microorganisms, *Wat. Sci. Technol.*, 17, 259 (1985).
- [36] CHAPMAN D.T., The influence of process variables on secondary clarification, *JWPCF*, 55, 1425 (1983).
- [37] CHIANG CH.H., Process Stability of Activated Sludge Process, *JEED*, ASCE, 103, 259 (1977).
- [38] CHRISTENSEN D.R., McCARTY P.L., Multi-process Biological Treatment Model, *JWPCF*, 47, 2652 (1975).
- [39] CHUDOBA J., OTTOVA V., MADERA V., Control of activated sludge filamentous bulking-I. Effect of the hydraulic regime or degree of mixing in an aeration tank, *Water Research*, 7, 1163 (1973).
- [40] CHUDOBA J., GRAU P., OTTOVA V., Control of activated sludge filamentous bulking-II. Selection of microorganisms by means of a selector, *Water Research*, 7, 1389 (1973).
- [41] CHUDOBA J., CECH J.S., FARKAC J., GRAU P., Control of activated sludge filamentous bulking experimental verification of a kinetic selection theory, *Water Research*, 19, 191 (1985).
- [42] CHUDOBA J., Activated sludge-bulking control., *Encyklopedia of Environment Control Technology*, vol. 3, 171 (1988).
- [43] CLARK H., GAGE S.M., *Ann. Rep. Mass. State Board of Health*, 45, 290 (1912).
- [44] COLLINS C.E., INCROPERA F.P., The Effect of Temperature Control on Biological Wastewater Treatment Processes, *Water Research*, 12, 547 (1978).
- [45] CORDER G.D., LEE P.L., Feedforward control of a wastewater plant, *Water Research*, 20, 301 (1986).
- [46] CROWTHER J.M., DALRYMPLE J.F., WOODHEAD T., COACKLEY P., HAMILTON I.M., A correlation method for the estimation of retention times at full-scale sewage treatment plants, *Water Research*, 14, 567 (1980).
- [47] CULP R.L., WESNER, CULP G., *Handbook of Advanced Wastewater Treatment*, 2nd Ed., s. 370, Van Nostrand Reinhold Company (1977).
- [48] CYWIŃSKI B., GDULA S., KEMPA E., KURBIEL J., PŁOSZAŃSKI H., *Oczyszczanie ścieków miejskich*, t. 1, Warszawa, Arkady (1972).
- [49] CYWIŃSKI B., GDULA S., KEMPA E., KURBIEL J., PŁOSZAŃSKI H., *Oczyszczanie ścieków*, t.1, Warszawa, Arkady (1983).
- [50] DAIGER G.T., GRADY C.P.L.Jr., The dynamics of microbial growth on solubler substrates, Acenifying theory, *Water Research*, 16, 365 (1982).

- [51] DAIGER G.T., ROPER R.E., The relationship between SVI and activated sludge settling characteristics, *JWPCF*, 57, 859 (1985).
- [52] DAVIS J.J., KERMODE R.I., BRETT R.W.J. Generic feed forward control of activated sludge, *JEED, ASCE*, 99, 301 (1973).
- [53] DICK R.I., Folklore in the design of final settling tanks, *JWPCF*, 48, 633 (1976).
- [54] DIXON D.C., Momentum-balance aspects of free-settling theory, II. Continuous steady-state thickening, *Sep. Sci.*, 12, 193 (1977).
- [55] DIXON D.C., Momentum-balance aspects of free-settling theory, III; Transient compression resistance, *Sep. Sci.*, 13, 753 (1978).
- [56] DIXON D.C., Gravity Thickening Theory, In: *Progress in Filtration and Separation I*, Wakeman R.J., (Ed.), Amsterdam, Elsevier (1979).
- [57] DIXON D.C., Thickener dynamic analysis, accounting for compression effects, *Chem. Eng. Sci.*, 36, 499 (1981).
- [58] DIXON D.C., Capacity and control of clarifiers and thickeners, *JWPCF*, 57, 46 (1985).
- [59] DOLD P.L., EKAMA G.A., MARAIS G.V.R., A General Model for The Activated Sludge Process, *Prog. Wat. Tech.*, 12, 47 (1980).
- [60] DOLD P.L., MARAIS G.V.R., Evolution of General Activated Sludge Model Proposed by the IAWPRG Task Group, *Wat. Sci. Tech.*, 18, 63 (1986).
- [61] DOMACH M.M., LECUNG S.K., CAHN R.E., COCKS G.G., SHULER M.L., Computer model for glucose - limited growth of a single cell of *Escherichia Coli B/r-A*, *Biotechnol. Bioeng.*, 26, 203 (1984).
- [62] EKAMA G.A., MARAIS G.V.R., Dynamic Behaviour of the Activated Sludge Process, *Prog. Wat. Tech.*, 12, 47 (1980).
- [63] EKAMA G.A., SIEBRITZ I.P., MARAIS G.V.R., Considerations in the Process Design of Nutrient Removal Activated Sludge Process, *Wat. Sci. Tech.*, 15, 293 (1983).
- [64] EKAMA G.A., DOLD P.L., MARAIS G.V.R., Procedures for Determining Influent COD Fractions and the Maximum Specific Growth Rate of Heterotrophs in Activated Sludge Systems, *Wat. Sci. Tech.*, 18, 91 (1986).
- [65] EKLUND L.G., JERNQVIST A., Experimental study of the dynamics of a vertical continuous thickener - I, *Chem. Eng. Sci.*, 30, 597 (1975).
- [66] EMERSON S.L., SHERRARD J.H., Aerobic biological treatment of nitrogen - deficient organic wastewaters, *JWPCF*, 55, 467 (1983).
- [67] ERICKSON L.E., MINKEVICH I.G., EROSHIN V.K., Application of mass and energy balance regularities in fermentation, *Biotechnol. Bioeng.*, 20, 1595 (1978).

