

Wpłynęło 15.03.2016 r.
Zrecenzowano 05.04.2016 r.
Zaakceptowano 06.04.2016 r.
A – koncepcja
B – zestawienie danych
C – analizy statystyczne
D – interpretacja wyników
E – przygotowanie maszynopisu
F – przegląd literatury

MODELOWANIE USUWANIA ZWIĄZKÓW ORGANICZNYCH ZE ŚCIEKÓW PRZEZ FILTRY WŁÓKNINOWE

Marcin SPYCHAŁA ABCDEF

Uniwersytet Przyrodniczy w Poznaniu, Wydział Inżynierii Środowiska i Gospodarki Przestrzennej,
Katedra Inżynierii Wodnej i Sanitarnej

Streszczenie

Celem badań było zweryfikowanie możliwości modelowania (z zastosowaniem modelu ASM-1) usuwania związków organicznych, wyrażonych jako chemiczne zapotrzebowanie na tlen (ChZT_{C}), przez filtry włókninowe, ze szczególnym uwzględnieniem ich grubości. Przyjęto założenie, że procesy biochemiczne zachodzące na filtrach podczas przepływu ścieków podczyszczonych wcześniej w osadniku gnilnym, można modelować jako szereg reaktorów przepływowych z idealnym wymieszaniem. Modelowano skuteczność usuwania ChZT_{C} dla trzech grubości włókniny filtracyjnej: 1,8; 3,6 i 7,2 mm. Założono, że za pomocą powyższego modelu, będzie można zidentyfikować czynniki warunkujące obserwowaną wcześniej w ramach badań empirycznych [SPYCHAŁA, ŁUCYK 2015] zależność wpływu grubości warstwy filtracyjnej na efektywność usuwania substratu organicznego. Obliczenia modelowe wykazały, że potraktowanie warstwy filtracyjnej jako szeregu reaktorów z idealnym wymieszaniem zadowalająco odzwierciedla skuteczność usuwania zanieczyszczeń organicznych przez filtry o grubości warstwy filtracyjnej 7,2 mm dzięki stosunkowo długiemu czasowi retencji. Modelowanie nie dało zadowalających wyników w przypadku filtrów o mniejszej grubości warstwy filtracyjnej, czego główną przyczyną były krótkie średnie czasy przetrzymania ścieków.

Słowa kluczowe: bakterie heterotroficzne, filtr włókninowy, model matematyczny, oczyszczanie ścieków, związki organiczne

WSTĘP

Zarówno na świecie, jak i w Polsce, z różnych względów zwiększa się znacząco zainteresowanie badaniem oraz stosowaniem indywidualnych systemów oczyszczania ścieków. Świadczą o tym dane o zwiększeniu liczby wybudowanych

Do cytowania For citation: Spychała M. 2016. Modelowanie usuwania związków organicznych ze ścieków przez filtry włókninowe. Woda-Środowisko-Obszary Wiejskie. T. 16. Z. 2 (54) s. 113–125.

(zgłoszonych) oczyszczalni przydomowych (rocznie od ok. 6% [PIASECKI, JURASZ 2015] do nawet 30% [BŁAŻEJEWSKI 2012] w zależności od regionu naszego kraju oraz innych uwarunkowań geograficznych, społecznych i ekonomicznych). Jednym z obiecujących, zdaniem autora, systemów są filtry włókninowe, będące specyficznym przypadkiem reaktorów, w których wykorzystuje się biomasa utwierdzoną.

Różne właściwości fizyczne i biochemiczne biomasy występującej w systemach oczyszczania ścieków są istotne dla skuteczności usuwania zanieczyszczeń (poboru substancji pokarmowych). Szybkość wchłaniania substancji rozpuszczonych zachodzi na drodze dyfuzji i jest związana między innymi z polem powierzchni, na której występuje. Powierzchnia właściwa utwierdzonej biomasy zależy od wielu czynników. Bardzo ważnym parametrem jest mikrostruktura powierzchni biofilmu. Szczególnym przypadkiem jest biomasa (mieszanina żywych organizmów i cząstek stałych pochodzących ze ścieków), znajdująca się wewnątrz filtra włókninowego. W ramach wcześniejszych badań zaobserwowano [SPYCHAŁA i in. 2013], że nie ma ona formy ciągłej warstwy – filmu (biofilmu), ale kształt ziaren (granulek). Oznacza to, że fizycznie (geometrycznie) i funkcjonalnie nie ma ścisłego związku z powierzchnią podłoża (pole powierzchni włókien). Średni rozmiar granulek biomasy wewnątrz włókniny filtracyjnej waha się w dość szerokim zakresie i wynosi od kilku do kilkudziesięciu mikrometrów [SPYCHAŁA i in. 2013; SPYCHAŁA, SOWIŃSKA 2015]. Rozmiar poniżej 100 μm jest powszechnie obserwowany, np. w konwencjonalnych reaktorach z osadem czynnym – między 63 a 126 μm [PENG i in. 2012] i w reaktorach ze złożem ruchomym (MBR) – od 36 do 49 μm [LOUSADA-FERREIRA i in. 2011]. Zjawisko to może mieć związek z unikaniem przez aglomeraty bakteryjne ograniczenia dyfuzyjnego, co wskazywali PÉREZ i in. [2005] dla osadu granulowanego poddanego flokulacji (wpływ dyfuzji na absorpcję substratu znikomy dla kłaczków mniejszych niż 100 μm). W związku z tym zastosowanie podejścia modelowego, stosowanego dla osadu czynnego do określonego rodzaju biomasy utwierdzonej (w formie ziarnistej) wydaje się być uzasadnione.

