

POLITECHNIKA KRAKOWSKA
im. Tadeusza Kościuszki

MICHAŁ ZIELINA

MODELOWANIE PROCESU FILTROWANIA
NIEJEDNORODNYCH ZAWIESIN
PRZEZ OŚRODEK POROWATY



SERIA INŻYNIERIA ŚRODOWISKA

MONOGRAFIA 404



KRAKÓW 2011



BIBLIOTEKA CYFROWA POLITECHNIKI KRAKOWSKIEJ

PRZEWODNICZĄCY KOLEGIUM REDAKCYJNEGO
WYDAWNICTWA POLITECHNIKI KRAKOWSKIEJ

Jan Kazior

PRZEWODNICZĄCY KOLEGIUM REDAKCYJNEGO WYDAWNICTW NAUKOWYCH

Józef Nizioł

REDAKTOR SERII Stanisław Kandafer

REDAKTOR NAUKOWY Wojciech Dąbrowski

RECENZENCI Czesław Grabarczyk, Karol Kuś

SEKRETARZ SEKCJI Marta Wlazło

OPRACOWANIE REDAKCYJNE Ilona Turowska

SKŁAD I ŁAMANIE Anna Pawlik

PROJEKT OKŁADKI Jadwiga Mączka

© Copyright by Politechnika Krakowska, Kraków 2011

© Copyright by Michał Zielina, Kraków 2011

ISSN 0860-097X

Wydawnictwo PK, ul. Skarżyńskiego 1, 31-866 Kraków; tel.: 12 628 37 25, fax: 12 628 37 60
e-mail: wydawnictwo@pk.edu.pl □ www.wydawnictwo.pk.edu.pl
Adres do korespondencji: ul. Warszawska 24, 31-155 Kraków

Druk i oprawę wykonano w Dziale Poligrafii Politechniki Krakowskiej.
Ark. wyd. 12,00.

Zam. 118/2012

Nakład 180 egz.

Cena zł 26,25 z VAT



SPIS TREŚCI

Wykaz ważniejszych oznaczeń	7
1. Wprowadzenie	11
1.1. Cel i zakres rozprawy	11
1.2. Uzasadnienie przyjętego celu	13
1.3. Wkład w rozwój teorii filtrowania wody	15
1.4. Ogólne sformułowanie zagadnień	16
1.5. Przyjęte metody badawcze dla osiągnięcia założonych celów	16
I. Przegląd literatury	19
2. Tradycyjne metody opisu procesu filtrowania	19
2.1. Makroskopowe metody opisu procesu filtrowania	19
2.1.1. Równanie bilansu masy	19
2.1.2. Równanie kinetyki procesu	21
2.1.3. Opory hydrauliczne złoża	27
2.1.4. Uwagi końcowe na temat metod makroskopowych	29
2.2. Mikroskopowe metody procesu filtrowania	30
2.2.1. Fikcyjny model ośrodka porowatego i przejście do rozwiązywania makroskopowego	31
2.2.2. Modele idealne przyjmowane w metodach mikroskopowych	34
2.2.3. Modele kolmatacji ośrodka porowatego	42
2.2.4. Efektywność filtrowania zawiesin w modelach EWZ	43
2.2.5. Mechanizmy transportu cząstek podczas procesu filtrowania	45
2.2.6. Efektywność adhezji	48
2.2.7. Efektywności zatrzymywania cząstek w modelach EWZ	51
2.2.8. Weryfikacja metod mikroskopowych	51
2.2.9. Metody przenoszenia wyników uzyskiwanych z zastosowania metody mikroskopowej do rzeczywistych warunków technicznych	53
2.2.10. Idealizacja rzeczywistych warunków procesu filtrowania w modelach EWZ	55
2.2.11. Uwagi końcowe na temat metod mikroskopowych	57
2.3. Wpływ rozkładu wielkości cząstek na proces filtracji pospiesznej	59
3. Opis modelu matematycznego zaproponowanego przez Mackiego	65
4. Kontrola liczby i wielkości cząstek na filtrach pospiesznych	79

II. Badania własne i przyjęta metodyka badań	85
5. Współczesne techniki pomiaru ilości cząstek rozproszonych w zawiesinie...	85
5.1. Mętność.....	85
5.2. Liczba i wielkości cząstek w zawiesinie	87
5.3. Podstawy teoretyczne pomiaru liczby i rozkładu wielkości cząstek oraz mętności.....	90
6. Zmodyfikowany model	97
6.1. Model makroskopowy	99
6.2. Model zastępczy	102
6.3. Model idealny kulisty	104
6.4. Model kapilarny.....	107
6.5. Początkowy współczynnik efektywności filtrowania λ_0	111
6.6. Wyznaczenie współczynników λ_0 dla złoża naturalnego w określonych warunkach badawczych	113
6.7. Charakterystyczne stężenia osadu σ_m, σ_{gr}	116
6.8. Wyznaczenie σ_m, σ_{gr} dla złoża naturalnego w określonych warunkach badawczych	120
6.9. Wyznaczenie parametrów $\lambda_1, \lambda_m, \sigma_1$	121
6.10. Wysokość strat ciśnienia	124
7. Zastosowana metoda obliczeniowa.....	125
8. Stanowiska badawcze	131
8.1. Stanowisko laboratoryjne nr 1	131
8.2. Stanowisko laboratoryjne nr 2	135
8.3. Stanowisko laboratoryjne nr 3	135
8.4. Stanowisko badawcze w skali technicznej nr 1	138
8.5. Stanowisko badawcze w skali technicznej nr 2	139
8.6. Aparatura pomiarowa.....	140
8.6.1. Uzasadnienie wyboru aparatury do pomiaru wielkości cząstek	141
9. Badania eksperymentalne	145
9.1. Pomiarы wstępne.....	145
9.2. Eksperymentalna weryfikacja modelu Mackiego	146
9.2.1. Przebieg eksperymentów i weryfikacja laboratoryjna z użyciem zawiesiny krzemionki z pominięciem koagulacji	148
9.2.2. Weryfikacja laboratoryjna z użyciem zawiesiny glinokrzemianu z pominięciem koagulacji	152
9.2.3. Weryfikacja laboratoryjna z użyciem zawiesiny glinokrzemianu po flokulacji.....	155
9.2.4. Weryfikacja w skali technicznej	159
9.2.5. Ocena weryfikacji modelu Mackiego	161

9.3. Weryfikacja eksperymentalna zmodyfikowanego modelu.....	162
9.3.1. Weryfikacja laboratoryjna zmodyfikowanego modelu	163
9.3.1.1. Eksperymenty z użyciem zawiesiny krzemionki Sipernat 310 z pominięciem koagulacji	163
9.3.1.1.1. Eksperyment 1	163
9.3.1.1.2. Eksperyment 2	167
9.3.1.1.3. Eksperyment 3	169
9.3.1.1.4. Eksperyment 4	172
9.3.1.2. Eksperymenty z użyciem zawiesiny glinokrzemianu z pominięciem koagulacji.....	176
9.3.1.2.1. Eksperyment 5	176
9.3.1.2.2. Eksperyment 6	181
9.3.1.3. Eksperymenty z użyciem zawiesiny glinokrzemianu poddanej koagulacji	182
9.3.1.3.1. Eksperyment 7	182
9.3.1.3.2. Eksperyment 8	185
9.3.2. Weryfikacja zmodyfikowanego modelu w skali technicznej.....	187
9.3.2.1. Eksperymenty w stacji filtrów na rzece Dłubni.....	188
9.3.2.1.1. Eksperyment 9	188
9.3.2.1.2. Eksperyment 10	191
9.3.2.2. Eksperymenty w stacji filtrów na rzece Raba	194
9.3.2.2.1. Eksperyment 11	194
9.4. Analiza wpływu wielkości cząstek na pomiar mętności i efektywność jej usuwania podczas procesu filtrowania	196
9.4.1. Eksperymentalna analiza różnych sposobu pomiaru efektywności usuwania cząstek podczas procesu filtrowania z zastosowaniem zawiesiny z pominięciem koagulacji	200
9.4.2. Eksperymentalna analiza różnych sposobów pomiaru efektywności usuwania cząstek podczas procesu filtrowania z zastosowaniem zawiesiny poddanej koagulacji	204
9.5. Eksperymentalna weryfikacja modelu kapilarnego	208
10. Podsumowanie i wnioski	215
10.1. Wnioski ogólne	215
10.2. Wnioski szczegółowe	217
Literatura.....	223
Streszczenia.....	235
Indeks	241



WYKAZ WAŻNIEJSZYCH OZNACZEŃ

d_{cz}	– średnica cząstek zawiesiny [m]
d	– średnica ziarna [m]
d_i	– zastępcza średnica cząstki zawiesiny należącej do i -tej grupy [m]
k	– współczynnik filtracji, nazywany także współczynnikiem przepuszczalności [m/s]
k_B	– stała Boltzmana [J/K]
m	– liczba typów (grup wielkości) cząstek rozproszonych w zawiesinie
n	– liczba elementarnych warstw w złożu [–]
p	– nadciśnienie w złożu [Pa]
q	– objęściowe natężenie przepływu przez jedną rurkę kapilarną [m ³ /s]
r_0	– promień ziarna kulistego [m]
r_{cz}	– promień cząstki zawiesiny [m]
r_i	– zastępczy promień cząstki zawiesiny należącej do i -tej grupy [m]
t	– czas (zmienna niezależna) [h]
w	– prędkość (pozorna) filtracji odnoszona do pola całego przekroju poprzecznego złoża [m/s]
w_{op}	– prędkość swobodnego opadania cząstki stałej w wodzie
w_{rz}	– rzeczywista prędkość przepływu wody w kanalikach złoża [m/s]
$w(r_d)$	– prędkość przepływu cieczy w odległości r_d od osi kapilary [m/s]
ABS	– absorbancja, zwana również gęstością optyczną, wielkość charakteryzująca absorpcję światła przez substancję
C	– objęściowe stężenie zawiesiny w przepływającej wodzie zdefiniowane jako iloraz objętości fazy rozproszonej i objętości mieszaniny [obj/obj]
C_0	– objęściowe stężenie zawiesiny w wodzie surowej (nad złożem filtracyjnym) [obj/obj]
C_i	– stężenie cząstek zawiesiny i -tego typu zdefiniowane jako iloraz objętości cząstek i -tego typu do objętości cieczy, w której są rozproszone [obj/obj]
C_{j-1}	– objęściowe stężenie zawiesiny dopływającej do j -tej elementarnej warstwy złoża [obj/obj]
C_j	– objęściowe stężenie zawiesiny wypływającej z j -tej elementarnej warstwy złoża [obj/obj]
D	– współczynnik dyfuzji [m ² /s]
E	– efektywność usuwania cząstek w całym złożu [–]

E_j	– efektywność zatrzymywania cząstek w j -tej elementarnej warstwie złoża [–]
I	– spadek hydrauliczny, będący spadkiem wysokości hydraulicznej do odległości, na której on nastąpił [–]
I_0	– natężenie światła rozproszonego pod kątem θ względem osi poziomej przechodzącej przez źródło światła [W/m^2]
I_T	– natężenie fali światła transmitowanego ($\theta = 0$) [W/m^2]
I_0	– natężenie światła padającego na cząstkę zawieszoną w cieczy [W/m^2]
L_j	– wysokość elementarnej warstwy złoża [m]
L	– wysokość złoża [m]
N_k	– liczba elementarnych komórek złoża w elementarnej warstwie złoża przypadająca na jednostkę powierzchni przekroju złoża [$1/\text{m}^2$]
R	– promień kapilary w modelu kapilarnym wyznaczony dla złoża zakolmatowanego [m]
R_0	– promień kapilary w modelu kapilarnym symulującym czyste złożo [m]
R_1	– odległość detektora intensywności światła od mierzonej próbki [mm]
T	– temperatura [$^{\circ}\text{C}$]
Z	– grubość próbki z zawiesiną, przez którą przechodzi wiązka światła [mm]
ε	– zmienna w czasie przestrzenna porowatość złoża filtracyjnego [–]
ε_0	– początkowa porowatość złoża (czystego, niezakolmatowanego, po płukaniu) [–]
ε_d	– porowatość osadu [–]
σ	– stężenie osadu zdefiniowane jako iloraz objętości cząstek fazy stałej zatrzymanych na powierzchni ziaren do objętości porowatego ośrodka, w którym się znajdują [obj/obj]
$\sigma_{1,i}$	– wartość stężenia osadu, przy dwukrotności której współczynnik efektywności filtrowania osiąga wartość $\lambda_{1,j}$ [obj/obj]
σ_{gr}	– wartość σ , po osiągnięciu której nie występuje dalsze zatrzymywanie zawiesin w złożu [obj/obj]
$\sigma_{gr,i}$	– graniczna wartość stężenia osadu, powyżej której cząstki typu i przestają być zatrzymywane ($\lambda_i = 0$) [obj/obj]
σ_i	– stężenie osadu złożonego z cząstek i -tego typu zdefiniowane jako iloraz objętości zatrzymanych cząstek i -tego typu do objętości złoża, w którym się znajdują [obj/obj]
$\sigma_{m,i}$	– wartość stężenia osadu σ , przy której λ_i osiąga wartość $\lambda_{m,i}$ [obj/obj]
ρ_{cz}	– gęstość cząstek zawiesin [kg/m^3]
ρ_z	– gęstość ziaren w złożu [kg/m^3]
ρ_w	– gęstość wody [kg/m^3]
μ	– dynamiczny współczynnik lepkości cieczy [Pa s]