- [68] GAUDY A.F., Jr., Conceptual Model for Activated Sludge Process, *JEED, ASCE*, 103, 71 (1977).
- [69] GAUDY A.F., Jr., GAUDY E.T., *Microbiology for Environmental Scientists and Engineers*, McGraw-Hill Book Company (1980).
- [70] GEORGE D.B., KEINATH T.M., Dynamics of continuous thickening, *JWPCF*, 50, 2560 (1978).
- [71] GHOBRIAL F.H., Importance of the clarification phase in biological process control, *Water Research*, 12, 1009 (1978).
- [72] GŁOWIŃSKI J., SŁONKA T., *Modele reaktorów chemicznych*, Skrypt Politechniki Wrocławskiej, Wrocław (1979).
- [73] GORDIN I.V., *Technologičeske sistemy vodoobrobtki*, 22, Lenin-grad, Chimia (1987).
- [74] GRADY C.P.L. Jr., GUJER W., HENZE M., MARAIS G.V.R., MATSUO T., A Model for Single-Sludge Wastewater Treatment Systems, *Wat. Sci. Tech.*, 18, 47 (1986).
- [75] GREEN N.M.D., *Metody statystyczne w dziedzinie ochrony wód przed zanieczyszczeniem*, s. 37, W: *Modelowanie matematyczne w oczyszczaniu ścieków i ochronie wód*, Warszawa, Arkady (1986).
- [76] GUJER W., The effect of particulate organic material on activated sludge yield and oxygen requirement, *Prog. Wat. Techn*, 12, 79 (1980).
- [77] HADJIPETROU L.P., STOUTHAMER A.H., Energy production during nitrate respiration by *Aerobacter aerogenes*, *J. Gen. Microbiol.*, 38, 29 (1965).
- [78] HALL I.R., Same studies on nitrification in the activated sludge process, *Wat. Pollut. Control.*, 73, 538 (1974).
- [79] HAWKES H.A., *The Applied Significance of Ecological Studies of Aerobic Processes, Ecological Aspects of Used-Water Treatment*, Vol. 3, 186, Ed. Curds C.R., Hawkes H.A., London, Academic Press, (1983).
- [80] HENZE M., GRADY C.P.L.Jr., GUJER W., MARAIS G.V.R., MATSUO T., A General Model for Single-Sludge Wastewater Treatment Systems (Abbreviated Report), *Water Research*, 21, 505 (1987).
- [81] IMHOFF K., *Kanalizacja miast i oczyszczanie ścieków*, Poradnik, s. 175 (1982).
- [82] IAWPRC Task Group on Mathematical Modeling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment, Final Report: Activated Sludge Model, IAWPRC Scientific and Technical Reports No 1.
- [83] KAFAROW W.W., *Metody cybernetyki w chemii i technologii chemicznej*, s. 121, Warszawa WNT (1979).