Istnieją pewne podobieństwa między warunkami towarzyszącymi granulkom biomasy we włókninie filtracyjnej i kłaczkom osadu czynnego – są to: stosunkowo dobra dostępność do substratu i wystarczająca dostępność tlenu. Warunki te, w przypadku biomasy filtrów włókninowych, uzyskuje się dzięki powolnemu przepływowi substratu między cząstkami biomasy i intensywnemu dostępowi powietrza atmosferycznego [SPYCHAŁA, ŁUCYK 2015; SPYCHAŁA, SOWIŃSKA 2015].

W wielu modelach dla biomasy utwierdzonej (biofilmu) wykorzystuje się równania Monoda, jako opisujące przemiany biochemiczne [HENZE, HARREMOES 2000]. Większość istniejących modeli wykorzystuje współczynniki wyznaczone doświadczalnie i opisujące populacje pojedynczych gatunków, a znacznie mniej sza liczba modeli bierze pod uwagę konkurencję międzygatunkową [SHAFARI, VAFAI 2009].

Ważnym zagadnieniem związanym z modelowaniem wzrostu biomasy i wykorzystaniem substratu jest skład ścieków. Ścieki bytowe, oczyszczone w osadniku gnilnym, mają znacznie większy udział rozpuszczonej frakcji organicznej biodegradowalnej (50–75%) niż ścieki komunalne – tylko do 20% [MAKOWSKA, SPYCHAŁA 2014].

Celem badań przedstawionych w niniejszej pracy było zweryfikowanie, z wykorzystaniem danych empirycznych, hipotezy, że usuwanie substratu na filtrach włókninowych do oczyszczania ścieków można modelować, traktując je jako szereg reaktorów przepływowych z idealnym wymieszaniem. Założono, że za pomocą takiego modelu, będzie można zidentyfikować czynniki warunkujące obserwowaną wcześniej w ramach badań empirycznych [SPYCHAŁA, ŁUCYK 2015] zależność wpływu grubości warstwy filtracyjnej na efektywność usuwania substratu organicznego.

METODY BADAŃ

Analizę przeprowadzono dla następujących wariantów i danych: grubości włókniny filtracyjnej: 1,8 mm (2 warstwy włókniny filtracyjnej), 3,6 mm (4 warstwy włókniny filtracyjnej) i 7,2 mm (8 warstw włókniny filtracyjnej), empirycznie wyznaczonej skuteczności usuwania zanieczyszczeń w warunkach zmiennego poziomu piętrzenia ścieków; rozkładu stężenia aktywnej biomasy na przekroju poprzecznym warstwy filtracyjnej.

Eksperyment i stanowisko badawcze. Reaktory badawcze zaopatrzone w filtry włókninowe (geowłókniny polipropylenowe) zostały już wcześniej szczegółowo opisane w innych publikacjach [SPYCHAŁA i in. 2013; SPYCHAŁA, ŁUCYK 2015]. Każdy z reaktorów był zasilany ściekami bytowymi odpływającymi z osadnika gnilnego sześć razy na dobę w objętości ok. 750–780 cm³. Ścieki dopływające do filtrów (znajdujących się w reaktorach – po cztery filtry w każdym z trzech reaktorów) charakteryzowały się następującymi średnimi wartościami wskaźników zanieczyszczeń (ChZT_{Cr}) – filtry dwuwarstwowe: 580,3 mg O₂·dm⁻³ ± 65,5 mg O₂·dm⁻³ (*n* = 7), filtry czterowarstwowe: 761,5 ± 68,9 (*n* = 5), filtry osmiowarstwowe: 586,4 ± 87,3 (*n* = 5).

Model matematyczny. Do symulacji przyjęto rozkład stężenia tlenu rozpuszczonego w przekroju warstwy filtracyjnej filtra czterowarstwowego uzyskany w ramach badań empirycznych (laboratoryjnych), a także założono stałą w czasie wartość przepływu oraz, że przepływ ten odbywa się w warunkach pełnego nasycenia ściekami włókniny filtracyjnej. Przyjęto jednolite stężenie poszczególnych zmiennych niezależnych w danej warstwie przekroju poprzecznego filtra, co wynikało z założenia, że są to reaktory z idealnym wymieszaniem. W okresie badań odnotowano bardzo duże wartości temperatury panującej w laboratorium badawczym (07–08.2013): 24–25°C, dlatego do symulacji modelowych przyjęto 24,5°C jako wartość średnią.