Δh	– wysokość strat ciśnienia w złożu [m H ₂ O]
ψ^*	– bezwymiarowa funkcja prądu przepływającego cieczy [–]
λ	– współczynnik efektywności filtrowania zawiesin, opisujący kinetykę zatrzymywania zawiesin w złożu filtracyjnym [1/m]
λ_d	– długość fali świetlnej [m]
λ_i	– współczynnik efektywności filtrowania cząstek typu i [1/m]
$\lambda_{m,i}$	– maksymalna wartość współczynnika efektywności filtrowania cząstek typu i w funkcji $\lambda(\sigma)$ (osiągnięta na początku etapu pogarszania się jakości filtratu) [1/m]
λ_0	– wartość λ dla czystego złoża [1/m]
$\lambda_{0,i}$	– współczynnik efektywności filtrowania cząstek typu i w czystym złożu ($\sigma = 0$) [1/m]
λ_s	– współczynnik liniowych strat ciśnienia [–]
$(\lambda_0)_{\text{fav}}$	– wartość współczynnika efektywności filtrowania dla czystego złoża w warunkach efektywności adhezji równej 100% [1/m]
η_0	– efektywność transportu cząstek w obszar działania sił adhezyjnych w elementarnej komórce czystego złoża [–]
η_t	– efektywność transportu cząstek w obszar działania sił adhezyjnych w elementarnej komórce złoża [–]
η_j	– efektywność zatrzymywania cząstek w elementarnej komórce złoża, zdefiniowanej jako iloraz objętości cząstek zatrzymanych w elementarnej komórce złoża przez objętość cząstek do niej dopływających [–]
$\gamma(r_d)$	– szybkość ścinania w odległości r_d od środka kapilary [1/s]
ν	– kinematyczny współczynnik lepkości [m ² s ^{–1}]
$\tau(r_d)$	– naprężenie ścinające w odległości r_d od środka kapilary [Pa]

Dolne wskaźniki:

i	– odnosi się do określonego typu (grupy wielkości) cząstek rozproszonych w zawiesinie
j	– odnosi się do określonej elementarnej warstwy złoża
ref	– odnosi się do parametrów filtrowania w warunkach umownie nazwanych warunkami odniesienia. Pomiary przeprowadzone podczas eksperymentów w warunkach odniesienia posłużyły do wyznaczenia występujących w opisie matematycznym współczynników empirycznych



1. WPROWADZENIE

1.1. CEL I ZAKRES ROZPRAWY

Opracowano dotychczas wiele fenomenologicznych, stochastycznych i mikroskopowych modeli filtrowania zawiesin przez sypkie złoża filtracyjne o wymiarach porów wielokrotnie przekraczających wymiary zatrzymywanych cząstek fazy stałej. Pomimo tych wysiłków wciąż brakuje uniwersalnego narzędzia pozwalającego na matematyczne modelowanie procesu filtrowania w dowolnych warunkach eksploatacyjnych. Taki teoretyczny model powinien uwzględniać niejednorodność zawiesiny, tak pod względem wielkości, jak i kształtu cząstek, ściśliwość odłożonych w złożu filtracyjnym osadów pokoagulacyjnych, wpływ parametrów fizycznych i chemicznych wody na efektywność filtrowania, wpływ nie tylko potencjału zeta cząstek i powierzchni ziaren złoża, ale również potencjału powierzchniowego i przestrzenny rozkład ładunków w warstwie dyfuzyjnej i adsorpcyjnej kolidów i zawiesin wodnych. Istotne znaczenie ma również porowatość zgromadzonego w porach złoża osadu pokoagulacyjnego, trudna do zinterpretowania fizycznego dla niedużych grubości osadu, a także zjawisko samoczynnego zagęszczania się złoża filtracyjnego w pierwszym okresie po płukaniu filtrów.

Skoro dotychczasowe próby modelowania zjawiska filtrowania zawiesin i kolidów wodnych przez sypkie złoża filtracyjne nie pozwoliły na uzyskanie właściwych rezultatów poza doświadczeniami w skali laboratoryjnej, prowadzonymi na niekoagulowanej i zazwyczaj jednorodnej zawieszynie, to powstaje pytanie, czy bardziej efektywne nie byłoby zastosowanie modeli łączących w sobie zalety podejścia mikroskopowego, stochastycznego i fenomenologicznego. Idąc za tak sformułowanym przypuszczeniem, postanowiono kontynuować próbę stworzenia takiego mieszanego modelu, pierwotnie zaproponowanego przez R.I. Mackiego.

Podstawowym celem niniejszej rozprawy jest więc opracowanie zmodyfikowanego modelu filtrowania niejednorodnej zawiesiny, oryginalnie zaproponowanego przez R.I. Mackiego z Uniwersytetu w Dundee oraz porównania tego modelu z modelem Mackiego i z wynikami badań eksperymentalnych.

Charakterystyczną cechą obu tych modeli jest uwzględnienie niejednorodności zawiesiny poprzez zastosowanie odrębnych równań kinetyki zatrzymywania w złożu cząstek fazy stałej o różnym zakresie wymiarów. Zasadnicza koncepcja modelu Mackiego jest oparta na klasycznych równaniach metod makroskopowych. Opracowana przez R.I. Mackiego funkcja $\lambda(\sigma)$, podobnie jak na przykład funkcje zapro-

ponowane przez K.J. Ivesa, uwzględnia często obserwowaną początkowo poprawę, a następnie pogarszanie się współczynnika efektywności filtrowania zawiesin wraz ze wzrostem stężenia osadu. Wyznaczenie zaproponowanej przez Mackiego funkcji $\lambda(\sigma)$ wymaga eksperymentalnego wyznaczenia charakterystycznych wartości tej funkcji, takich jak początkowa i maksymalna wartość współczynnika efektywności filtrowania oraz graniczna wartość stężenia osadu, po osiągnięciu której nie występuje dalsze zatrzymywanie zawiesin w złożu.

W celu uwzględnienia, bez konieczności przeprowadzania dodatkowych eksperymentów, wpływu zmieniających się warunków i parametrów przebiegu procesu filtrowania, takich jak prędkość filtracji, lepkość, uziarnienie złoża oraz niejednorodność dopływającej zawiesiny, na przebieg funkcji $\lambda(\sigma)$ do modelu wprowadzono wybrane równania metod mikroskopowych.

Model Mackiego zakładał, iż wartości granicznego stężenia osadu i maksymalnej efektywności filtrowania zostaną osiągnięte dla dowolnych warunków filtrowania, zawsze przy takich samych siłach ścinających działających na znajdujące się w pobliżu ziarna złoża cząstki o takiej samej wielkości.

Do modelu Mackiego wprowadzono modyfikację polegającą między innymi na zastąpieniu zastosowanej do opisu warunków hydrodynamicznych przy powierzchni ziaren złoża siły ścinającej naprężeniem ścinającym, które – jak sugerują wyniki niektórych eksperymentów – opisuje precyzyjniej te warunki. Modyfikacja ta bardzo uprościła model i pozwoliła na wyprowadzenie równań umożliwiających analityczne wyznaczenie współczynników efektywności filtrowania dla poszczególnych warstw czystego złoża o niejednorodnym uziarnieniu tylko w odniesieniu do pomiaru na wlocie do filtra i wylocie z filtra.

Kolejnym istotnym elementem uwzględnionym w obu modelach była niejednorodność zawiesiny. Jak wskazywały wcześniejsze doniesienia, niejednorodność zawiesiny może w niektórych przypadkach znacząco wpływać na przebieg procesu filtrowania i zasadne wydawało się potwierdzenie tego wpływu i przeanalizowanie konieczności jego uwzględniania.

Dodatkowym celem rozprawy jest sprawdzenie, czy zastąpienie występującego w opisach matematycznych stężenia zawiesiny zmierzonymi wartościami mętności może w niektórych przypadkach być źródłem rozbieżności pomiędzy obliczeniami matematycznymi i pomiarami eksperymentalnymi. Przeanalizowano również przydatność stosowania liczników cząstek w stacjach filtrów.

Na końcu przeprowadzono eksperymentalną weryfikację modelu kapilarnego.

Dzięki postępowi technologicznemu ostatnich lat możliwe było prowadzenie badań eksperymentalnych z użyciem nowoczesnej aparatury do laserowego pomiaru wielkości cząstek, jak również do pomiaru potencjału zeta.

1.2. UZASADNIENIE PRZYJĘTEGO CELU

Opracowanie opisu matematycznego na podstawie fizycznego modelu R.I. Mackiego i zweryfikowanie go ma wiele uzasadnień. Model uwzględnia równania metod mikroskopowych do wyznaczenia zmiany wartości współczynnika filtrowania zawieszin w funkcji $\lambda(\sigma)$ w zależności od zmieniających się warunków procesu filtrowania. Dotychczas metody mikroskopowe ze względu na wysoki stopień złożoności oraz trudności przenoszenia wyników na warunki rzeczywiste traktowane były jako mało przydatne dla celów inżynierskich. Metody te wykorzystywano głównie do naukowych celów poznawczych. Proponowany opis matematyczny może jednak okazać się krokiem w kierunku ewentualnego zastosowania w przyszłości metod mikroskopowych lub ich wybranych elementów również do celów inżynierskich.

W opracowanym opisie matematycznym wybrane równania metod mikroskopowych zostały zastosowane tylko do obliczenia zmian eksperymentalnie wyznaczonych współczynników funkcji $\lambda(\sigma)$ dla zmieniających się warunków przebiegu procesu filtrowania. Przyjęte w metodach mikroskopowych uproszczenia mogą generować pewne błędy z pełnym zastosowaniem tych metod i wykorzystaniem do bezpośredniego obliczenia wartości przebiegu procesu filtrowania. Jednak wykorzystanie tylko wybranych zależności metod mikroskopowych i uwzględnianie ich wyłącznie do analizy wpływu zmian warunków filtrowania na zmiany wartości współczynników występujących w funkcji $\lambda(\sigma)$, pomimo zastosowanych uproszczeń, nie powinno generować znacznych błędów. Weryfikacji tych przypuszczeń służy niniejsza rozprawa.

Kolejnym istotnym elementem opracowywanego i weryfikowanego opisu matematycznego jest uwzględnienie wpływu niejednorodności zawiesziny poprzez wprowadzenie osobnych równań kinetyki dla czterech grup wielkości cząstek rozproszonych w zawieszinie.

W ostatnich latach udokumentowano eksperymentalnie obserwacje, wskazujące, iż w wielu przypadkach przebiegi procesu filtrowania dla poszczególnych grup wielkości cząstek zawiesziny niejednorodnej znacznie się od siebie różnią. Ta obserwacja sugeruje, iż uzasadnione może być rozpatrywanie osobnych równań kinetyki procesu filtrowania dla danych grup wielkości cząstek.

Niestety, uwzględnienie osobnych równań kinetyki dla poszczególnych grup wielkości cząstek zawiesziny znacznie rozbudowuje opis matematyczny. Konieczne jest więc zweryfikowanie zasadności rozpatrywania osobnych równań kinetyki dla wybranych grup wielkości cząstek.

Rozpatrywanie konieczności ewentualnego uwzględniania osobnych równań kinetyki dla określonych grup wielkości cząstek ma również uzasadnienie praktyczne. W ostatnich dwudziestu latach rozwinęły się i zostały spopularyzowane techniki

pomiaru wielkości i liczby cząstek rozproszonych w wodzie. W polskich stacjach uzdatniania wody aparaty do ich pomiaru wciąż nie są stosowane, jednak w niektórych krajach, takich jak np. Stany Zjednoczone, są one instalowane już dziś dość powszechnie. Można zatem przypuszczać, że w przyszłości koszty tych urządzeń znacznie się obniżą, sprawiając, iż staną się zdecydowanie dostępnejsze.