- [84] KEINATH T.M., RYCKMAN M.D., DANA C.H., HOFER D.A., Activated sludge - unified system design and operation, JEED, ASCE, 103, 829, (1977).
- [85] KEMPA E.S., CHRZANOWSKI H., Technologia ścieków w zapisie syntetycznym. Nowa Technika w Inżynierii Sanitarnej, Wodociągi i Kanałizacja, 13, 117 (1981).
- [86] KERDACHI D.A., ROBERTS M.R., Full Scale Phosphate Removal Experiences in the Umhlatuzana Works at Different Sludge Ages, Wat, Sci. Tech., 15, 261 (1983).
- [87] KOOPMAN B., CADEE K., Prediction of thickening capacity using diluted sludge volume index, Water Research, 17, 1427 (1983).
- [88] KOWAL A.L., SOZAŃSKI M.M., Podstawy doświadczalne systemów oczyszczania wód. Sedymentacja, koagulacja i filtracja, Skrypt Politechniki Wrocławskiej, Wrocław (1977).
- [89] KRUPOWICZ A., Metody numeryczne zagadnień początkowych równań różniczkowych zwyczajnych, Warszawa, PWN (1986).
- [90] KYNCH G.J., A theory of sedimentation, Trans. Faraday Soc., 48, 166 (1952).
- [91] LACROIX P.G., BLOODGOOD D.E., Computer simulation of activated sludge plant operation, JWPCF, 44, 1778 (1972).
- [92] LAQUIDARA V.D., KEINATH T.M., Mechanism of clarification failure, JWPCF, 55, 54 (1983).
- [93] LAROCK B.E., CHUN W.K., SCHRAMBER D.R., Computation of Sedimentation Basin Behavior, Water Research, 17, 861 (1983).
- [94] LAWRENCE A.W., MCCARTY P.L., Unified Basis for Biological Treatment Design and Operation, JSED, ASCE, 96, 757 (1970).
- [95] LECH R.F., GRADY C.P.L.Jr., LIM H.C., KOPPEL L.B., Automatic control of the activated sludge process-II. Efficiency of control strategies, 12, 91 (1978).
- [96] LECH R.F., LIM H.C., GRADY C.P.L.Jr., KOPPEL L.B., Automatic Control of the Activated Sludge Process-I. Development of a Simplified Development Model, Water Research, 12, 81 (1978).
- [97] LEE S.E., KOOPMAN B., BODE H., JENKINS D., Evaluation of alternative sludge settleability indices, Water Research, 17, 1421 (1983).
- [98] LESSARD P., BECK M.B., Dynamic Modeling of Primary Sedimentation, JEED, ASCE, 114, 753 (1988).
- [99] MAŃCZAK K., NAHORSKI Z., Komputerowa identyfikacja obiektów dynamicznych, Warszawa, PWN (1983).
- [100] MARAIS G.V.R., EKAMA G.A., The activated sludge process, Part 1 - steady state behaviour, Water S.A., 2, 163 (1976).

- [101] MERKEL W., Die Bemessung horizontal durch-strometer Nachklarbecken von Belebungsanlagen., GWF, 112, 596 (1971).
- [102] METCALF & EDDY, Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse, McGraw-Hill Book Company (1979).
- [103] McCARTY P.L., Thermodynamics of biological synthesis and growth, Second International Conference on Water Pollution Research, s. 169, New York Pergamon Press (1964).
- [104] McCARTY P.L., Multi-proces biological treatment model, JWPCF, 47, 2652 (1975).
- [105] MCKINNEY R.E., Mathematics of Complete - Mixing Activated Sludge, JSED, ASCE, 88, 87 (1962).
- [106] MONA R., DUNN I.J., BOURNE J.R., Activated sludge process dynamics with continuous total organic carbon and oxygen uptake measurements, Biotechnol. Bioeng., 21, 1561 (1979).
- [107] MONOD J., The growth of bacterial cultures, Ann. Rev. Microbiol., 3, (1949).
- [108] MOORE S.F., SCHROEDER E.D., The effect of nitrate feed rate on denitrification, Water Research, 5, 445 (1971).
- [109] MUNKSGAARD D.G., YOUNG J.C., Flow and Load Variations at Wastewater Treatment Plants, JWPCF, 52, 2131 (1980).
- [110] NICOL J.P., BENEFIELD L.D., WETZEL E.D., HEIDMAN J.A., Activated Sludge Systems With Biomas Particle Support Structures, Biotechnol. Bioeng., 31, 682 (1988).
- [111] NIEDERLIŃSKI A., Systemy komputerowe automatyki przemysłowej. Zastosowania, t. 2, Warszawa, WNT (1985).
- [112] NOVOTNY V., ENGLANDE A.J.Jr., MOJGANI P., Effluent Variability Estimation for Complete-mix Activated Sludge Treatment Systems, Water Research, 10, 699 (1976).
- [113] PAINTER H.A., A review of literature on inorganic nitrogen metabolism in microorganisms, Water Research, 4, 393 (1970).
- [114] PALM J.C., JENKINS D., PARKER D.S., The relationship between organic loading, dissolved oxygen concentration and sludge settleability in the completely mixed activated sludge process, JWPCF, 52, 2484 (1980).
- [115] PARKER D.S., Assessment of secondary clarification design concepts, JWPCF, 55, 349 (1983).
- [116] PAYNE W.T., Energy Yields and Growth of Heterotrophs, Ann. Rev. Microbiol., 17 (1970).
- [117] PEAVY H.S., ROWE D.R., TCHOBANOGLIOUS G., Environmental Engineering, McGraw-Hill Bok Company (1985).