W niniejszej pracy przedstawiono koncepcję modelu rozkładu (usuwania ze ścieków) składników odżywczych przez bakterie heterotroficzne zasiedlające filtry włókninowe o różnej grubości. Założono przy tym, że są one dominujące w bioceozie filtrów włókninowych. W ramach badań empirycznych stwierdzono stosunkowo mały udział – na poziomie ok. 8–15% – bakterii utleniających amoniak oraz azoty i azotany w ogólnej liczbie bakterii [SPYCHAŁA, STARZYK 2015]. W dodatku grupy te charakteryzowały się dużą zmiennością, co potwierdziły również oznaczenia substratów i produktów związanych z ich aktywnością. Zastosowano ogólne założenia wykorzystane wcześniej dla wstępnego podejścia do modelu matematycznego [SPYCHAŁA, STARZYK 2015], wprowadzono jednak zasadnicze zmiany. W modelu przyjęto inny rozkład suchej masy na przekroju poprzecznym (profilu) włókniny. Pierwotnie założono, że można go opisać równaniem współczynnika filtra, podanego w ogólnej postaci przez Iwasakiego [IVES 1975] i zidentyfikowanego empirycznie jako wartość: $\lambda = 4,7 \text{ m}^{-1}$. Szczegółowe analizy wykazały jednak, że o ile rozkład suchej masy w przekroju poprzecznym włókniny można z pewną zbieżnością opisać tym współczynnikiem, to już rozkład liczebności bakterii heterotroficznych, który powinien być również brany pod uwagę, znacznie odbiegał od krzywej rozkładu wartości tego współczynnika. Z tego powodu oraz ze względu na dużą zmienność stężenia suchej masy i liczebności mikroorganizmów w przekroju poprzecznym warstwy filtracyjnej, zastosowano rozkład stężenia suchej masy do celów modelowania, odpowiadający zarówno oznaczonemu doświadczalnie rozkładowi suchej masy, jak i rozkładowi heterotrofów. W porównaniu z wcześniejszymi założeniami modelowymi [SPYCHAŁA, STARZYK 2015], zweryfikowano i zmodyfikowano obliczone czasy przetrzymania ścieków wewnątrz warstwy filtracyjnej z uwzględnieniem retencji ścieków w placku filtracyjnym, co we wcześniejszym ujęciu nie miało miejsca. Przeanalizowano również filtry o mniejszej grubości.

Do symulacji modelowych wykorzystano program Aquasim [REICHERT 1998], który był już wcześniej używany do modelowania różnych rodzajów biomasy [HORN, HEMPEL 1997; MOZUMDER i in. 2014]. W porównaniu z pierwotnym podejściem, jako źródłowy wykorzystano inny plik modelowy: IAWPRC1.AQU (wcześniej – HETAUT.AQU).

Założono, że usuwanie substratu na filtrach włókninowych do oczyszczania ścieków można modelować jako procesy i zjawiska zachodzące w reaktorze rurowym, symulowanym jako szereg kilku (min. czterech) reaktorów przepływowych z idealnym wymieszaniem. Wybrane wartości parametrów modelu (np. stężenie biomasy, czas zatrzymania ścieków na filtrach itp.) wyznaczono w trakcie badań laboratoryjnych. Wykorzystano równania podane przez PEREZA i in. [2005], bazujące na modelu ASM-1: wzrost i obumieranie heterotrofów, dynamikę zmian substancji inertnych i szybkość ubywania substratu w postaci związków organicznych. Wybrane parametry modelu, zaimplementowanego w programie Aquasim, zestawiono w tabeli 1.

Tabela 1. Wybrane parametry modelu zaimplementowanego w programie Aquasim

Table 1. Selected parameters of model implemented in the Aquasim software

Parametr Parameter	Symbol Symbol	Wartość Value
Współczynnik obumierania biomasy heterotrofów w temperaturze 20°C, d ⁻¹ Decay coefficient for heterotrophs at the temperature 20°C, d ⁻¹	b_{H20}	0,48
Wskaźnik stężenia dla μ_H w warunkach anoksyicznych Concentration coefficient of μ_H under anoxic conditions	ε_g	0,8
Wskaźnik korekcyjny dla hydrolizy w warunkach atoksyicznych Correction coefficient of hydrolysis under anoxic conditions	ε_h	0,4
Frakcja biomasy przetworzona na inertywny produkt w formie substancji stałej Biomass fraction transformed to particulate inert product	f_P	0,08
Maksymalna prędkość hydrolizy w temperaturze 20°C, d ⁻¹ Maximum hydrolysis reaction rate at the temperature 20°C, d ⁻¹	k_{H20}	3
Współczynnik połowiczny nasycenia dla biomasy heterotroficznej, mg O ₂ ·dm ⁻³ Monod half saturation coefficient for heterotrophs, mg O ₂ ·dm ⁻³	K_{O2H}	0,2
Współczynnik połowiczny nasycenia dla substratu heterotrofów, mg O ₂ ·dm ⁻³ Monod half saturation coefficient for substrate – heterotrophs, mg O ₂ ·dm ⁻³	K_S	20
Maksymalna prędkość wzrostu biomasy heterotroficznej w temperaturze 20°C, d ⁻¹ Maximum growth rate of heterotrophic biomass at the temperature 20°C, d ⁻¹	μ_{H20}	6,0–10,7
Wiek biomasy, d Biomass age, d	WB	30
Frakcja biorozkładalna w całkowitym ChZT _{Cr} Biodegradable fraction of total COD	$wwDegCOD$	0,75
Frakcja rozpuszczonego inertywnego ChZT _{Cr} w całkowitym inertywnym ChZT _{Cr} Inert dissolved fraction of total inert COD	$wwDissI$	0,4
Frakcja rozpuszczona w całkowitym biorozkładalnym ChZT _{Cr} Dissolved fraction of total biodegradable COD	$wwDissS$	0,9
Frakcja bakterii heterotroficznych w cząsteczkowym biorozkładalnym ChZT _{Cr} Heterotrophic bacteria fraction of particulate biodegradable COD	$wwXH$	0,2
Stopień wykorzystania substratu przez biomasę heterotroficzną Substrate utilisation rate of heterotrophic biomass	Y_H	0,67

Źródło: opracowanie własne.

Source: own elaboration.