Jednak niezależnie od ceny i dostępności liczników i analizatorów wielkości cząstek, ich zastosowanie do kontrolowania jakości wody do picia i procesów jej uzdatniania musi mieć pełne uzasadnienie.

Wyniki weryfikacji opisu matematycznego uwzględniającego niejednorodność zawiesiny mogą być przyczynkiem do oceny zasadności kontrolowania rozkładu wielkości cząstek zawieszonych z zastosowaniem liczników cząstek. Zasadność stosowania liczników cząstek jest nie tylko związana z wyborem pomiędzy korzyściami wynikającymi z uwzględnienia stężeń poszczególnych grup wielkości cząstek a ich nieuwzględnieniem i analizowaniem całkowitego stężenia zawiesiny. Z inżynierskiego punktu widzenia wybór ten dokonywany jest pomiędzy pomiarem stężenia zawiesiny z ewentualnym uwzględnieniem rozkładu wielkości cząstek wyznaczanym za pomocą licznika cząstek a pomiarem mętności, która zazwyczaj przyjmowana jest w zastępstwie stężenia zawiesiny w warunkach technicznych. To tłumaczy konieczność przeprowadzenia w rozprawie głębszej analizy porównawczej wyników uzyskanych z pomiarów mętności, stężenia zawiesiny i stężeń cząstek z danych grup wielkości oraz wpływu zmieniającego się w czasie udziału cząstek z poszczególnych grup wielkości na pomiar mętności w filtracji.

Ostatnim spośród założonych celów rozprawy była weryfikacja jednej z metod mikroskopowych przyrównującej pory złoża do kapilar. Metoda ta bezpośrednio wiązała się z przyjętym opisem matematycznym, gdyż niektóre spośród jej równań były wykorzystane do wyznaczenia naprężenia ścinającego przy powierzchni ziaren złoża i do zmiany maksymalnej wartości współczynnika efektywności filtrowania. Ewentualna pozytywna weryfikacja tej techniki stanowiłaby dodatkowe uzasadnienie stosowania jej elementów w przyjętym opisie matematycznym. Jednak brak pozytywnej weryfikacji nie musiał dezawuować założonego opisu matematycznego, gdyż technika kapilarna była w nim uwzględniona tylko do wyznaczenia wpływu zmian parametrów filtrowania na zmiany współczynników występujących w funkcji opisującej zależność pomiędzy współczynnikiem efektywności filtrowania zawiesin a stężeniem osadu. Brak pełnej kontroli pomiaru takiego parametru jak porowatość osadu i zastąpienie go wartością odpowiednio dobraną z literatury mógł generować pomijalnie mały błąd, niemający większego wpływu na ostateczny wynik. Wymagało to jednak przeanalizowania i ewentualnego potwierdzenia.

1.3. WKŁAD W ROZWÓJ TEORII FILTROWANIA WODY

Ogólnie tradycyjne metody modelowania procesu filtrowania można podzielić na dwie najistotniejsze grupy: makroskopowe i mikroskopowe. Metody należące do pierwszej z tych grup, dzięki zastąpieniu drobnoskalowych efektów lokalnych odpowiednimi wielkościami uśrednionymi, są stosunkowo łatwo weryfikowalne eksperymentalnie i w ograniczonym zakresie przydatne do zastosowań inżynierskich. Metody mikroskopowe natomiast ze względu na wysoki stopień złożoności oraz trudności przenoszenia wyników na warunki rzeczywiste traktowane były dotychczas jako mało przydatne dla celów inżynierskich i głównie wykorzystywano je do naukowych celów poznawczych.

Badania opisane w niniejszej dysertacji są próbą zastosowania wybranych elementów metod mikroskopowych w formie uzupełnienia metody makroskopowej, mającego na celu rozszerzenie zakresu zastosowania metody makroskopowej. Przeprowadzenie weryfikacji opracowanego opisu matematycznego dostarczy odpowiedzi na pytanie, czy prowadzenie dalszych badań w tym kierunku jest uzasadnione, czy też nie.

Niniejsza dysertacja potwierdzi lub zaprzeczy konieczności uwzględniania osobnych równań kinetyki dla poszczególnych grup wielkości cząstek zawiesiny niejednorodnej. Ewentualne potwierdzenie lub zaprzeczenie będzie jednym z elementów uzasadniających lub zaprzeczających przydatność stosowania liczników cząstek do monitorowania i modelowania procesu filtrowania. Uzyskaniu odpowiedzi na pytanie dotyczące zasadności stosowania liczników cząstek służy również analiza zależności pomiędzy pomiarem mętności a pomiarami stężenia zawiesiny i stężenia danych grup wielkości cząstek w filtracie podczas przebiegu procesu filtrowania.

Wykonane badania mają zatem dostarczyć odpowiedzi na pytanie dotyczące celowości uzupełniania pomiaru mętności o pomiar liczby i wielkości cząstek. Weryfikacja opracowanego opisu matematycznego dostarczy natomiast odpowiedzi na pytanie, czy wprowadzenie do modelu R.I. Mackiego naprężenia ścinającego do opisu warunków hydrodynamicznych przy powierzchni ziaren złoża jest słuszne. Wkład habilitanta w rozwój teorii filtrowania wody związany jest z ostatecznym wynikiem weryfikacji opracowanego modelu. W przypadku pozytywnej weryfikacji opracowanego modelu może on być rekomendowany i stosowany przy projektowaniu filtrów w warunkach inżynierskich. W powiązaniu z równaniami opisującymi hydraulikę pracy filtrów może służyć jako narzędzie wspomagające wybór sposobu regulacji filtrów oraz optymalizacji ich pracy. W przypadku negatywnej weryfikacji opracowanego modelu uzyskane wnioski i obserwacje będą stanowiły podstawę dla prowadzenia kolejnych badań nad teorią filtrowania wody.

1.4. OGÓLNE SFORMUŁOWANIE ZAGADNIEŃ

Ogólne zagadnienia badawcze poruszane w niniejszej rozprawie przedstawiono w formie pytań:

1. Czy zaproponowany opis matematyczny został opracowany na właściwych podstawach teoretycznych, czy stosowanie elementów metod mikroskopowych jako uzupełnienie metod makroskopowych jest słuszne i może rozszerzyć zakres ich stosowania?
2. Czy uzasadnione jest prowadzenie badań nad zastosowaniem metod mikroskopowych lub ich elementów do modelowania procesu filtrowania w przyszłości, czy raczej trzeba traktować je jako tylko przydatne do naukowych celów poznawczych?
3. Czy opracowany opis matematyczny nadaje się do zastosowań inżynierskich i czy można go rekomendować jako narzędzie równie przydatne lub w specyficznych sytuacjach nawet przydatniejsze niż opisy matematyczne dotychczas zaproponowane?
4. Czy istnieje uzasadnienie rozbudowywania opisów matematycznych procesu filtrowania przez uwzględnienie osobnych równań stężenia osadu dla poszczególnych przedziałów wielkości cząstek?
5. Czy stosowanie liczników cząstek do monitorowania i modelowania procesu filtrowania jest zasadne?

Poszukiwaniu odpowiedzi na postawione wyżej pytania służy opracowana rozprawa.

1.5. PRZYJĘTE METODY BADAWCZE DLA OSIĄGNIĘCIA ZAŁOŻONYCH CELÓW

Jednym z podstawowych celów niniejszej pracy habilitacyjnej było opracowanie zmodyfikowanego modelu R.I. Mackiego. Osiągnięciu tego celu służyła wnikliwa analiza istniejących metod makroskopowych i mikroskopowych, a także podstaw mechaniki filtrowania. Konieczne było również opracowanie metody rozwiązywania opisu matematycznego dla zmodyfikowanego modelu Mackiego.

Kolejnym istotnym celem niniejszej rozprawy była weryfikacja zmodyfikowanego, ale także i oryginalnego modelu Mackiego. Została ona zrealizowana na podstawie eksperymentów laboratoryjnych oraz eksperymentów w skali technicznej.

W celu weryfikacji laboratoryjnej zaprojektowano i zbudowano stanowisko składające się z odpowiednio opomiarowanych dwóch kolumn filtracyjnych i układu zasilania. Pomiary w skali technicznej natomiast wykonano w dwóch krakowskich

stacjach uzdatniania wody. Przeprowadzone pomiary eksperymentalne w laboratorium i w stacjach filtrów oraz rozwiązane układy równań pozwoliły na porównanie wyników obliczeń z pomiarami eksperymentalnymi. Celem tych porównań była weryfikacja badanych modeli matematycznych¹.

Eksperymenty prowadzone były tak, aby mogły również posłużyć do oceny kolejnego zagadnienia podjętego w niniejszej pracy, dotyczącego zasadności uwzględniania osobnych równań stężenia osadu w modelowaniu procesu filtrowania. Podczas badania procesu filtrowania we wszystkich przypadkach dokonywano pomiaru liczby i wielkości cząstek, ale także tradycyjnych wskaźników efektywności procesu filtrowania, takich jak mętność nefelometryczna i absorbancja.

Porównanie przebiegów efektywności procesu filtrowania uzyskanych na podstawie poszczególnych wskaźników jakości wody oraz analiza oparta na rozwiązaniu zagadnienia rozpraszania światła na cząstkach kulistych, nazywane rozwiązaniem Mie, mają na celu określenie wpływu wielkości cząstek na pomiar mętności nefelometrycznej i absorbancji oraz ocenę zasadności instalowania liczników cząstek w stacjach uzdatniania wody.

Na koniec poddano weryfikacji model kapilarny. W tym celu przeprowadzono pomiary eksperymentalne, które pozwoliły na sprawdzenie zgodności objętości cząstek zatrzymanych w złożu z wartościami obliczonymi na podstawie modelu kapilarnego. Niestety, do pełnej weryfikacji konieczna była kontrola porowatości osadu powstałego przez skumulowanie cząstek zawiesiny w przestrzeni porowatej. Ze względu na brak możliwości bezpośredniego pomiaru tego parametru, jego wartość była przyjęta w odniesieniu do danych literaturowych. W zależności od rodzaju filtrowanej zawiesiny wyznaczono prawdopodobne zakresy wartości porowatości osadu i porównano wyniki obliczeń teoretycznych z wynikami prac eksperymentalnych. Metoda kapilarna w warunkach prowadzonego eksperymentu nie mogła więc być w pełni zweryfikowana – ze względu na brak kontroli porowatości osadu, który to parametr nabiera klarownego sensu fizycznego dopiero po przekroczeniu pewnej grubości warstwy osadu.

¹ Badania realizowane w ramach badań własnych w Katedrze Wodociągów, Kanalizacji i Monitoringu Środowiska Politechniki Krakowskiej w latach 2007–2010 oraz w ramach Projektu Badawczego Ministerstwa Nauki i Szkolnictwa Wyższego nr 4 T09D 03125 w latach 2002–2006, których autor rozprawy był kierownikiem.



I. PRZEGLĄD LITERATUROWY

2. TRADYCYJNE METODY OPISU PROCESU FILTROWANIA

2.1. DEFINICJA

Metody makroskopowe, zwane też fenomenologicznymi [48, 184], polegają na rozpatrywaniu dwufazowych przepływów przez ośrodek porowaty, przyczepiania się drobnych cząstek zawiesin do powierzchni ziaren lub odrywania osadów z powierzchni ziaren, z zastosowaniem modeli fizycznych w przestrzeni makroskopowej. Drobnoskalowe efekty lokalne są zastępowane odpowiednimi wielkościami uśrednionymi, które wchodzi w skład równań zachowania oraz równań konstytutywnych. Dzięki temu można uniknąć konieczności uwzględniania komplikacji, związanych z chwilową zmiennością parametrów lokalnych.

Uogólniając, można stwierdzić, że metody makroskopowe opisują proces filtrowania, odnosząc się do równania bilansu masy i kinetyki procesu filtrowania lub równoważnego oraz strat naporu hydraulicznego w procesie filtrowania.

2.1.1. RÓWNANIE BILANSU MASY

Prawo zachowania masy dla elementarnej objętości porowatego ośrodka dla nieściśliwej zawiesiny oraz płaskorównoległego przepływu wzdłuż osi x , przedstawiono w pełnej formie [94, 96, 98, 138] równaniem:

$$\frac{\partial(\sigma + \varepsilon C)}{\partial t} = - \frac{\partial[wC - D(\partial C / \partial x)]}{\partial x}, \quad (2.1)$$

gdzie:

- ε – zmienna w czasie przestrzenna porowatość złoża filtracyjnego,
- D – współczynnik dyfuzji zależny od rodzaju ośrodka, substancji dyfundującej i od warunków, w jakich te ciała się znajdują (temperatura, gęstość),
- C – objętościowe stężenie zawiesiny,
- w – prędkość (pozorna) filtracji,

- x – współrzędna mierzona wzdłuż drogi przepływu,
- σ – stężenie osadu, zdefiniowane jako iloraz objętości cząstek fazy stałej zatrzymanych na powierzchni ziaren do objętości porowatego ośrodka w którym się znajdują.