- [118] PERDRIEUX S., THERIEN N., Modelling the Dynamics of the Activated Sludge Wastewater Treatment Process in Terms of the Carbon Variable, *Water Research*, 14, 1333 (1980).
- [119] PITMAN A.R., VENTER S.L.V., NICHOLLS H.A., Practical Experience with Biological Phosphorus Removal Plant in Johannesburg, *Wat. Sci. Tech.*, 15, 233 (1983).
- [120] PFLANZ P., The sedimentation of activated sludge in final settling tanks, *Water Research*, 2, 80 (1968).
- [121] PODUSKA R.A., ANDREWS J.F., Dynamics of Nitrification in the Activated Sludge Process, *JWPCF*, 47, 2599 (1975).
- [122] Process design manual for nitrogen control, U.S. Environment Protection Agency Technology Transfer, October (1975).
- [123] RANDTKE S.J., McCARTY P.L., Variations in Nitrogen and Organics in Wastewaters, *JEED, ASCE*, 103, 539 (1977).
- [124] RICH L.G., Environment Systems Engineering, International Student Edition, McGraw-Hill, Kagakusha, Ltd., s. 214 (1973).
- [125] RIDDEL M.D.R., LEE J.S., WILSON T.E., Method for estimating the capacity of an activated sludge plant, *JWPCF*, 55, 360 (1983).
- [126] SCHROEDER E.D., The Relationship Between Process Configuration and Process Performance, *JWPCF*, 47, 1005 (1975).
- [127] SERVIZI J.A., BOGAN R.H., Free Energy as a Parameter in Biological Treatment, *JSED, ASCE*, 63, 17 (1963).
- [128] SERVIZI J.A., BOGAN R.H., Thermodynamic Aspects of Biological Oxidation and Synthesis, *JWPCF*, 36, 607 (1964).
- [129] SHERRARD J.H., SCHROEDER E.D., Importance of cell growth rate and stoichiometry to the removal of phosphorus from the activated sludge process, *Water Research*, 6, 1051 (1972).
- [130] SHERRARD J.H., Kinetics and Stoichiometry of Completely Mixed Activated Sludge, *JWPCF*, 49, 1968 (1977).
- [131] SHIBA S., INOUE Y., Dynamic Response of Settling Basins, *JEED, ASCE*, 101, 741 (1975).
- [132] SINČIĆ D., BAILEY J.E., Optimal periodic control of activated sludge processes-I, Results for the base case with Monod decay kinetics, *Water Research*, 12, 47 (1978).
- [133] SIWICKI I., Instrukcja obsługi programu OK CSSP. (maszynopis) Warszawa (1987).
- [134] SMITH R., Preliminary Design of Wastewater Treatment Systems, *JSED, ASCE*, 95, 117 (1969).
- [135] SPEITEL G.E.Jr., HUGHES M.H., Considerations in Modeling Activated Sludge Process, *JEED, ASCE*, 108, 990 (1982).

- [136] STENSTROM M.K., ANDREWS J.F., Real-Time Control of Activated Sludge Process, JEED, ASCE, 105, 245 (1979).
- [137] STUKENBERG J.R., RODMAN L.C., TOUSLEE J.E., Activated sludge clarifier design improvements, JWPCF, 55, 341 (1983).
- [138] SZETELA R.W., Modelowanie stochastyczne przepływów wód i ścieków, Materiały na sympozjum Estymacja parametrów modelowania matematycznego zagadnień ochrony wód, ISEM, s. 161, Warszawa (1986).
- [139] SZETELA R.W., WINNICKI T., Biological Treatment of Inhibitory Substrates, EPE, 12, 3, 35 (1986).
- [140] SZETELA R.W., WINNICKI T.Z., Calculation of the Nitrification and Denitrification Processes in Terms of a Mathematical Model, EPE, 13, 3, 19 (1986).
- [141] SZETELA R.W., On possible equivalence of the predenitrification and postdenitrification configurations of the one sludge nitrogen removal systems, 5th International Symposium of CIEC, Protection of water quality from harmful emissions, with special regard to nitrate, Balatonfüred, Hungary, 1-4 September 1987, s. 267.
- [142] SZETELA R.W., Sposób obliczania nitryfikacji i denitryfikacji w procesie jednego osadu, Materiały konf. naukowo-technicznej pt. Współczesne problemy gospodarki wodno-ściekowej, Kołobrzeg, 15-16 października 1987, s. 282.
- [143] SZETELA R.W., On Stochastic Modelling of Water Consumption and Wastewater Discharge, EPE, 13, 41 (1987).
- [144] SZETELA R.W., RUTKOWSKI J., SZKLARCZYK M., Biodegradation of formaldehyde: kinetics of the reaction, EPE, 13, 39 (1987).
- [145] SZETELA R.W., WIŚNIEWSKI J., LIWANOWSKI Z., Modelowanie dopływu ścieków do oczyszczalni, Raport Nr SPR-63/87 Instytutu Inżynierii Ochrony Środowiska Politechniki Wrocławskiej (1987).
- [146] SZETELA R.W., Interpretacja hamowania substratowego w reaktorze o pełnym wymieszaniu z wykorzystaniem modelu matematycznego, Pr. nauk. Inst. Inż. Ochr. Środ. Seria: Monografie 26 (1988).
- [147] SZETELA R.W., On The Problem of "Two-Phase" Activated Sludge, Materiały V międzynarodowej konferencji naukowej, Wysokoeфекtywne metody oczyszczania ścieków i odnowa wody, Kraków, 25-27 września 1989.
- [148] SZETELA R.W., Usuwanie azotu i fosforu w procesach biologicznych, W: Odnowa wody, Skrypt Politechniki Wrocławskiej, (w druku).
- [149] TAKAMATSU T., NAITO M., VEDA Y., Effects of Deposit Resuspension on Settling Basin, JEED, ASCE, 100, 883 (1974).
- [150] TALMAGE W.P., FITCH E.B., Determining thickener unit areas, Ind. Eng. Chem., 47, 38 (1955).