WYNIKI I DYSKUSJA

Skuteczność usuwania ChZT_{Cr} wyznaczona w ramach badań laboratoryjnych. Analizy laboratoryjne ścieków dla wybranego do modelowania okresu wykazały następujące średnie skuteczności usuwania zanieczyszczeń organicznych, oznaczanych jako ChZT_{Cr} : filtry dwuwarstwowe – $44,4\% \pm 4,7\%$ ($n = 18$), filtry czterowarstwowe – $57,8\% \pm 8,0\%$ ($n = 5$) i filtry ośmiowarstwowe – $65,9\% \pm 3,9\%$ ($n = 15$). Były to wartości zbliżone do średnich uzyskanych z całego okresu badań: $48,3 \pm 2,1\%$ ($n = 47$) dla filtra dwuwarstwowego, $56,9 \pm 1,8\%$ ($n = 58$) dla filtra czterowarstwowego i $64,3 \pm 1,8\%$ ($n = 62$) dla filtra ośmiowarstwowego [SPYCHAŁA, ŁUCYK 2015].

Wyniki modelowania. Do symulacji modelowej przyjęto zawartość suchej masy na profilu włóknin z okresu poboru próbek najbardziej zbliżonego do okresu, w którym oznaczano średnie wydatki i skuteczność usuwania ChZT_{Cr} , przyjęte do modelowania (08.2013). Dodatkowo sprawdzono rozkład heterotrofów na profilu włóknin i uzyskano porównywalne równania krzywych trendu (funkcja potęgowa z ujemną wartością wykładnika: 0,5–0,6).

Zawartość (stężenie) suchej masy łącznie w całym przekroju poprzecznym włókniny czterowarstwowej ($22,8 \text{ mg} \cdot \text{cm}^{-2}$) i ośmiowarstwowej ($40,5 \text{ mg} \cdot \text{cm}^{-2}$) nie odbiegała od wartości uzyskanych w innych okresach badań nad tymi samymi rodzajami filtrów [SPYCHAŁA, ŁUCYK 2015]. Średni czas retencji ścieków w filtrze obliczono, uwzględniając: grubość włókniny filtracyjnej (wraz z grubością placka filtracyjnego), porowatość rzeczywisłą oraz wydatek hydrauliczny.

Dla reaktorów modelowych przyjęto porowatość na podstawie zawartości suchej masy (średnio dla warstw z wyłączeniem warstwy pierwszej: $3,9 \text{ mg} \cdot \text{cm}^{-2}$ dla filtrów dwuwarstwowych, $4,5 \text{ mg} \cdot \text{cm}^{-2}$ dla filtrów czterowarstwowych i $4,0 \text{ mg} \cdot \text{cm}^{-2}$ dla filtrów ośmiowarstwowych) i przeliczoną dla uwodnienia biomasy strefy kolmatacyjnej na podstawie danych literaturowych [PLATZER, MAUCH 1997], która wynosiła 30%. Uzyskano w ten sposób porowatość filtrów dwuwarstwowych, wynoszącą 78%, czterowarstwowych – wynoszącą 76% i ośmiowarstwowych – 81%. Stwierdzono w ramach niniejszych badań, że aktywna była (brak różnicy w wyglądzie, zawartości suchej masy, udziału frakcji organicznej itp.) cała powierzchnia włókniny filtracyjnej, także strefy znajdujące się na nieprzepuszczalnych elementach konstrukcyjnych filtrów, co oznaczało, że te strefy również uczestniczyły w procesie usuwania związków organicznych. Dlatego do obliczenia teoretycznego średniego czasu retencji ścieków przyjęto znacznie większą powierzchnię filtracyjną (obwód filtra 33 cm) niż w wcześniejszych badaniach [SPYCHAŁA, ŁUCYK 2015; SPYCHAŁA, STARZYK 2015], w których do obliczeń przyjęto obwód filtra w rzucie z góry pomniejszony o elementy konstrukcyjne – wynoszący 21 cm. W zależności od czasu przyjętego do analiz lub symulacji modelowych średnie wydatki hydrauliczne dla tych samych filtrów różniły się znacząco (nawet kilkukrotnie). Obliczony w ramach niniejszych badań czas retencji dla

filtrów ośmiowarstwowych wyniósł 7,0 h, dla filtrów czterowarstwowych – 3,0 h, a dla filtrów dwuwarstwowych – 1,1 h.

W wyniku symulacji modelowej w przypadku filtrów ośmiowarstwowych uzyskano skuteczność usuwania substancji organicznych (zmniejszenie $ChZT_{Cr}$ na dopływie z 586 do ok. 220 $mg\ O_2 \cdot dm^{-3}$) na poziomie ok. 61% przyjmując maksymalną prędkość wzrostu biomasy heterotroficznej w temperaturze 20°C (μ_{H2O}), równą 6,0 d^{-1} i czas retencji 7 h (tab. 2, rys. 1a). Jest to wartość zbliżona do średniej wartości uzyskanej z pomiarów – 65,9%.