Przy założeniu, że w i D są stałe w elementarnej objętości porowatego ośrodka, równanie (2.1) przyjmuje uproszczoną postać [95]:

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} + \frac{\partial(\epsilon C)}{\partial t} + w \frac{\partial C}{\partial x} - D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} = 0, \quad (2.2)$$

w którym pierwsze wyrażenie opisuje szybkość kumulacji fazy stałej na powierzchni ziaren, drugie – szybkość zmian liczby cząstek zawieszonych w przepływającej przez złożę cieczy, a trzecie – transport adwekcyjny cząstek zawiesiny, czyli wynikający z przemieszczania się mas wody, i ostatnie – transport dyfuzyjny. W większości praktycznych przypadków dyfuzyjny strumień jest wielokrotnie mniejszy od adwekcyjnego, można go zatem pominąć. Wówczas równanie bilansu masy przyjmuje postać [28, 94, 96, 97, 98]:

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} + \frac{\partial(\epsilon \cdot C)}{\partial t} + w \frac{\partial C}{\partial x} = 0 \quad (2.3)$$

W przypadku niskich stężeń zawiesiny, o wartościach dużo mniejszych od jedności, czyli takich, jakie zazwyczaj występują podczas uzdatniania wody w równaniu bilansu masy (2.3), można wprowadzić uproszczenie polegające na założeniu, że porowatość złoża $\epsilon(\sigma)$ jest stała i równa porowatości początkowej ϵ_0 [57, 98]. Wtedy równanie to można przekształcić do równania:

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} + \epsilon_0 \frac{\partial C}{\partial t} + w \frac{\partial C}{\partial x} = 0, \quad (2.4)$$

gdzie:

ϵ_0 – początkowa porowatość złoża (czystego, niezakolmatowanego).

Aby precyzyjnie opisać przebieg procesu filtrowania, czas t występujący w równaniu (2.4), powinien być zastąpiony czasem $\tau(t, x)$, zdefiniowanym jako czas mierzony od chwili dopłynięcia czoła zawiesiny do punktu o współrzędnej x :

$$\tau = t - \frac{\epsilon_0}{u} \quad (2.5)$$

Po zamianie współrzędnej t na τ równanie bilansu masy przyjmuje postać:

$$\frac{\partial \sigma}{\partial \tau} + \epsilon_0 \frac{\partial C}{\partial \tau} + w \cdot \frac{\partial C}{\partial x} = 0 \quad (2.6)$$

W większości zastosowań technicznych czas dopływu czoła fali zawiesiny ($x\epsilon_0/w$) do punktu o współrzędnej x jest bardzo mały w porównaniu z wartościami czasu, dla

których poszukujemy rozwiązań, można więc go pominąć i z powrotem zastąpić czas $\tau(t, x)$ czasem t . W warunkach technicznych również niewielka jest szybkość zmian liczby cząstek rozproszonych w przepływającej przez złoż zawieszynie w porównaniu z liczbą cząstek zatrzymanych w złożu. To pozwala na pominięcie środkowego członu w równaniu (2.6). Po wprowadzeniu tych uproszczeń równanie (2.6) przyjmuje postać równania [3, 19, 26, 28, 57, 61, 71, 125, 126, 147]:

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} + w \frac{\partial C}{\partial x} = 0 \quad (2.7)$$

Jest to powszechnie używana przy opisie procesu filtrowania postać równania bilansu masy. Jest ona identyczna z postacią zaproponowaną bez szczegółowego wyprowadzenia już w 1937 roku przez Iwasakiego [75].

Chociaż równanie Iwasakiego nie obejmuje wszystkich wyrażen bilansu masy, wiele badań eksperymentalnych [67, 69] wskazuje na dobrą zgodność wyników obliczeń przeprowadzonych z zastosowaniem równania (2.7) z wynikami pomiarów. Szczegółowe wyprowadzenie równania Iwasakiego zostało zaprezentowane w pracy [48].

2.1.2. RÓWNANIE KINETYKI PROCESU

Aby uzyskać opis przebiegu procesu filtrowania uwzględniający informacje o stężeniu zawiesziny i stężeniu osadu na dowolnej głębokości i w dowolnej chwili procesu: $C(x, t)$, $\sigma(x, t)$, oprócz równania bilansu masy konieczna jest znajomość równania opisującego kinetykę zatrzymywania cząstek stałych w złożu filtracyjnym. W ogólnej postaci równanie kinetyki procesu filtrowania można zapisać np. za pomocą równania:

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} = f_{\sigma}(C, \sigma, \bar{Y}), \quad (2.8)$$

gdzie:

\bar{Y} – wektor zawierający wszystkie parametry wpływające na osadzanie cząstek zawieszin oraz na morfologię cząstek już osadzonych, między innymi są to: wielkość ziaren złoża i porowatość czystego złoża, prędkość filtracji. Parametry te są ustalone dla danego przebiegu procesu filtrowania. Badania eksperymentalne [67, 70] oraz modele statystyczne procesu filtrowania [10, 27, 125] wskazują na to, że równanie (2.8) można zapisać w znacznie prostszej postaci:

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} = \lambda(\sigma) C w \quad (2.9)$$

Jeżeli przyjmie się uproszczenia w równaniu bilansu masy (2.3), po uwzględnieniu których równanie (2.3) przyjmuje postać równania (2.7), to stosując proste

przekształcenia arytmetyczne [19, 57], można wykazać, że równanie kinetyki (2.9) jest równoważne równaniu (2.10) zaproponowanemu jeszcze przez Iwasakiego [75]:

$$\frac{\partial C}{\partial x} = -\lambda C \quad (2.10)$$

Funkcję λ można zapisać w najogólniejszej postaci jako:

$$\lambda = \lambda_0(\vec{Y})f_\lambda(\sigma, \vec{Y}), \quad (2.11)$$

gdzie:

$\lambda(\sigma)$ – współczynnik efektywności filtrowania zawiesin opisujący kinetykę zatrzymywania cząstek w złożu filtracyjnym,

λ_0 – wartość λ dla czystego złoża,

$f_\lambda(\sigma)$ – bezwymiarowa funkcja stężenia osadu σ .

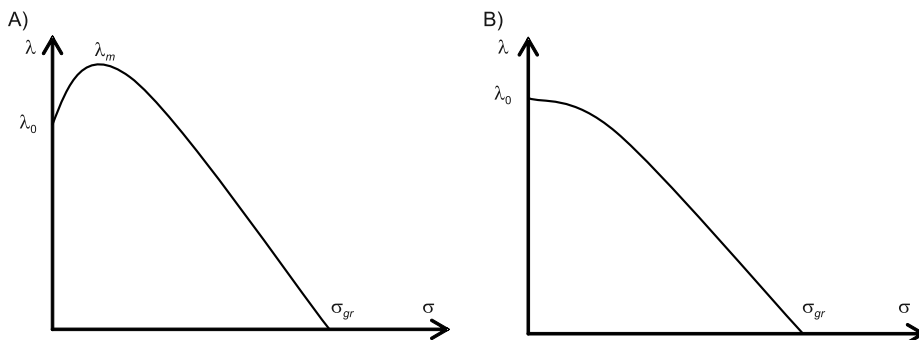
Stężenie zawiesiny na głębokości x dla czystego złoża jednorodnego ($\lambda(x) = \lambda_0 = \text{const}$) można obliczyć bezpośrednio z równania (2.12) uzyskanego z przekształcenia równania (2.10):

$$C = C_0 \exp(-\lambda_0 x), \quad (2.12)$$

gdzie:

C_0 – objęściowe stężenie zawiesiny w wodzie dopływającej do filtra.

W celu obliczenia wartości stężenia zawiesiny w dowolnej chwili filtrowania i na dowolnej głębokości złoża niezbędna jest znajomość funkcji $\lambda(\sigma)$. Dwa najczęściej obserwowane przebiegi tej zależności przedstawiono na rysunku 2.1.1.



Rys. 2.1.1. Najczęściej pojawiające się przebiegi funkcji $\lambda(\sigma)$ podczas filtrowania:

A) z uwzględnieniem początkowej poprawy efektywności usuwania,

B) z pominięciem początkowego etapu poprawy

Pierwszy z nich przedstawia krzywa na wykresie A. Uwzględnia ona początkowy wzrost wartości współczynnika efektywności filtrowania zawiesin λ wraz z kolmatacją złoża, aż do osiągnięcia wartości maksymalnej λ_m , po osiągnięciu której współczynnik λ spada aż do zera [46, 58, 67, 109, 125, 126, 154, 155].

Drugi, rzadziej obserwowany [16, 29, 58, 154, 155, 159] typ przebiegu funkcji $\lambda(\sigma)$ przedstawiono na wykresie B. Przyjmuje on, że warunki filtracji są od początku niekorzystne i ulegają stopniowemu pogarszaniu wraz ze wzrostem kolmatacji, a funkcja λ liniowo maleje od wartości λ_0 aż do zera.

W niektórych przypadkach, przy niższych stężeniach dopływającej zawiesiny, można przyjąć, że współczynnik efektywności filtrowania [160] utrzymuje w początkowym etapie procesu filtrowania stałą wartość równą λ_0 .

Przeprowadzono wiele badań eksperymentalnych, których celem było wyznaczenie wartości parametru λ_0 . W tabeli 2.1.1 przedstawiono przykładowe wyniki tych badań [20, 21, 30, 32, 69, 73, 79, 102, 109, 111, 116, 142, 149, 169].

Tabela 2.1.1

Przykładowe wyniki badań, które pozwoliły uzyskać wartość λ_0

Rodzaj materiału złoza	Średnica ziaren złoza [mm]	Rodzaj zawiesiny	Średnica ziaren zawiesiny [mm]	Prędkość filtracji [m/h]	λ_0 [cm ⁻¹]	Uwagi	Nazwisko autora i data wykonania eksperymentu
węglan wapnia	kształt nieregularny	kłaczkowe żelazowe	10	4,92	0,1		V. Mackrle (1960)
antracyt	0,77	kwarc	2–22	4,92	0,064		L.E. Robinson (1961)
piasek	0,54	chlorella	10	4,92	0,34		K.J. Ives (1961)
piasek	0,647	ziemia	2–22	4,722	0,363		A.K. Deb (1969)
węgiel granulowany	0,594	glina	4–40	5,082	0,102		A.A. Mehter (1970)
piasek	0,86	glina	8	8,0	0,59		S. Sembi (1981)
szkło	0,505	ług	26	7,2	0,481		H.W. Chiang (1983)
szkło	0505	widlak	26	3,6	0,029		H.W. Chiang (1985)
PVC	22-25	PVC	a) 0,63–1,26 (13%) b) 1,26–2,52 (28%) c) 2,52–5,04 (44%) d) 5,04–10,98(15%)	2,4	0,09 0,05 0,1 0,35	$T = 18^\circ\text{C}$ $\varepsilon = 0,379$	R.I. Mackie R.M.W. Horner (1987)
piasek	8,5	platane	3,5	16	0,25		S. Vigneswaren, J.S. Chang, J.G. Janssens (1990)
szkło	0,6	latex	6	6,12	0,127	pH = 2,0	J.L. Darby, R.E. Attanasio, D.F. Lawler (1992)
piasek	1,80	węglan wapnia	1,1-1,8	6,48	0,035		S.M. Kau D.F. Lawler (1995)
szkło	0,60–0,71	PVC	a) 0,63–1,26 (8%) b) 1,26–2,52 (25%) c) 2,52–5,04 (40%) d) 5,04–10,98 (25%)	4,8	0,09 0,05 0,1 0,35	$T = 17,5^\circ\text{C}$ $\varepsilon = 0,364$ $C = 116,6 \text{ mg/l}$	R.I. Mackie, Q. Zhao (1997)

Opracowano [149] także równania półempiryczne umożliwiające obliczenie wartości λ_0 dla dowolnych warunków filtracji na podstawie niewielkiej liczby prze-

prorowadzonych pomiarów eksperymentalnych. Równania te wykorzystują podstawowe zależności wynikające z wiedzy teoretycznej na temat zjawisk fizykochemicznych zachodzących podczas procesu filtrowania, natomiast szczegółową analizę teoretyczną zastępują współczynnikami empirycznymi.