- [151] TANTHAPANICHAKOON W., HIMMELBLAU D.M., Simulation of a Time Dependent Activated Sludge Wastewater Treatment Plant, *Water Research*, 15, 1185 (1981).
- [152] TAY J.H., Development of Settling Model for Primary Settling Tanks, *Water Research*, 16, 1413 (1982).
- [153] TEBBUTT T.H., CHRISTOULAS D.G., Performance Relationship for Primary Sedimentation, *Water Research*, 9, 347 (1975).
- [154] THOMAN R.V., Variability of Waste Treatment Plant Performance, *JSED, ASCE*, 96, 819 (1970).
- [155] TORPEY W.N., Practical Results of Step Aeration, *Sewage Works J.*, 20, 781 (1948).
- [156] TRACY K.D., KEINATH T.M., Dynamic model for thickening of activated sludge, *AIChE. Symp.*, Ser. 136, 70, 291 (1974).
- [157] TSUNO H., GODA T., Kinetic model of activated sludge metabolism and its application to the response of qualitative shock load, *Water Research*, 12, 513 (1978).
- [158] TUAN V.A., THANH N.C., LOHANI B.N., Hydraulic model for biological reactors: application to activated sludge, *JWPCF*, 52, 1931 (1980).
- [159] Van HANDEL A.C., EKAMA G.A., MARAIS G.V.R., The activated sludge process - III. Single sludge denitrification, *Water Research*, 15, 1135 (1981).
- [160] VESILIND P.A., Design of prototype thickeners from bath settling tests, *Water and Sew. Works*, 115, 302 (1968).
- [161] Von JESZENSZKY T., DUNN I.J., Dynamic modelling and control simulation of a biological wastewater treatment process, *Water Research*, 10, 461 (1976).
- [162] VOSHEL D., SAK J.G., Effect of Primary Effluent Suspended Solids and BOD on Activated Sludge Production, *JWPCF*, 40, 203 (1968).
- [163] WALLACE A.T., TOLMAN D.M., Characterization of Time-Varying Organic Loads, *JSED, ASCE*, 97, 257 (1971).
- [164] WARNER A.P.C., EKAMA G.A., MARAIS G.V.R., The activated sludge process - IV. Application of the general kinetic model to anoxic - aerobic digestion of waste activated sludge, *Water Research*, 20, 943 (1986).
- [165] Wastewater Treatment Plant Design. Manual of practice prepared by a joint committee of the ASCE and WPCF (1977).
- [166] WHITE J.B., ALLOS M.R., Experiments on wastewater sedimentation, *JWPCF*, 48, 1741 (1976).
- [167] WILBER C., Step Aeration Design, 53rd Ann. Conf., *Water Pollut. Control Fed.*, Las Vegas, Nev. (1980).
- [168] WILLIAMSON K.J., McCARTY P.L., Rapid measurement of Monod half-velocity coefficients for bacterial kinetics, *Biotechnol. Bioeng.*, 17, 915 (1975).