Tabela 2. Wartości uzyskane z pomiarów laboratoryjnych oraz przyjęte do modelowania dla filtra ośmiowarstwowego – czas retencji 7 h

Table 2. Results obtained from the laboratory study and used in modelling for eight-layer filter – hydraulic retention time 7 h

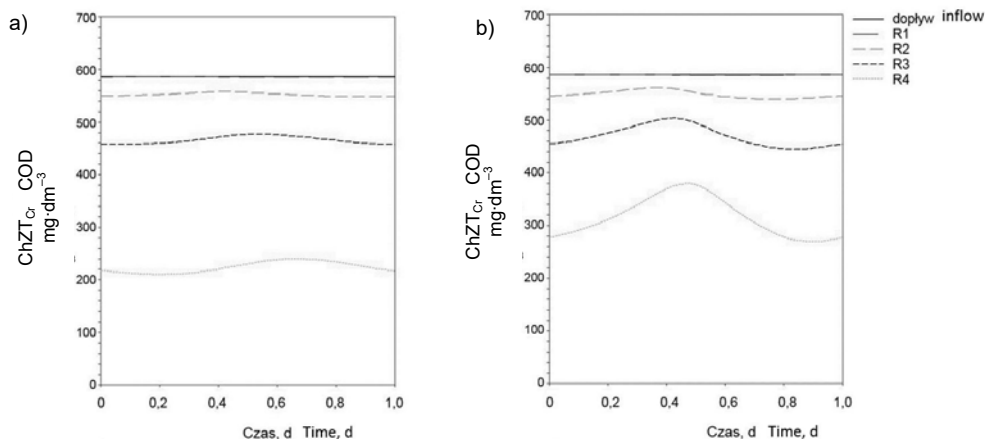
Warstwa Layer	Reaktor modelowy Model reactor	Tlen rozpuszczony Dissolved oxygen	Czas retencji Hydraulic retention time	Zawartość suchej masy X_H Dry mass content X_H		
				oznaczona laboratoryjnie obtained from the laboratory study		przyjęta do modelu matematycznego used in modelling
				$mg\ O_2 \cdot dm^{-3}$	d	$mg \cdot cm^{-2}$
W1–W2	R1	0,15	0,005	12,2; 3,7	135 111; 41 404	135 000
W3–W4	R2	0,3	0,097	3,9; 5,6	42 828; 62 222	44 000
W5–W6	R3	0,6	0,097	5,6; 2,8	62 222; 31 525	44 000
W7–W8	R4	1,2	0,097	2,7; 2,7	30 000; 44 444	44 000
Średnia z W1–W8		Average W1–W8		5,1	56 000	56 220

Źródło: opracowanie własne.

Source: own elaboration.

Praktycznie taką samą, jak w przypadku pomiarów laboratoryjnych, skuteczność uzyskaną w wyniku symulacji modelowej, wynoszącą 65,9% (zmniejszenie $ChZT_{Cr}$ z 586 do 200 $mg\ O_2 \cdot dm^{-3}$) można uzyskać dla μ_{H2O} równego 7,1 d^{-1} dla znacznie krótszego czasu retencji – 6 h. Jednak zakładając nawet bardzo dużą, największą, jaką można znaleźć w źródłach literaturowych [JEPPSSON 1996] wartość maksymalnej szybkości wzrostu μ_{H2O} , wynoszącą 10,7 d^{-1} i przyjmując krótki czas retencji (3 h) uzyskana skuteczność usuwania $ChZT_{Cr}$ jest już stosunkowo niska: 30–35% (dla stężenia tlenu rozpuszczonego w kolejnych warstwach zgodnego z pomiarami laboratoryjnymi: 0,1, 0,3, 0,6 i 1,3 $mg\ O_2 \cdot dm^{-3}$ w warstwach 1–2, 3–4, 5–6 i 7–8, odpowiednio). Przyjmując większe wartości stężenia tlenu rozpuszczonego (po 1,5 $mg\ O_2 \cdot dm^{-3}$ w warstwach: 2., 3. i 4.), można uzyskać znacz-

nie większą skuteczność – 52% w jeszcze krótszym średnim czasie retencji – 2,9 h (rys. 1b). Stosunkowo krótkie, a nawet znacznie krótsze, niż przyjęte do modelowania filtrów ośmiowarstwowych, średnie czasy zatrzymania ścieków w reaktorze, np. 4 h, można znaleźć w licznych źródłach literaturowych [ABOU-ELELA i in. 2013].



Rys. 1. ChZT_{Cr} modelowane dla filtra ośmiowarstwowego dla czasu retencji zgodnego z pomiarami laboratoryjnymi i $\mu_{H_2O} = 6,0 \text{ d}^{-1}$ (a) oraz dla podwyższonego stężenia tlenu rozpuszczonego i czasu retencji 2,9 h i $\mu_{H_2O} = 10,7 \text{ d}^{-1}$ (b); źródło: opracowanie własne

Fig. 1. Modelled COD for eight-layer filter, hydraulic retention time corresponding to the laboratory study and $\mu_{H_2O} = 6.0 \text{ d}^{-1}$ (a) and for increased dissolved oxygen concentration and hydraulic retention time 2.9 h and $\mu_{H_2O} = 10.7 \text{ d}^{-1}$ (b); source: own elaboration

W ramach wielowariantowych symulacji modelowych można również zauważyć większą niestabilność skuteczności usuwania związków organicznych (zmienność ChZT_{Cr} na odpływie) dla krótszych czasów retencji niezależnie od przyjętej wartości maksymalnej szybkości wzrostu. Podobną zależność obserwowano w ramach badań laboratoryjnych – wzrastającej niestabilności wraz ze zmniejszaniem grubości filtra (skróceniem czasu retencji).

Zmienność skuteczności usuwania ChZT_{Cr} przez filtry czterowarstwowe w trakcie badań laboratoryjnych była znaczna (duże wartości odchyłeń standardowych) nawet w okresie przyjętym do symulacji, który uznano za najbardziej „wyrównany” w stosunku do całego okresu badań i wahała się od 38 do 77%.