Jednym z bardziej znanych równań tego typu jest zależność zaproponowana przez Ivesa [70]:

$$\lambda_0 d_{cz} = a' \left(\frac{d_{cz}}{d} \right)^{e_1} \left(\frac{k_B T}{12 \pi u d_{cz} w d} \right)^{e_2} \left(\frac{2g(\rho_{cz} - \rho_w) d_{cz}^2}{36 \mu w} \right)^{e_3} \left(\frac{\rho_w w d_z}{\mu} \right)^{e_4}, \quad (2.13)$$

gdzie:

- d_{cz} – średnica cząstek zawiesiny,
- d – średnica ziarna w złożu,
- k_B – stała Boltzmanna,
- ρ_{cz} – gęstość zawiesin,
- ρ_z – gęstość ziarna w złożu,
- ρ_w – gęstość wody,
- μ – dynamiczny współczynnik lepkości cieczy,
- T – temperatura,
- a', e_1, e_2, e_3, e_4 – stałe empiryczne.

Poszczególne czynniki iloczynu po prawej stronie równania (2.13) opisują wpływ podstawowych zjawisk towarzyszących filtrowaniu na wartość λ_0 i są to w kolejności zapisanej w równaniu (2.13): bezpośrednie zaczepianie, dyfuzja, sedimentacja i inercja.

Jeżeli założymy, że badana zawiesina jest jednorodna, i jeżeli w badaniach pomiernymy zjawisko sufozji, czyli odrywania cząstek osadzonych wcześniej na ziarnach złoża, to ogólną postać funkcji f_λ z równania (2.11) można zapisać jako:

$$f_\lambda = f_\lambda(\sigma, \varepsilon_0, \sigma_{gr}) \quad (2.14)$$

gdzie:

- σ_{gr} – graniczna wartość stężenia osadu, po osiągnięciu której nie występuje dalsze zatrzymywanie cząstek fazy stałej na ziarnach złoża.

Przeprowadzone liczne badania eksperymentalne zaowocowały wyznaczeniem wielu różnych równań na funkcję f_λ . Większość z nich można jednak przedstawić za pomocą ogólnego równania zaproponowanego przez Ivesa [66, 67] i Mohanka [120]:

$$f_\lambda = \left(1 + \frac{R'\sigma}{\varepsilon_0} \right)^y \left(1 - \frac{\sigma}{\varepsilon_0} \right)^z \left(1 - \frac{\sigma}{\sigma_{gr}} \right)^x, \quad (2.15)$$

gdzie:

R' – współczynnik upakowania złoża,

x, y, z – wykładniki potęg.

Przykładowe postaci funkcji f_λ oraz wyznaczone na ich podstawie równania kinetyki i ich algebraiczne rozwiązania przedstawiono w tabeli 2.1.2 [68, 72, 74, 75, 96, 97, 109, 117, 110, 112, 149, 157].

Tabela 2.1.2

Opracowane postaci funkcji f_λ

Nazwisko autorów i rok opublikowania badań	Funkcja f_λ zapisana za pomocą równaniu (2.15) z wyznaczonymi współczynnikami x, y, z	Równanie kinetyki uzyskane na podstawie funkcji f_λ $\frac{\partial C}{\partial x} =$	Rozwiązanie analityczne $\frac{C(x, \sigma = 0)}{C_0} =$
Iwasaki (1937)	1, 0, 0	$-\lambda_0 C$	$e^{\lambda_0 x}$
Mints (1951) Litwiniszyn (1967)	$f_\lambda = 1 - \frac{a_3 \sigma}{\lambda_0 w C}$	$-\lambda_0 C + a_3 \sigma / w$	$1 - e^{a_3 \tau} \int_0^{\lambda_0 \cdot x} e^{-\zeta} J_B(2\sqrt{a_3 \tau \zeta}) d\zeta$
Shekhtman (1961)	0, 1, 0	$-\lambda_0 (1 - \sigma/\varepsilon_0) C$	$\frac{e^{\lambda_0 w C_0 \tau / \varepsilon_0}}{e^{\lambda_0 x} + e^{\lambda_0 w C_0 \tau / \tau_0} - 1}$
Ives (1963)	1, 1, 1	$-(\lambda_0 + c_1 \sigma - c_2 \sigma^2 / (\varepsilon_0 - \sigma)) C$	$\exp\{-(\lambda_0 + c_1 \sigma - c_2 \sigma^2 / (\varepsilon_0 - \sigma)) x\}$
Maroudas (1965)	0, 0, 1	$(1 - \sigma/\sigma_{gr}) (-\lambda_0 C)$	$\frac{\exp(C_0 w \lambda_0 t \sigma_{gr}^{-1})}{\exp(C_0 w \lambda_0 t \sigma_{gr}^{-1}) + \exp(\lambda_0 x) - 1}$
Mackrle (1965)	1, 1, 0	$(-\lambda_0 C)(1 + R' \sigma / \varepsilon_0)(1 - \sigma/\varepsilon_0)$	
Tien (1989)	$1 - \frac{b(\sigma - \sigma_s)}{\lambda_0 C}$	$-\lambda_0 C + b(\sigma - \sigma_s)$	

gdzie:

a, a_3, b, c_1, c_2 – współczynniki empiryczne,

σ_{gr} – wartość σ , przy której następuje odrywanie cząstek osadu,

J_B – zmodyfikowana funkcja Bessela pierwszej klasy, rzędu zerowego,

σ_{gr} – wartość σ , przy której cząstki przestają być zatrzymywane w danej warstwie złoża.

Pomimo bezpośrednich dowodów [17] ukazujących odrywanie się agregatów cząstek zatrzymanych wcześniej na powierzchni ziaren złoża, wciąż istnieją kon-

trowersje co do znaczenia zjawiska sufozji w procesie filtrowania i konieczności jego uwzględniania w opisach matematycznych. Istnieje wiele teorii, których celem jest opisanie przebiegu tego zjawiska podczas procesu filtrowania, niestety ze względu na obiektywne trudności kontrolowania przebiegu sufozji, teorie te do dziś nie są w pełni udowodnione i wzbudzają sporo emocji.

Większość spośród badaczy nie kwestionuje już dzisiaj istnienia samego zjawiska sufozji, raczej jego znaczenia w procesie filtrowania. Istnieją bowiem teorie, częściowo potwierdzone eksperymentalnie [47], iż oderwane agregaty – po przepłynięciu krótkiej drogi w złożu filtracyjnym – często zostają ponownie osadzone na ziarnach. Prowadzone są również dyskusje, na którym etapie procesu filtrowania rola zjawiska sufozji zaczyna być istotna.

Jeden z bardziej znanych opisów matematycznych, zaproponowany najpierw przez Minca [117], a następnie przez Litwiniszyna [96, 97], zapisany za pomocą równania przedstawionego w tabeli 2.1.2, sugeruje, iż zjawisko sufozji występuje od samego początku procesu filtrowania i nasila się wraz z kumulacją osadów. W równaniu tym przyjęto, że intensywność zatrzymywania cząstek w złożu nie zależy od stężenia osadu, natomiast prędkość odrywania się cząstek jest wprost proporcjonalna do stężenia osadu w danej chwili. Teoria ta jest jednak dość kontrowersyjna. Dla zapisanej funkcji f_λ równanie kinetyki (2.10) przyjmuje postać dwuczłonową. Pierwszy człon tego równania opisuje proces zatrzymywania cząstek w warstwie złoża, drugi natomiast ich odrywanie.

Równania bilansu masy (2.7) i kinetyki (2.9) tworzą układ równań różniczkowych cząstkowych typu parabolicznego, w celu rozwiązania których konieczne jest zastosowanie metod numerycznych [5, 23, 158]. Jednak dla przyjętych warunków granicznych (2.16) i (2.17) Herzig, Leclerc i LeGoff [55] opracowali przybliżone rozwiązanie algebraiczne układu równań (2.3) i (2.9) w postaci równania (2.18). Podobne równanie zostało opracowane niezależnie także przez J. Litwiniszyna [95–99]:

$$\text{dla } t = x \cdot \varepsilon_0 / u \quad \sigma(x, t) = 0, \quad (2.16)$$

$$\text{dla } x = 0, t > 0 \quad C(x, \tau) = C_0, \quad (2.17)$$

$$\frac{\partial \sigma}{\partial x} = -\lambda(\sigma + \varepsilon C) \quad (2.18)$$

Warunek graniczny (2.16) oznacza, że czoło przepływającej zawiesiny z prędkością rzeczywistą $w_0 = w/\varepsilon_0$ trafia na czysty porowaty ośrodek. Natomiast warunek brzegowy (2.17) definiuje stężenie dopływającej do filtra zawiesiny jako równe stałej wartości C_0 przez cały czas trwania procesu.

Równanie (2.18) jest przybliżonym równaniem bilansu masy, przy założeniu, że wpływ dyfuzji jest pomijalnie mały. Podczas wyprowadzenia równania (2.18)

przyjęto uproszczenie polegające na traktowaniu współczynnika λ jako wartości stałej, podczas gdy wiadomo, iż podczas procesu filtrowania zmienia się on wraz ze wzrostem stężenia osadu. Kolejnym krokiem uproszczającym równanie (2.18) było założenie, że iloczyn $\varepsilon C \ll \sigma$. Założenie to wynika bezpośrednio z faktu, że $\varepsilon < 1$ i $C \ll 1$. W konsekwencji równanie (2.18) przyjmuje postać:

$$\frac{\partial \sigma}{\partial x} = -\lambda \sigma \quad (2.19)$$

Łącząc równanie (2.19) z równaniem Iwasakiego (2.10) i stosując proste przekształcenia algebraiczne, wyprowadzono uproszczone równanie

$$\frac{C}{C_0} = \frac{\sigma}{\sigma_0}, \quad (2.20)$$

gdzie:

C_0, σ_0 – wartości stężenia zawiesiny i osadu przy $x = 0$. Przy czym wartość C_0 jest to wartość stężenia zawiesiny w dopływie do złoża i pozostaje stała przez cały czas procesu filtrowania, natomiast wartość σ_0 odnosi się do górnej warstwy złoża i zmienia się w czasie.

2.1.3. OPORY HYDRAULICZNE ZŁOŻA

Do ustalenia żądanych przepływowych warunków filtrowania i optymalizacji filtrów niezbędna jest także, oprócz informacji o stężeniach zawiesiny i osadu w dowolnej chwili i na dowolnej głębokości, znajomość oporów hydraulicznych. Zazwyczaj podczas procesu filtrowania zakłada się, iż przepływ przez złożo jest laminarny. Przy tym założeniu dla złoża filtracyjnego w stanie początkowym, gdy jest ono czyste, uznaje się, że równanie Kozeny'ego-Carmana:

$$\left(\frac{\Delta h}{\Delta x} \right)_o = K \frac{\mu}{\rho_w} \frac{w}{g} \frac{(1-\varepsilon)^3}{\varepsilon_0^3} \left(\frac{1}{d} \right)^2 \quad (2.21)$$

pozwala na dość dokładne [48] wyznaczenie wartości wysokości strat ciśnienia.

Kozeny wyznaczył wartość współczynnika K na podstawie modelu kapilarnego jako równą 72, jednak późniejsze badania eksperymentalne i analizy przeprowadzone przez Carmana wykazały, że droga pokonywana w złożu przez płyn (ciecz lub gaz) jest zdecydowanie dłuższa niż przyjęta w obliczeniach i stąd wartość K powinna być większa. Przeprowadzono wiele badań w celu wyznaczenia wartości K i przyjmuje się ją zazwyczaj równą 144 lub większą [48].

Metody przyrostu strat ciśnienia w trakcie procesu filtrowania można podzielić na dwie grupy: obliczeniowe i eksperymentalne [48]. Pierwsza z nich uzależnia przyrost oporów hydraulicznych od przyrostu stężenia osadu w złożu, który został

wyznaczony na dowolnej głębokości i w dowolnej chwili procesu w odniesieniu do przedstawionych wcześniej równań bilansu masy i kinetyki.

Jednak to, jaki jest wpływ stężenia osadu na opory hydrauliczne, w znacznym stopniu zależy od morfologii osadu, na którą wpływ ma wiele parametrów, takich jak choćby porowatość początkowa, kształty i wielkości ziaren w złożu oraz cząstek zawiesiny, prędkość filtracji, własności fizykochemiczne cząstek zawiesiny. Jeżeli wpływ tych parametrów zostanie uwzględniony w postaci wektora \vec{Y} , przyrost oporów hydraulicznych można wtedy zapisać w ogólnej postaci, za pomocą równań:

$$\frac{\partial p}{\partial x} = \left(\frac{\partial p}{\partial x} \right)_0 f_p(\sigma, \vec{Y}), \quad (2.22)$$

$$\Delta p = \left(\frac{dp}{dx} \right)_0 \int_0^x f_p(\sigma, \vec{Y}) dx, \quad (2.23)$$

gdzie:

p – nadciśnienie w złożu,

Δp – opory hydrauliczne przy przepływie przez warstwę złoża o długości x .