- [169] YEUNG S.Y.S., SINCIC D., BAILEY J.E., Optimal periodic control of activated sludge processes, II. Comparison with conventional control for structured sludge kinetics, *Water Research*, 14, 77 (1980).
- [170] YOUNG T.B., BRULEY D.F., BUNGAY H.R., A Dynamic Mathematical Model of the Chemostat., *Biotechnology and Bioengineering*, 12, 747 (1970).
- [171] YOUNG J.C., CLEASBY J.L., BAUMANN E.R., Flow and Load Variations in Treatment Plant Design, *JEEED, ASCE*, 104, 289 (1978).
- [172] ZIELIŃSKI R., *Generatory liczb losowych*, Warszawa, WNT (1979).

Praca wpłynęła do redakcji 22.12.1989 r.
Po poprawkach 26.04.1990 r.

DYNAMIC MODEL OF ACTIVATED SLUDGE WASTEWATER TREATMENT PLANT

A dynamic model of the activated sludge wastewater treatment system is presented. The components of the model are submodels of inputs (flow, concentrations), the primary settling tank, the system of aerobic and anoxic activated-sludge tanks, and the secondary settling tank. The inputs model is based on the Box-Jenkins concept of time-series analysis and enables computer-aided generation of inputs which display statistical properties similar to the properties of actual inputs. The Marais-Ekama concept of the pollutants structure has been adopted. On this basis, the dynamics of transformation for the fractions of organic pollutants and nitrogen compounds in the objects of the wastewater treatment plant are modelled.

The elaborated dynamic compartmental model of the primary settling tank includes the relationship between settling rate and concentration of suspended solids. The predictions obtained by the model are found to be good. The dynamic model of the activated sludge incorporates non-biodegradable (dissolved and suspended), slowly biodegradable and easy biodegradable organic compounds (COD), biodegradable organic nitrogen (dissolved and suspended), ammonia nitrogen and nitrate nitrogen, dissolved oxygen, alkalinity and mineral suspended solids. The transformations of pollutants are related to dissolved oxygen concentration, thus enabling modelling of aerobic and anoxic processes in the acti-

vated sludge tanks. The transformations of pollutants are associated with the transformations in the biomass of heterotrophs and nitrifiers, including their growth and decay. The description of the kinetics and stoichiometry of the processes has been expanded to incorporate the limitation of the growth of heterotrophs (and, also the associated transformations of pollutants) by nitrogen, as well as the possibility of nitrogen assimilation from nitrates. In this way we have obtained a tool for analyzing the dynamics of the treatment process when the influent wastewater stream is deficient in nitrogen. The model anticipates such an option that enables dissolved oxygen concentration control by varying the power aeration. The utility of the predictions obtained in terms of the model has been substantiated by comparing the calculated values with the experimental results reported in the literature.

The dynamic model of the secondary settling tank consists of two major parts. One of these makes use of the limiting flux theory and is valid for the section of zone sedimentation and sludge thickening. The other part of the model makes use of the empirical Pflanz formulae and describes the clarification zone. The hydraulic regimes in the two sections of the tank are considered by adopting appropriate compartmental models of mixing. Various models of the thickening and clarification overloading have been taken into account. In this way it is possible to simulate the operation of the system in a wide spectrum of loading - from underloading to long-term thickening and clarification overloadings, which is a progress as compared to the present state in this domain. The model has been verified by making use of the empirical data reported in the literature.

Combining all the models presented here, an interactive computer system, the WTPD (Wastewater Treatment Plant Dynamics), has been constructed with the aim to simulate the dynamics of the wastewater treatment process. The model is applicable to IBM PC compatibles.

Examples of how to make use of the system for simulating certain types of wastewater treatment plants are presented. Consideration has been given to the choice of the control strategy of activated sludge aeration systems. Various control strategies for an overloaded wastewater treatment plant have been analyzed. It has been analyzed. It has been found that bypass of the activated sludge tanks by the entire excess wastewater volume (over that providing the designed quality of the effluent from the secondary settling tanks) is ineffective as a control method for objects of that type.

An example is provided to illustrate the choice of an appropriate control strategy which makes use of the system described in this paper.

ДИНАМИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ОЧИСТНОЙ СТАНЦИИ С АКТИВНЫМ ИЛОМ