O ile model szeregowy minireaktorów z pełnym (idealnym) wymieszaniem można, z pewnymi ograniczeniami, stosować do określania skuteczności usuwania zanieczyszczeń przez filtry ośmiowarstwowe, o tyle dla filtrów włókninowych czterowarstwowych model ten nie daje satysfakcjonujących wyników, skuteczność uzyskana w wyniku wymodelowana wynosi bowiem zaledwie kilka procent.

Mimo krótkiego obliczonego czasu retencji ścieków w filtrze obserwowana doświadczalnie skuteczność usuwania $ChZT_{Cr}$ była dość wysoka (57,8%). Może to być związane z pewnymi zjawiskami i procesami, które mogły mieć nawet decydujące znaczenie. Do czynników takich można zaliczyć spływ cienkiej warstwy ścieków po odpowietrznej stronie filtra. Jak podaje BRONIARZ-PRESS [2004], prędkość spływu po powierzchni zarówno gładkiej, jak i chropowatej zależy od wielu czynników, a zwłaszcza struktury powierzchni oraz grubości warstewki cieczy, przy czym o ile strukturę powierzchniową włókniny dałoby się z jakimś przybliżeniem opisać, o tyle zmierzenie grubości warstewki ścieków byłoby trudne i skomplikowane, ze względu na silne uwodnienie biomasy nawet przy braku spływu po powierzchni oraz bardzo dużą zmienność lokalną zarówno wielkości porów, jak i uwodnienia.

Dla warstewki cieczy o grubości 0,1–0,2 mm prędkość przepływu jest na tyle mała, że na drodze (wysokości filtra) 30–40 cm daje czas przepływu wynoszący 1–2 h [BRONIARZ-PRESS 2004; równanie 2.1.18]. Przyjęcie takiej grubości warstewki ścieków zwiększyłoby czas przyjęty do modelowania z 3,0 do nawet 5,0 h. Przy jednoczesnym założeniu wysokiego stężenia tlenu rozpuszczonego wewnątrz włókniny: 0,15 mg $O_2 \cdot dm^{-3}$ w warstwie pierwszej i po 1,5 mg $O_2 \cdot dm^{-3}$ w warstwach: 2., 3. i 4. (tab. 3, rys. 2a) oraz wartości maksymalnej prędkości wzrostu 6,1 d^{-1} można by uzyskać skuteczność uzyskaną w wyniku modelowania, wynoszącą ok. 40%. Nieznaczne zwiększenie maksymalnej prędkości wzrostu do 6,6 d^{-1} daje już skuteczność oczyszczania, wynoszącą ok. 55% – bardzo zbliżoną do uzyskanej w ramach doświadczenia (rys. 2b). Są to jednak rozważania czysto teore-

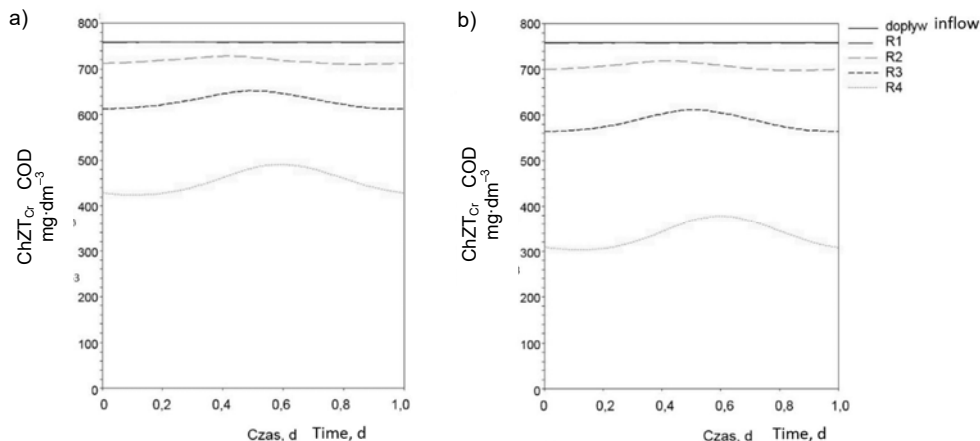
Tabela 3. Wartości uzyskane z pomiarów laboratoryjnych oraz przyjęte do modelowania dla filtra czterowarstwowego – czas retencji 5 h

Table 3. Results obtained from the laboratory study and used in modelling for four-layer filter – hydraulic retention time 5 h

Warstwa Layer	Reaktor modelowy Model reactor	Tlen rozpuszczony Dissolved oxygen	Czas retencji Hydraulic retention time	Zawartość suchej masy X_H Dry mass content X_H		
				oznaczona laboratoryjnie obtained from the laboratory study		przyjęta do modelu matematycznego used in modelling
				mg $O_2 \cdot dm^{-3}$	d	mg $\cdot cm^{-2}$
W1	R1	0,15	0,005	9,4	104 444	104 000
W2	R2	1,5	0,070	3,9	43 333	52 000
W3	R3	1,5	0,070	4,6	51 111	52 000
W4	R4	1,5	0,070	4,9	54 444	52 000
Średnia z W1–W4 Average W1–W4				5,7	63 333	65 000

Źródło: opracowanie własne.

Source: own elaboration.



Rys. 2. ChZT_{Cr} modelowane dla filtra czterowarstwowego dla czasu retencji 5,0 h i dla $\mu_{H2O} = 6,1 \text{ d}^{-1}$ (a) oraz $\mu_{H2O} = 6,6 \text{ d}^{-1}$ (b); źródło: opracowanie własne

Fig. 2. Modelled COD for four-layer filter, hydraulic retention time 5.0 h and $\mu_{H2O} = 6.1 \text{ d}^{-1}$ (a) and $\mu_{H2O} = 6.6 \text{ d}^{-1}$ (b); source: own elaboration

tyczne, gdyż nie zaistniały uzasadnione przesłanki, aby taką wartość maksymalnej szybkości wzrostu przyjąć.