Istnieje wiele różnych wzorów empirycznych funkcji f_p [16, 21, 32, 42, 66, 69, 74, 118, 120, 138, 149, 157]. Wybrane z nich przedstawiono w tabeli 2.1.3.

Tabela 2.1.3

Przykładowe równania funkcji f_p

Nazwisko i rok opublikowania	Funkcja $f_p(\sigma, \mathbf{Y}) =$
Ives (1961)	$1 + p' \left\{ (\lambda_0 + R' \epsilon_0) \sigma + [(c_3 + R') / 2] \sigma^2 + R' \epsilon_0^2 \ln(\epsilon_0 - \sigma) / \epsilon_0 \right\}$
Camp (1964)	$\left(\frac{\epsilon_0}{\epsilon_0 - \sigma} \right)^3 \left(\frac{1 - \epsilon_0 + \sigma}{1 - \epsilon_0} \right)^2 \left[\sqrt{\left(\frac{\sigma}{3(1 - \epsilon_0)} + \frac{1}{4} \right)} + \frac{\sigma}{3(1 - \epsilon_0)} + \frac{1}{2} \right]$
Ives (1965)	$\left(\frac{1 - \epsilon_0 + \sigma}{1 - \epsilon_0} \right)^{4/3} \left(\frac{\epsilon_0}{\epsilon_0 - \sigma} \right)^3$
Maroudas, Eisenklam (1965)	$(1 - 2\sigma/\beta_1)^{-2}, \beta > 0$
Mintz (1966)	$1 + k\sigma/t, k > 0$
Deb (1969)	$\left\{ 1 + G \left[1 - 10^{-k_1 \sigma / (1 - \epsilon_d)} \right] \right\} / \left[\frac{\epsilon_0}{\epsilon_0 - \sigma / (1 - \epsilon_d)} \right]^3$
Ives (1969)	$\left(1 + \frac{R' \sigma}{\epsilon_0} \right)^{2e_1^*} \left(1 - \frac{\sigma}{\epsilon_0} \right)^{2e_2^* - 3}, R' > 0, e_1^* > 0, e_2^* > 0$

cd. tab. 2.1.3

Mohanka (1969)	$1 + \sigma / \varepsilon_0(2\rho + 1) + \sigma^2 / \varepsilon_0^2(2\rho + 1)^2 + \sigma^3 / \varepsilon_0^3(2\rho + 1)^3 + \dots$
Mehter et al. (1970)	$\left[\frac{1}{(1 - \beta_2 \sigma)^{\beta_3}} \right]^m \quad \beta_2 > 0, \quad m > 0$
Mehter (1970)	$1 + k_2 \sigma, \quad k_2 > 0$
Ives (1978)	$1 + [(2R' - 1) / \varepsilon_0] \sigma + [(R'^2 - 2R') / \varepsilon_0^2] \sigma^2 - (R'^2 / \varepsilon_0^3) \sigma^3$
Ives (1981); Ives, Sembi (1982)	$\left(\frac{1 - \varepsilon_0 + \sigma}{1 - \varepsilon_0} \right)^{c_4} \left(\frac{\varepsilon_0}{\varepsilon_0 - \sigma} \right)^{c_5}$
Tien (1989)	$1 + d\sigma^e$
L.T. Fan (1985)	$\frac{\alpha + \beta}{\beta + \alpha \exp[-(\alpha + \beta)] t}$

W tabeli 2.1.3 użyto następujących oznaczeń:

$$G(\sigma, d_c/d_2) = \lambda/\lambda_0,$$

α, β – stałe opisujące odpowiednio proces zatykania porów i odrywania się cząstek osadzonych,

ε_d – porowatość osadu,

$p', \beta_1, \beta_2, \beta_3, k, k_1, k_2, e_1^*, e_2^*, c_3, c_4, c_5, d, e, m$ – stałe empiryczne.

2.1.4. UWAGI KOŃCOWE NA TEMAT METOD MAKROSKOPOWYCH

Liczba opisów matematycznych uwzględniających metody makroskopowe jest dziś bardzo bogata. Jak wynika z przedstawionego przeglądu, wiedza na ich temat zaczęła rozwijać się już w pierwszej połowie zeszłego wieku. W niniejszej rozprawie przedstawiono tylko ogólny zarys metod makroskopowych, gdyż autor uznał, że jest on wystarczający z punktu widzenia przyjętych celów niniejszej rozprawy. Istnieją już artykuły i książki podsumowujące wiedzę na temat metod makroskopowych również w języku polskim. Na szczególne podkreślenie zasługuje tu książka profesora Cz. Grabarczyka pt. *Hydromechanika filtrowania wody* [48], która w bardzo przejrzysty, a zarazem wnikliwy sposób przedstawia pełny przegląd istniejących bezpośrednich metod makroskopowych.

Z przedstawionego krótkiego przeglądu literatury widać, iż opisy matematyczne zastosowane w metodach makroskopowych, dzięki zastępowaniu drobnoskalowych efektów lokalnych odpowiednimi wielkościami makroskopowymi, są relatywnie proste. Nie wymagają znajomości opisów i parametrów mikroskopowych, takich jak na przykład opis przepływu wody wokół ziaren, albo parametry kształtu,

czy też gęstość cząstek zawiesiny. Jest to duża zaleta metod makroskopowych, która sprawia, że metody te mogą być przydatne również w zastosowaniach inżynierskich.

Pomiar większości parametrów mikroskopowych, wymaganych do szczegółowego opisu zawiesiny i odkładającego się osadu, przy dzisiejszym stanie wiedzy i możliwościach technicznych jest bardzo trudny albo wręcz niemożliwy do przeprowadzenia w skali technicznej. Wiarygodność metod makroskopowych i ich przydatność do celów inżynierskich została potwierdzona wielokrotnie poprzez weryfikacje eksperymentalne, również w skali technicznej.

Metody makroskopowe dzięki swojej praktyczności są stosowane przy optymalizacji i projektowaniu filtrów w stacjach uzdatniania wody. Wadą modeli makroskopowych jest natomiast konieczność przeprowadzenia w wielu przypadkach eksperymentów pilotażowych dla zawiesiny i materiału złoża identycznych jak podczas eksploatacji. Ewentualne próby dobrania współczynników wymaganych w równaniach empirycznych na podstawie danych literaturowych często stanowią dużą trudność, gdyż opisane eksperymenty charakteryzują się zazwyczaj różną jakością dopływającej do filtrów zawiesiny i odmiennymi warunkami procesu.

Ponadto w trakcie eksploatacji filtrów zdarza się, że zmienia się stratyfikacja ziaren złoża, np. poprzez dosypanie antracytu. Zmianie często ulegają też parametry jakościowe dopływającej do filtrów zawiesiny, a także temperatura w cyklu rocznym. Te i inne parametry wpływają w większym lub mniejszym stopniu na przebieg procesu filtrowania. Tylko niektóre spośród matematycznych opisów makroskopowych, jak np. Ivesa, podejmują próbę uwzględniania wpływu zmian warunków procesu filtrowania na przebieg funkcji $\lambda(\sigma)$. Większość z opisów matematycznych wymaga dodatkowego doboru odpowiednich współczynników empirycznych, czy to na podstawie literatury, czy też eksperymentów pilotażowych. Wymusza to zazwyczaj konieczność powtórzenia eksperymentów lub też wyznaczenia już na etapie projektowym większej liczby współczynników uwzględniających ewentualne zmiany warunków procesu filtrowania. W obu przypadkach wiąże się to z dodatkowymi kosztami i niedogodnościami. Oczywiście istnieje pewien zakres zmian warunków procesu filtrowania, w którym funkcja $\lambda(\sigma)$ z inżynierskiego punktu widzenia zmienia się w niewielkim stopniu, nie wymuszając konieczności uwzględniania zmian funkcji $\lambda(\sigma)$.

2.2. MIKROSKOPOWE METODY PROCESU FILTROWANIA

W drugiej połowie lat siedemdziesiątych zeszłego wieku zaproponowano nowy sposób modelowania procesu filtrowania, w którym złoża filtracyjne dzielono na elementarne warstwy, a elementarne warstwy na elementarne komórki. Elementarna komórka złoża była wyidealizowanym fragmentem złoża, w którym kształty ziaren lub porów zostały uproszczone do kształtów znanych figur geometrycz-

nych [187]. Model fizyczny ośrodka porowatego przyjęty w elementarnej komórce złoża pozwalał na matematyczny opis przepływu strumienia cieczy w pustej przestrzeni wokół pojedynczej kulki lub wewnątrz pojedynczego pora. Uwzględniając rozkład sił działających na cząstki zawiesiny znajdujące się w tym strumieniu, wyznaczano graniczne trajektorie przepływu cząstek przez elementarne komórki złoża.

Graniczna trajektoria przepływu cząstek oddzielała cząstki, które znajdują się w obszarze działania sił adhezji ziarna złoża od cząstek, które w tym obszarze się nie znajdują i przepłyną do kolejnej elementarnej warstwy złoża. W ten sposób możliwe było wyznaczenie efektywności transportu cząstek w obszar działania sił adhezji w poszczególnych elementarnych komórkach złoża.

Ostateczną efektywność zatrzymania cząstek zawiesiny w elementarnej komórce złoża wyznaczano, mnożąc efektywność transportu cząstek w obszar działania sił adhezji przez prawdopodobieństwo tego, że siły te będą na tyle wysokie, iż umożliwią zatrzymanie cząstek w tej elementarnej komórce złoża.

Opisane w tym rozdziale modele stosujące metody mikroskopowe nazywane są w literaturze anglosaskiej modelami UBE (od angielskiego *Unit Bed Element*). Proponuje się wprowadzenie analogicznej polskiej nazwy tego typu modeli – modele Elementarnej Warstwy Złoża (EWZ). W metodach mikroskopowych przyjmowana jest koncepcja wieloetapowa. Najpierw rzeczywisty ośrodek porowaty zastępowany jest modelem fizycznym ośrodka fikcyjnego. Przyjęty ośrodek fikcyjny zastępowany jest wybranym równoważnym modelem idealnym. W trakcie filtrowania pory zmieniają swoje wymiary oraz kształty. Część z modeli ośrodka idealnego uwzględnia opisy fizyczne tych zmian, inne poprzestają na opisie czystego ośrodka porowatego.

2.2.1. FIKCYJNY MODEL OŚRODKA POROWATEGO I PRZEJŚCIE DO ROZWIĄZANIA MAKROSKOPOWEGO

W modelach EWZ rzeczywisty ośrodek porowaty zastępowany jest ośrodkiem fikcyjnym wypełnionym jednakowymi kulami o średnicach równych średnicy ekwiwalentnej. Średnica ekwiwalentna jest umowną średnicą, która charakteryzuje zbiór jednakowych ziaren zastępujących rzeczywistą populację niejednorodnych ziaren. W rozdziale 2.2.9 przedstawiono metodykę wyznaczania średnicy zastępczej. Porowatość złoża zastępczego przyjmuje się jako równą porowatości złoża rzeczywistego. Następnie złożo zastępcze dzieli się na szereg elementarnych warstw ułożonych kolejno na sobie. Efektywność zatrzymywania cząstek zawiesiny w elementarnej warstwie złoża definiuje się zgodnie ze wzorem:

$$E_j = \frac{C_{j-1} - C_j}{C_{j-1}}, \quad (2.26)$$

gdzie:

E_j – efektywność zatrzymywania cząstek w j -tej elementarnej warstwie złoza,

C_{j-1} – stężenie zawiesiny dopływającej do j -tej elementarnej warstwy złoza,

C_j – stężenie zawiesiny wypływającej z j -tej elementarnej warstwy złoza.

Znając efektywności zatrzymywania cząstek zawiesiny w poszczególnych elementarnych warstwach złoza, można obliczyć całkowitą efektywność usuwania cząstek w złożu ze wzoru:

$$E = 1 - \prod_{j=1}^N (1 - E_j), \quad (2.27)$$

gdzie:

E – całkowita efektywność usuwania cząstek w złożu,

N – liczba elementarnych warstw w złożu.

Liczba N elementarnych warstw wchodzących w skład złoza o wysokości L zależy bezpośrednio od wysokości tych warstw. Jeżeli złoże jest jednorodne i składa się z elementarnych warstw o tej samej wysokości, to liczbę N można łatwo wyznaczyć z równania:

$$N = L/L_j, \quad (2.28)$$

gdzie:

L – wysokość złoza,

L_j – wysokość elementarnej warstwy złoza.