Представлена динамическая модель системы очистки сточных вод активным илом. Ее составными элементами являются: субмодели входов (расход, концентрации), первичный отстойник, система кислородных и аноксических камер активного ила, а также вторичный отстойник. Модель входов базируется на концепции Бокса-Дженкинса анализа временных рядов и позволяет она компьютерно генерировать входы статистических черт, сходных с чертами реальных ходов. Принята концепция Мараяс и Экамы структуры загрязнений сточных вод, что дало основу моделирования динамики превращений отдельных фракций органических загрязнений и азотных соединений в объектах очистных станций. Разработана камерная динамическая модель первичного отстойника, в которой учтена зависимость скорости седиментации суспензий от их концентрации. Было установлено, что положения модели являются хорошими. Динамическая модель активного ила охватывает органические соединения (как ХПК) биологически не разлагающиеся (растворенные и в суспензии), биологически легко- и трудноразлагающиеся, биологически разлагающийся органический азот (растворенный и в суспензии), аммониевый и нитратный азоты, растворенный кислород и щелочность, а также минеральные суспензии. Превращения загрязнений были обусловлены концентрацией растворенного кислорода, что давало возможность моделирования кислородных и аноксических процессов, а также кратковременных бескислородных состояний в камерах активного ила. С превращениями загрязнений ассоциируются превращения биомассы гетеротрофов и нитрификантов активного ила, которые охватывают их прирост и отмирание. Описание кинетики и стехиометрии процессов расширили на случаи лимитирования прироста гетеротрофов (а затем и объединенных превращений загрязнений) в кислородных и аноксических условиях азотом, а также возможностями ассимиляционного использования нитратов. Таким способом образовали инструмент для анализа динамики очистки сточных вод бедных азотом. В модели предусмотрели опцию с управлением концентрацией растворенного кислорода при помощи изменений мощности аэрирующих устройств. Хорошие возможности предикции модели проиллюстрированы примерными сравнениями модельных расчетов с экспериментальными данными, взятыми из предметной литературы. Динамическая модель вторичного отстойника состоит из двух основных элементов. Первый охватывает ту часть отстойника, в которой происходит зонная седиментация, а также концентрирование ила и он базируется на теории лимитирующей струи. Второй, в свою очередь, касается зоны клерования и использует эмпирическую модель Пфланца. Гидравлические режимы в обеих зонах отстойника учтены посредством принятия соответствующих камерных моделей смешивания. Учтены разные возможности перегрузки концентрирующей и клерующей функций. Благодаря этому, получили возможность имитации работы системы в широком пределе нагрузки - от недогруз-

ки до долговременной перегрузки концентрирующей и клерующей функций, что является прогрессивным по отношению к состоянию, существующему до сих пор. Возможности модели проверили с использованием эмпирических данных, доступных в предметной литературе. На базе всех разработанных моделей построили интегрированную, интеракционную компьютерную систему WTPD (Wastewater Treatment Plant Dynamics) для имитации динамики очистки сточных вод, которую можно употреблять на микро-ЭВМ, согласно стандарту IBM PC, в присутствии операционной системы DOS. Представлены примеры использования системы для имитационного анализа избранных типов очистных станций. В особенности, показаны возможности, связанные с выбором стратегия управления системами аэрации камер активного ила. Проведен анализ разных стратегий управления перегруженной очистной станцией. Было установлено, что обход камер активного ила всем избытком сточных вод (свыше расхода, гарантирующего проектируемое качество стока из вторичных отстойников) является неэффективным способом управления таким объектом. Представлен пример выбора оптимальной стратегии с использованием разработанной системы.

Spis treści

Oznaczenia	3
1. Wprowadzenie	7
2. Cel i zakres pracy	9
3. Modelowanie procesów oczyszczania ścieków	10
3.1. Zagadnienia wstępne	10
3.2. Model strukturalny oczyszczalni ścieków z osadem czynnym	11
3.3. Zakłócenia procesu	13
4. Wejścia procesu	15
4.1. Podstawowe charakterystyki wejść	15
4.2. Struktura zanieczyszczeń ścieków miejskich	24
4.3. Typowe przebiegi wejść oczyszczalni ścieków miejskich	24
4.4. Modelowanie wejść na potrzeby symulacji procesów oczyszczania	25
4.4.1. Podstawowe pojęcia	25
4.4.2. Dobór modelu	27
4.4.3. Prognozowanie z wykorzystaniem modeli stochastycznych	28
4.4.4. Modele przepływu i BZT ₅	29
4.4.5. Komputerowe generowanie wejść oczyszczalni ścieków	31
5. Model dynamiczny osadnika wstępnego	37
5.1. Ustalenie podstawowych zależności	37
5.2. Wyprowadzenie modelu	38
6. Model dynamiczny procesu osadu czynnego	45
6.1. Kinetyka i stechiometria przemian zanieczyszczeń przez osad czynny	45
6.1.1. Związki organiczne rozpuszczone, biologicznie nierozkładalne ($s_I, ChZT$)	45
6.1.2. Zawiesiny organiczne biologicznie nierozkładalne ($x_I, ChZT$)	45
6.1.3. Przemiany związków organicznych rozpuszczonych, biologicznie rozkładalnych ($s_s, ChZT$), w warunkach tlenowych	46
6.1.4. Przemiany związków organicznych rozpuszczonych, biologicznie rozkładalnych ($s_s, ChZT$) w warunkach anoksydacyjnych	50
6.1.5. Przemiany związków organicznych wolnorozkładalnych ($x_s, ChZT$)	52