W przypadku filtrów dwuwarstwowych zaproponowane podejście modelowe wydaje się być mało użyteczne, gdyż rozbieżności pomiędzy wynikami modelowymi i uzyskanymi z pomiarów są bardzo duże. Nawet uwzględniając dodatkowy dwugodzinny czas retencji na odpowietrznej powierzchni włókniny (zwiększenie

Tabela 4. Wartości przyjęte do modelowania dla filtra dwuwarstwowego – czas retencji: 3,1 h

Table 4. Results obtained from the laboratory study and used in modelling for two-layer filter – hydraulic retention time 3.1 hours

Warstwa Layer	Reaktor modelowy Model reactor	Tlen rozpuszczony Dissolved oxygen	Czas retencji Hydraulic retention time	Zawartość suchej masy, X_H Dry mass content, X_H		
				oznaczona laboratoryjnie obtained from the laboratory study		przyjęta do modelu matematycznego used in modelling
				mg·cm ⁻²	mg·dm ⁻³	mg·dm ⁻³
W1	R1	0,15	0,002			120 000
	R2	1,5	0,044	9,5	106 004	90 000
W2	R3	1,5	0,044			44 000
	R4	1,5	0,044	3,9	43 424	44 000
Średnia z W1–W2		Average W1–W2		6,7	74 714	74 500

Źródło: opracowanie własne.

Source: own elaboration.

czasu retencji z 1,1 do 3,1 h), można uzyskać skuteczność usuwania ChZT_{Cr} na poziomie zaledwie 10% (tab. 4).

Dopiero przyjęcie bardzo dużej wartości maksymalnej prędkości wzrostu – $10,0 \text{ d}^{-1}$, gdy czas retencji wynosi 3,1 h, i wysokiego stężenia tlenu rozpuszczonego wewnątrz włókny: $0,15 \text{ mg O}_2 \cdot \text{dm}^{-3}$ w warstwie pierwszej i po $1,5 \text{ mg O}_2 \cdot \text{dm}^{-3}$ w warstwach: 2., 3. i 4. daje możliwość uzyskania skuteczności oczyszczania na poziomie ok. 40–50%, a więc zbliżonej do uzyskanej w ramach badań laboratoryjnych.

Zdaniem autora, ze względów praktycznych, nie jest celowe poszukiwanie modelu matematycznego dla filtrów o małej grubości (dwuwarstwowych), wykazują one bowiem niską skuteczność i bardzo dużą niestabilność pracy, co dyskwalifikuje je jako filtry do mechaniczno-biologicznego oczyszczania, a uzasadnia, co najwyżej, stosowanie ich tylko jako filtrów mechanicznych. Ponadto filtry o mniejszej grubości są bardziej podatne na penetrację przez larwy muszek *Psychoda sp.*

WNIOSKI

Na podstawie przeprowadzonych symulacji modelowych można wyciągnąć następujące wnioski:

1. Symulacje modelowe wykazały, że podejście polegające na potraktowaniu warstwy filtracyjnej jako szeregu reaktorów z idealnym wymieszaniem i użyciem modelu ASM-1 zadowalająco odzwierciedla skuteczność usuwania zanieczyszczeń organicznych (ChZT_{Cr}) przez filtry ośmiowarstwowe, o najgrubszej z badanych warstwie filtracyjnej (7,2 mm). Głównym, sprzyjającym czynnikiem był w tym przypadku stosunkowo długi teoretyczny (obliczony) czas retencji, porównywalny z klasycznymi przepływowymi reaktorami z osadem czynnym.

2. Zaproponowane podejście modelowe do usuwania zanieczyszczeń organicznych (ChZT_{Cr}) przez filtry czterowarstwowe (3,6 mm grubości) i dwuwarstwowe (1,8 mm grubości) nie dało satysfakcjonujących rezultatów ze względu na krótki teoretyczny czas retencji ścieków w warstwie filtracyjnej; porównywalne z pomiarami laboratoryjnymi wyniki modelowania można uzyskać jedynie pod warunkiem przyjęcia skrajnie dużej wartości maksymalnej szybkości wzrostu (μ_{H20} równe $10,0 \text{ d}^{-1}$),

3. Jak wielokrotnie wcześniej wykazywano w literaturze, model ASM-1 również w przypadku niniejszych badań okazał się bardzo czuły na wartości przyjętych stałych (np. maksymalna szybkość wzrostu), czy zmienność niektórych parametrów (np. stężenia tlenu rozpuszczonego).

Badania były finansowane w ramach projektu badawczego NCN No. N N523 75 1540.