W celu wyznaczenia wysokości elementarnej warstwy, każdej kuli przyporządkowuje się fragment złoza stanowiący sześciąt. Elementarna warstwa złoza jest ściśle wypełniona takimi fikcyjnymi sześciątami. Objętość sześciąta jest równa sumie objętości kuli oraz przyporządkowanej jej pustej przestrzeni. Pusta przestrzeń przyporządkowana jest tak, aby jej objętość podzielona przez objętość sześciąta była równa porowatości złoza rzeczywistego. Można to zapisać jako:

$$1 - \epsilon_0 = \frac{\pi d^3}{6L_j^3} \quad (2.29)$$

Dlatego wysokość elementarnej warstwy złoza oblicza się ze wzoru:

$$L_j = d \left(\frac{\pi}{6(1 - \epsilon_0)} \right)^{1/3}, \quad (2.30)$$

gdzie:

d – średnica ziarna,

ϵ_0 – początkowa porowatość złoza (czystego, niezakolmatowanego).

Przyjmuje się, że wysokość elementarnej warstwy złoża jest równa długości boku sześcianu L_j . Ekwiwalentna średnica ziarna złoża w wielu przypadkach może być większa od długości boku sześcianu L_j . Oznacza to, że kula nie musi się cała zawierać w przyporządkowanym jej sześcianie. Znając wymiar sześcianu L_j , można obliczyć liczbę sześcianów N_k wypełniających jednostkę powierzchni elementarnej warstwy złoża z równania $N_k = 1/L_j^2$. W kolejnym etapie każdy z sześcianów zostanie zastąpiony wyidealizowaną elementarną komórką złoża. Liczba elementarnych komórek złoża będzie więc równa liczbie sześcianów N_k w elementarnej warstwie złoża.

Przedstawione w poprzednim rozdziale metody makroskopowe pozwalały na opisanie przebiegu procesu filtrowania w kolejnych jego etapach i na dowolnych głębokościach złoża za pomocą równań bilansu masy (2.7) i kinetyki (2.10). Wyznaczały wartość λ występującą w równaniu kinetyki (2.10) za pomocą równań uwzględniających współczynniki empiryczne. Modele EWZ wyznaczają wartość λ na podstawie analizy teoretycznej trajektorii przepływu cząstek zawiesiny w elementarnej komórce złoża. W tym celu konieczne było powiązanie wartości λ z możliwą do wyznaczenia z użyciem równań modeli EWZ efektywnością elementarnej warstwy złoża E_j .

Jeżeli wysokość elementarnej warstwy złoża L_j wyznaczona z równania (2.30) jest wystarczająco mała, aby móc przyjąć jednakową wartość λ dla całej objętości elementarnej warstwy złoża, to dla określonej głębokości złoża i dla określonej chwili filtrowania równanie kinetyki (2.10) po scałkowaniu przyjmuje postać:

$$\lambda = -\frac{1}{L_j} \ln \left(\frac{C_j}{C_{j-1}} \right) \quad (2.31)$$

Po uwzględnieniu definicji efektywności usuwania cząstek zawiesiny w elementarnej warstwie złoża z równania (2.26) równanie (2.31) przyjmuje postać:

$$\lambda = \frac{1}{L_j} \ln \left(\frac{1}{1 - E_j} \right) \quad (2.32)$$

A przy założeniu, że wartość $E_j \ll 1$, równanie (2.32) można zapisać jako:

$$\lambda = \frac{E_j}{L_j} \quad (2.33)$$

Wyznaczone wartości współczynnika efektywności filtrowania w poszczególnych elementarnych komórkach złoża w kolejnych etapach procesu w powiązaniu z równaniami makroskopowymi (2.7), (2.10) i (2.22) pozwalają opisać cały proces zachodzący w złożu w czasie i na głębokości. Aby jednak było to możliwe, niezbęd-

ne jest wyznaczenie efektywności zatrzymywania cząstek w elementarnej warstwie złoża E_j . Wyznaczenie wartości E_j metodami mikroskopowymi wymaga przyjęcia modelu idealnego, w którym zachowane byłyby warunki przepływu podobne do panujących w modelu fikcyjnym. Opierając się na tak dobranym modelu indywidualnym, wyznacza się efektywność zatrzymywania cząstek w elementarnej komórce η_j . Następnie należy powiązać efektywność zatrzymywania cząstek w elementarnej komórce modelu idealnego oraz efektywności zatrzymywania cząstek w elementarnej warstwie złoża modelu zastępczego E_j .

Efektywność zatrzymywania cząstek zawieszony w elementarnej komórce złoża η_j jest równa objętości cząstek zatrzymanych w tej komórce przez objętość cząstek do niej dopływających. Zależność η_j i E_j jest w miarę prosta do wyznaczenia, zakładając, że wszystkie komórki w elementarnej warstwie złoża fikcyjnego są identyczne i że efektywność zatrzymywania cząstek jest w całym przekroju poziomym taka sama. Natomiast po przyjęciu różnych efektywności zatrzymywania cząstek w tej samej elementarnej warstwie złoża, obliczenia znacznie się komplikują.

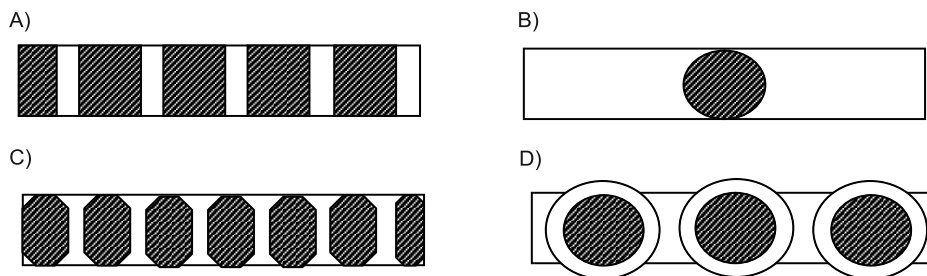
Zawiesiny naturalne charakteryzują się dużą niejednorodnością wielkości, kształtu i gęstości. Dlatego zastosowanie wzorów wyprowadzonych dla zawiesin fikcyjnych do zawiesin naturalnych wymaga zastąpienia rzeczywistych zawiesin naturalnych odpowiednimi zawiesinami ekwiwalentnymi. Zawiesina ekwiwalentna składa się z kulek o jednakowych gęstościach rozproszonych w cieczy. W niektórych modelach przyjmuje się, że wszystkie kulki charakteryzują się identyczną średnicą. W modelu poddanym analizie w niniejszej rozprawie przyjmuje się, że kulki rozproszone w zawiesinie fikcyjnej nie są jednorodne pod względem wielkości. Przyjęta zawiesina składa się z kulek należących do kilku przedziałów wielkości. Kulki należące do tego samego przedziału wielkości mają identyczne średnice równe średnicy ekwiwalentnej dla danego przedziału. Średnica ekwiwalentna dla danego przedziału wielkości może być wyznaczana w różny sposób. W niniejszej rozprawie do pomiaru wielkości cząstek zastosowano metody optyczne. Wyznaczana tymi metodami zastępcza średnica jest równa średnicy kulki o takiej samej objętości jak objętość mierzonej cząstki. Średnica ekwiwalentna dla określonego przedziału wielkości jest równa średniej geometrycznej średnic ograniczających od góry i od dołu dany przedział.

2.2.2. MODELE IDEALNE OŚRODKA POROWATEGO PRZYJMOWANE W METODACH MIKROSKOPOWYCH

Kolejny etap obliczeń prowadzonych metodami mikroskopowymi zakłada zastąpienie przyjętego ośrodka fikcyjnego równoważnym modelem idealnym. Ze względu na przyjmowane geometrie porów i ziaren złoża modele idealne można podzielić na cztery podstawowe grupy: kapilarne, kanalików ze zwiężającymi się przekrojami

poprzecznymi, wyizolowanej kuli oraz grupy kul. Dwa pierwsze typy modeli skupiają się na przepływie wewnątrz pora, dwa pozostałe raczej na przepływie wokół kolektora, którym jest ziarno złoża.

Przyjmowane w modelach idealnych geometrie porów i ziaren przedstawiono na rysunku 2.2.1. Wymiary figur przyjmowanych w modelach idealnych są tak dobrane, aby zapewniały jak największą porównywalność przepływów w obu modelach (fikcyjnym i idealnym). Zależnie od typu modelu idealnego, zachowana jest identyczna porowatość, liczba elementarnych komórek w elementarnej warstwie, wymiar średnicy kul wchodzących w skład elementarnej warstwy lub też zachowany jest iloraz objętości porów do całkowitego pola powierzchni ograniczającego przestrzeń porów w elementarnej warstwie złoża.



Rys. 2.2.1. Kształty kolektorów stosowane w metodach mikroskopowych (A – kapilarny, B – zwężających się kanalików, C – wyizolowanej kuli, D – kulisty)

Najprostsze z kształtów figur, które przyrównano do kształtów ziaren i porów, przyjęto w modelu kapilarnym. W modelu kapilarnym elementarną komórką jest sześciąt z pustym otworem wewnątrz o kształtach walca symulującym por w złożu. Wymiary walca i sześciangu powinny być tak dobrane, aby porowatość sześciangu była równa porowatości analizowanej warstwy złoża.

Drugą grupę stanowią modele kuliste, w których ziarna złoża zastępowano kulami. Początkowo w tego typu modelach przepływ wokół danego ziarna analizowany był niezależnie od pozostałych ziaren w elementarnej warstwie złoża. Jednak z czasem stwierdzono, iż analiza przepływu zawiesiny wokół ziarna wymaga także uwzględnienia wpływu sąsiadujących ziaren.

Elementarna warstwa złoża w tego typu modelach składa się z grupy identycznych elementarnych komórek, złożonych z ziarna o kształtach uproszczonych do kształtów kuli oraz otaczającej je warstwy cieczy. Ten typ modeli jest stosowany najczęściej. Najpopularniejszy spośród modeli kulistych został zaproponowany przez Happela [51] w 1958 roku. Niewiele różniące się od modelu Happela rozwiązania z zastosowaniem modelu kulistego zaproponowali Kuwabara [87] i Brinkman [14, 15].

Ostatnia grupa modeli mikroskopowych upraszcza kształt porów do figur zwanych w literaturze anglosaskiej *constricted-tube*, co można przetłumaczyć jako kanaliki ze zwężającymi się przekrojami poprzecznymi. Modele tego typu, podobnie jak modele kapilarne, analizują przepływ zawiesziny wewnątrz pojedynczego pora, a nie – tak jak w modelach kulistych – wokół ziarna. Jednak przyjmowany kształt ścianek pora jest zdecydowanie bardziej złożony, co z jednej strony komplikuje przeprowadzane obliczenia, z drugiej jednak umożliwia uwzględnienie zdecydowanie większej liczby zjawisk towarzyszących filtrowaniu.

Przyjmowane są różne kształty figur kanalików ze zwężającymi się przekrojami. Najczęściej przyjmowane są kształty kanalika o przekroju opisanym funkcjami: sinusoidalną, parabolą lub hiperbolą. Kształt pora przyjmowany w tego typu modelach wydaje się najdokładniej odzwierciedlać rzeczywistą geometrię ośrodka porowatego.

Dla wszystkich czterech grup modeli w tabeli 2.2.1 przedstawiono równania opisujące kształty kolektorów, liczby elementarnych komórek w elementarnej warstwie złoża, relacje pomiędzy efektywnością elementarnej warstwy złoża i efektywnością elementarnej komórki złoża oraz funkcje opisujące składowe wektora prędkości przepływu cieczy w poszczególnych punktach elementarnych komórek. Grubość elementarnej warstwy złoża L_j we wszystkich czterech grupach modeli jest wyznaczona na podstawie równania (2.30). Równania prędkości przepływu cieczy przez elementarne komórki w danych modelach wyprowadzono z prawa ciągłości dla cieczy nieściśliwej, dla której spełniony jest warunek:

$$\nabla \bar{w} = 0 \quad (2.34)$$

Równania modelu kapilarnego wyprowadzono na drodze przekształceń równania prawa Hagen-Poiseuille’a opisującego stacjonarny przepływ laminarny lepkiej, nieściśliwej cieczy w cylindrycznym przewodzie, oraz równania prawa Darcy’ego. Liczbę kapilar wyznaczono, przyrównując całkowitą objętość porów w elementarnej warstwie złoża do sumy objętości pojedynczych kapilar, a średnią prędkość wewnątrz kapilary – jako równą prędkości filtracji podzieloną przez porowatość złoża. Efektywność elementarnej warstwy złoża przyjmuje się jako równą efektywności elementarnej komórki w tej warstwie. Komplet równań modelu kapilarnego stanowi wzór (2.30) wraz ze wzorami (2.43)–(2.46) przedstawionymi w tabeli 2.2.1.