6.1.6. Przemiany azotu organicznego biologicznie rozkładalnego w zawieszynie (x_{ND})	53
6.1.7. Przemiany azotu organicznego rozpuszczonego, biologicznie rozkładalnego (s_{ND})	53
6.1.8. Przemiany azotu amonowego (s_{NH})	54
6.1.9. Zawiesiny mineralne (x_{min} , g sm/m ³).....	55
6.2. Model dynamiczny systemu komór osadu czynnego	55
6.3. Wartości parametrów kinetyki i stechiometrii w modelu osadu czynnego	67
6.4. Weryfikacja modelu przemian zanieczyszczeń przez osad czynny	67
7. Model dynamiczny osadnika wtórnego	72
7.1. Ustalenie podstawowych zależności	72
7.2. Wyprowadzenie modelu	77
7.3. Wartości parametrów v_0 i B_0 dla zależności prędkości opadania od stężenia zawieszin osadu czynnego	83
7.4. Weryfikacja modelu osadnika wtórnego	83
8. System komputerowy symulacji pracy oczyszczalni ścieków z osadem czynnym	88
9. Przykłady zastosowań systemu komputerowego WTPD	91
9.1. Symulacja pracy oczyszczalni ścieków z komorą osadu czynnego o pełnym wymieszaniu	91
9.2. Symulacja pracy oczyszczalni ścieków z czterema szeregowo połączonymi komorami osadu czynnego	98
9.3. Symulacja pracy układu ze stabilizacją kontaktową	99
9.4. Wybór strategii sterowania systemu napowietrzania z uwzględnieniem losowych zmian ładunków zanieczyszczeń	99
9.5. Wybór strategii sterowania dla przeciążonej oczyszczalni ścieków z osadem czynnym	104
10. Podsumowanie	110
11. Wnioski końcowe	110
Literatura	112

Contents

Notation	3
1. Introduction	7
2. Aim and scope of the study	9
3. Modelling of wastewater treatment processes	10
3.1. Introductory problems	10

3.2. Structural model for the activated sludge sewage treatment plant	11
3.3. Disturbances of the process	13
4. Process inputs	15
4.1. Basic characteristics of inputs	15
4.2. Municipal wastes pollutants structure	24
4.3. Typical inputs for municipal sewage treatment plant	24
4.4. Modelling of inputs for the simulation of treatment processes	25
4.4.1. Fundamental notions	25
4.4.2. Model selection	27
4.4.3. Forecasting with stochastic models	28
4.4.4. Models for flow rate and BOD ₅	29
4.4.5. Computer-aided generation of inputs for sewage treatment plant	31
5. Dynamic model of the primary settling tank	37
5.1. Defining of the fundamental relationships	37
5.2. Model development	38
6. Dynamic model of the activated sludge process	45
6.1. Kinetics and stoichiometry of the transformations of pollutants by activated sludge	45
6.1.1. Non-biodegradable dissolved organics (s_I , COD) ...	45
6.1.2. Non-biodegradable suspended organics (x_I , COD)	45
6.1.3. Aerobic transformations of the easy biodegradable organics (s_g , COD)	46
6.1.4. Anoxic transformations of the easy biodegradable organics (s_g , COD)	50
6.1.5. Transformations of the slowly biodegradable organics (x_g , COD)	52
6.1.6. Transformations of the suspended biodegradable organic nitrogen (x_{ND})	53
6.1.7. Transformations of the dissolved biodegradable organic nitrogen (s_{ND})	53
6.1.8. Transformations of ammonia nitrogen (s_{NH})	54
6.1.9. Mineral suspended solids (x_{min})	55
6.2. Dynamic model of the system of the activated sludge tanks	55
6.3. Values of kinetic and stoichiometric parameters in the activated sludge model	67
6.4. Verification of the model for the pollutants transformations by activated sludge	67
7. Dynamic model of the secondary settling tank	72

7.1. Defining of the fundamental relationships	72
7.2. Model development	77
7.3. Values of the parameters v_0 and B_0 in the settling velocity vs suspended solids concentration relationship	83
7.4. Secondary settling tank model verification	83
8. Computer system for simulating the operation of the activated sludge wastewater treatment plant	88
9. Examples of applications for the computer system WTPD	91
9.1. Simulation of the operation of a complete mix activated sludge wastewater treatment plant	91
9.2. Simulation of the operation of a wastewater treatment plant with four in-series activated sludge tanks	98
9.3. Simulation of the operation of a contact stabilization sys- tem	99
9.4. Choice of strategy for the control of the aeration system in the case of taking into account random variations of pollution loads	99
9.5. Choice of strategy for the control of an overloaded activa- ted sludge wastewater treatment plant	104
10. Summary	110
11. Final conclusions	110
References.....	112