BIBLIOGRAFIA

- ABOU-ELELA S.I., FAWZYM E., EMAM W.M. GHAZY M.M. 2013. Decentralized domestic wastewater treatment using a novel hybrid upflow anaerobic sludge blanket followed by sand filtration. *Journal of Ecology and Environmental Sciences*. Vol. 4. Iss. 1 s. 91–96.
- BŁAŻEJEWSKI R. 2012. Kanalizacja terenów niezurbanizowanych [Sewerage of rural areas]. *Wodociągi – Kanalizacja*. Nr 1 s. 34–35.
- BRONIARZ-PRESS L. 2004. Hydrodynamika spływu filmowego cieczy i zjawiska przenoszenia w aparatach warstewkowych. Poznań. Wydaw. PP ss. 24.
- HENZE M., HARREMOES P. 2000. Oczyszczanie ścieków. Procesy biologiczne i chemiczne. Kielce. Wydaw. PŚk ss. 69.
- HORN H. HEMPEL D.C. 1997. Growth and decay in an auto-/heterotrophic biofilm. *Water Research*. Vol. 31. Iss. 9 s. 2243–2252.
- IVES KJ. 1975. Capture mechanisms in filtration. NATO Advanced Study Institute. Ser. E. Applied Sciences. No. 2. Leyden. Noordhoff International ss. 47.
- JEPPSSON U. 1996. Modelling aspects of wastewater treatment processes. Lund Institute of Technology (LTH). PhD thesis.
- LOUSADA-FERREIRA M., MOREAU A., VAN LIER J.B., VAN DER GRAAF J.H.J.M. 2011. Particle counting as a tool to predict filterability in membrane bioreactors activated sludge? *Water Science and Technology*. Vol. 64. Iss. 1 s. 139–146.
- MAKOWSKA M., SPYCHAŁA M. 2014. Organic compounds fractionation for domestic wastewater treatment modeling. *Polish Journal of Environmental Studies*. Vol. 23. No. 1 s. 131–137.
- MOZUMDER M.S., PICIOREANU C., VAN LOOSDRECHT M.C.M., VOLCKE E.I.P. 2014. Effect of heterotrophic growth on autotrophic nitrogen removal in a granular sludge reactor. *Environmental Technology*. Vol. 35. Iss. 8 s. 1027–1037.
- PENG G., YE F., LI Y. 2012. Investigation of extracellular polymer substances (EPS) and physico-chemical properties of activated sludge from different (municipal and industrial) wastewater treatment plants. *Environmental Technology*. Vol. 33. Iss. 8 s. 857–863.
- PEREZ J., PICIOREANU C., VAN LOOSDRECHT M. 2005. Modeling biofilm and floc diffusion processes based on analytical solution of reaction-diffusion equations. *Water Research*. Vol. 39 s. 1311–1323.
- PIASECKI A., JURASZ J. 2015. Urbanizacja a stan gospodarki wodno-ściekowej na przykładzie obszaru podmiejskiego Torunia [Urbanization and the status of water management and sewage disposal – a Toruń suburban example]. *Woda-Środowisko-Obszary Wiejskie*. T. 15. Z. 4 (52) s. 19–28.
- PLATZER C., MAUCH K. 1997. Soil clogging in vertical flow reed beds – mechanisms, parameters, consequences and solutions? *Water Science and Technology*. Vol. 35. Iss. 5 s. 175–181.
- REICHERT P. 1998. AQUASIM 2.0. Computer program for the identification and simulation of aquatic systems. Dubendorf. EAWAG.
- SHAFABI M., VAFAI K. 2009. Biofilm affected characteristics of Porous structure. *International Journal of Heat and Mass Transfer*. Vol. 52 s. 574–581.
- SPYCHAŁA M., BŁAŻEJEWSKI R., NAWROT T. 2013. Performance of innovative textile biofilters for domestic wastewater treatment. *Environmental Technology*. Vol. 34. Iss. 2 s. 157–163.
- SPYCHAŁA M., ŁUCYK P. 2015. Effect of thickness of textile filter on organic compounds and nutrients removal efficiency at changeable wastewater surface level. *Nauka Przyroda Technologic*. T. 9. Z. 3 s. 1–21.
- SPYCHAŁA M., SOWIŃSKA A. 2015. Filter cake impact on the textile filters for wastewater treatment hydraulic capacity. *Nauka Przyroda Technologic*. T. 9. Z. 4 s. 1–16.
- SPYCHAŁA M., STARZYK J. 2015. Bacteria in non-woven textile filters for domestic wastewater treatment. *Environmental Technology*. Vol. 36. Iss. 8 s. 937–945.

Marcin SPYCHAŁA

MODELLING OF ORGANIC COMPOUNDS REMOVAL FROM WASTEWATER ON TEXTILE FILTERS

Key words: *biochemical mathematical model, biofilm, heterotrophic bacteria, organic compounds, textile filter, wastewater treatment*

S u m m a r y

The aim of the study was to verify the possibility of modelling (using the ASM1 model) the removal efficiency of nonwoven filters, with special emphasis on their thickness. It was assumed that the biochemical processes taking place on the filters during the flow of wastewater pre-treated earlier in a septic tank, can be modeled as a series of flow reactors with ideal mixing. Three kinds of nonwoven filters of thickness: 1.8 mm, 3.6 mm and 7.2 mm were examined. On the basis of observations made in the course of empirical studies it was assumed that a major impact on the efficiency of removal of the substrate has a thickness of the filter layer (average retention time). Modelling calculations have shown that the treatment of the filter as a series of reactors with ideal mixing and using ASM1 model satisfactorily simulates the efficiency of organic contaminants removal by the filter having a thickness of 7.2 mm thanks to the relatively high retention time. Modelling does not give satisfactory results for filters of smaller thickness of the filter layer. The main reason was the short average retention time.

Adres do korespondencji: dr Marcin Spychała, Uniwersytet Przyrodniczy w Poznaniu, Wydział Inżynierii Środowiska i Gospodarki Przestrzennej, Katedra Inżynierii Wodnej i Sanitarnej, ul. Piątkowska 94, 60-649 Poznań; e-mail: marsp@up.poznan.pl