W modelach kulistych przepływ cieczy wokół kul opisany jest zgodnie z prawem ciągłości. Dla płynu nieściśliwego przy małej wartości liczby Reynoldsa, że wpływ sił bezwładności na ruch cieczy jest zaniedbywalnie mały, osiowosymetryczny przepływ cieczy wokół pojedynczej kuli rozpatrywany w układzie biegunowym można opisać w postaci ogólnej równaniami [52]:

$$w_r = -\frac{1}{r^2} \frac{\partial \psi}{\sin \theta \partial \theta}, \quad (2.35)$$

$$w_\theta = \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial \psi}{\partial r}, \quad (2.36)$$

$$\psi = A \sin^2 \theta (k_1 r_1^{-1} + k_2 r_1 + k_3 r_1^2 + k_4 r_1^4), \quad (2.37)$$

gdzie:

- ψ – funkcja prądu opisująca ruch płynu, której pochodne przestrzenne wyrażają składowe wektora prędkości płynu,
- $r_1 = r/r_0$
- r – promień wodzący punktu w układzie współrzędnych biegunowych,
- θ – kąt skierowania punktu w układzie współrzędnych biegunowych,
- w_r, w_θ – składowe wektora prędkości w układzie biegunowym,
- r_0 – promień ziarna kulistego,
- A, k_1, k_2, k_3, k_4 – stałe zależne od przyjętych warunków granicznych oraz zasięgu przepływu.

Na podstawie równań (2.35)–(2.37) wyprowadzono dla danych modeli kulistych składowe wektora prędkości przepływu cieczy w poszczególnych punktach elementarnych komórek złoża. Różnice w uzyskanych rozwiązaniach wynikały z przyjętych warunków granicznych.

W modelu wyizolowanej kuli analizuje się przepływ wokół ziarna przyrównanego do kuli o średnicy równej średnicy zastępczej. Warunki graniczne są dobrane tak jak dla przepływu nieskończenie szerokiej warstwy cieczy wokół pojedynczej kuli, a więc tak jak gdyby w nieskończenie dużym zbiorniku wypełnionym wodą znajdowała się tylko analizowana kula. Przy samej ścianie prędkość cieczy przyjęto równą zero ($w_r = 0, w_\theta = 0$ dla $r = r_0$), a w dużej odległości od środka kuli, ($r \rightarrow \infty$) składowe wektora prędkości osiągają wartości ($w_r \rightarrow -W_\infty \cdot \cos \theta$), ($w_\theta \rightarrow -W_\infty \cdot \sin \theta$). Przyjęte obliczenia są analogiczne jak dla kuli swobodnie opadającej w cieczy zgodnie z prawem Stokesa. Wyprowadzone równania składowych wektora prędkości przepływu cieczy w poszczególnych punktach komórki [119] i pozostałe równania dla modelu wyizolowanej kuli (2.47)–(2.51) umieszczono w tabeli 2.2.1.

Ze względu na fakt, iż z jednej strony w modelu wyizolowanej kuli przyjmuje się, że elementarna komórka jest częścią elementarnej warstwy złoża, z drugiej jednak – obliczenia przeprowadzane są tak, jak gdyby kula ta funkcjonowała niezależnie od pozostałych obiektów w opływającej ją cieczy, istnieje niejednoznaczność co do interpretacji prędkości przepływu U_∞ . Przyjmuje się ją zazwyczaj jako równą pozornej prędkości filtracji lub rzeczywistej prędkości przepływu.

Najbardziej popularnym spośród modeli kulistych uwzględniających sąsiedztwo znajdujących się w elementarnej warstwie złoża ziaren przyrównanych do kul jest model Happela [51]. Zakłada on, że w skład elementarnej komórki wchodzi kula o średnicy równej średnicy zastępczej ziaren złoża oraz otaczająca ją warstwa cieczy o grubości tak dobranej, aby porowatość elementarnej komórki była równa średniej porowatości złoża naturalnego. Warstwa otaczająca kulę jest wyznaczona przez sferę o promieniu b oraz sferę o promieniu równym promieniowi kuli przyrównanej do ziarna złoża. Model ten zakłada, iż w elementarnej warstwie złoża elementarne komórki są reprezentowane przez identyczne kule. Przyjęte w tym modelu warunki graniczne przedstawiono w równaniach:

$$\text{dla } r = r_0 \quad w_r = w_\theta = 0, \quad (2.38)$$

$$\text{dla } r = b \quad w_r = -W \cos\theta, \quad (2.39)$$

$$\text{dla } r = b \quad \frac{1}{r} \frac{\partial w_r}{\partial \theta} + r \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{w_\theta}{r} \right) = 0, \quad (2.40)$$

gdzie:

W – średnia prędkość przepływu wody w warstwie wokół kuli w modelu Happela przyjmowana zazwyczaj jako równą rzeczywistej prędkości przepływu w kanalikach złoża.

Zaproponowany w 1959 roku model Kuwabara [87] jest identyczny jak model Happela. Różnica polega na zastąpieniu warunku granicznego z równania (2.49) warunkiem zaniku funkcji wirowości w odległości $r = b$ opisanym równaniem:

$$\text{dla } r = b \quad \omega = \frac{\partial w_\theta}{\partial r} + \frac{w_\theta}{r} - \frac{1}{r} \frac{\partial w_r}{\partial \theta} = 0 \quad (2.41)$$

Równania składowych wektora prędkości przy przyjętych przez Happela i Kuwabara warunkach granicznych oraz pozostałe charakterystyczne wielkości dla tego modelu (2.52)–(2.56) przedstawiono w tabeli 2.2.1.

Kolejny z modeli kulistych zaproponował Brinkman [14, 15]. Opisuje on podobnie – jak model Happela – przepływ wokół ziarna znajdującego się wśród ziaren wchodzących w skład elementarnej warstwy złoża. Charakterystyczne dla modelu Brinkmana jest to, że opis przepływu cieczy znajdującej się w większym oddaleniu od ziarna wyprowadzony jest z prawa Darcy’ego, natomiast opis ruchu cząstek cieczy przepływającej w niewielkiej odległości od powierzchni kuli został wyprowadzony z równania Naviera-Stokesa przy założeniu ustalonego przepływu pełzającego:

$$\nabla p = -\frac{\mu}{k} \bar{w} + \mu \nabla^2 \bar{w}, \quad (2.42)$$

gdzie:

k – współczynnik filtracji,

\bar{w} – wektor prędkości.

Komplet równań modelu Brinkmana (2.57)–(2.61) przedstawiono w tabeli 2.2.1.

Model kanalików ze zwężającymi się przekrojami został zaproponowany najpóźniej. Kształty figur przyjęte w tym modelu do opisu elementarnej komórki złoża wymagają najbardziej rozbudowanego układu równań matematycznych. Jednak one najlepiej spośród wszystkich modeli oddają rzeczywiste kształty ośrodka porowatego. Po raz pierwszy model tego typu został zaproponowany jeszcze pod koniec lat 50. [59, 135], ale dopiero w połowie lat 70. [134] przedstawiono równania matematyczne pozwalające opisać model zwężających się kanalików. Równania zaproponowane pierwotnie opisywały geometrię ścian kanalika funkcją paraboliczną [124], w kolejnych opracowaniach zaproponowano opis oparty na funkcji sinusoidalnej [44] i hiperbolicznej [168].

W równaniu (2.69) przedstawiono przykładowo opis matematyczny ściany kanalika opisanego funkcją paraboliczną. Osiowosymetryczny dwuwmiarowy opis matematyczny przepływu strugi cieczy w kanalikach o wspomnianych kształtach przedstawiono w literaturze [24, 43, 122, 133, 168]. Komplet równań pozwalających opisać kształt zwężającego się kanalika i przepływającej przez niego strugi cieczy w ogólnym rozwiązaniu zaproponowanym przez Chow i Sodę [24] przedstawiono w równaniach (2.62)–(2.69) w tabeli 2.2.1 [156, 180, 181].

Tabela 2.2.1

Wzory opisujące przepływ przez różne typy modeli EWZ

Model kapilarny		
Promień kapilary	$R = (8k/\epsilon)^{1/2}$	(2.43)
Liczba elementarnych komórek przypadająca na jednostkę pola powierzchni przekroju elementarnej warstwy złoża	$N_k = \left(\frac{\epsilon}{\pi R^2} \right)$	(2.44)
Prędkość	$w(r_d) = \frac{2q}{\pi R^4} (R^2 - r_d^2)$	(2.45)
Zależność pomiędzy efektywnościami w elementarnej komórce modelu idealnego i elementarnej warstwie modelu zastępczego	<p>A) Jeżeli wszystkie elementarne komórki w elementarnej warstwie są identyczne</p> $E_j = \eta_j$ <p>B) Jeżeli nie są identyczne:</p> $E_j = \frac{N_k \sum_{i=1}^{I_c} (\eta_i q_i n_i)}{w}$	(2.46)

Model wyizolowanej kuli		
Średnica kuli	d	(2.47)
Liczba elementarnych komórek przypadająca na jednostkę pola powierzchni przekroju elementarnej warstwy złoża	$N_k = \left(d_0^{-2}\right) \frac{6(1-\varepsilon)^{2/3}}{\pi}$	(2.48)
Składowa prędkości w_r	$w_r = -W_\infty \cos \theta \left(\frac{1}{2} \frac{1}{r^{*3}} - \frac{3}{2} \frac{1}{r^*} + 1 \right)$	(2.49)
Składowa prędkości w_θ	$w_\theta = -W_\infty \sin \theta \left(-\frac{1}{4} \frac{1}{r^{*3}} - \frac{3}{4} \frac{1}{r^*} + 1 \right)$	(2.50)
Efektywność elementarnej warstwy złoża E_i	$E_j = \frac{N_c \frac{\pi}{4} (d)^2 W_\infty}{w} \eta_j$	(2.51)
Kuliste modele Happela i Kuwabara		
Średnica kuli	d	(2.52)
Liczba elementarnych komórek przypadająca na jednostkę pola powierzchni przekroju elementarnej warstwy złoża	$N_k = \left(d^{-2}\right) \frac{6(1-\varepsilon)^{2/3}}{\pi}$	(2.53)
Efektywność elementarnej warstwy złoża E_i	$E_j = 1,209 \eta_j$	(2.54)
Składowa prędkości w_r	$w_r = -W \cos \theta \left(\frac{k_1}{r^{*3}} + \frac{k_2}{r^*} + k_3 + k_4 r^{*2} \right)$	(2.55)
Składowa prędkości w_θ	$w_\theta = \frac{1}{2} W \sin \theta \left(-\frac{k_1}{r^{*3}} + \frac{k_2}{r^*} + 2k_3 + 4k_4 r^{*2} \right)$	(2.56)
Kulisty model Brinkmana		
Średnica kuli	d	(2.57)
Liczba elementarnych komórek przypadająca na jednostkę pola powierzchni przekroju elementarnej warstwy złoża	$N_k = \left(d^{-2}\right) \frac{6(1-\varepsilon)^{2/3}}{\pi}$	(2.58)

Efektywność elementarnej warstwy złoża E_i	$E_j = N_k \frac{\pi}{4} (d)^2 \eta_j$	(2.59)
Składowa prędkości w_r	$w_r = w_s \cos \theta \left(1 + \frac{2m_2}{m_1^2 r^{*3}} \left(1 + \frac{m_3}{m_2} m_1^2 \right) - \frac{2m_2 e^{-m_1 r^*}}{m_1^2 r^{*3}} (1 + m_1 r^*) \right)$	(2.60)
Składowa prędkości w_θ	$w_\theta = w_s \sin \theta \left(1 - \frac{m_2}{m_1^2 r^{*3}} \left(1 + \frac{m_3}{m_2} m_1^2 \right) + \frac{m_2 e^{-m_1 r^*}}{m_1^2 r^{*3}} (1 + m_1 r^* + m_1^2 r^{*2}) \right)$	(2.61)
Model kanalików ze zwięzającymi się przekrojami		
Wysokość zwięzającego się kanalik	$h = d$	(2.62)
Minimalna średnica zwięzającego się kanalik	d_c	(2.63)
Maksymalna średnica zwięzającego się kanalik	$d_{\max} = d_c \frac{\varepsilon (1 - S_{wi}) d_o^{6/3}}{(1 - \varepsilon) d_c^3}$	(2.64)
Liczba elementarnych komórek przypadająca na jednostkę pola powierzchni przekroju elementarnej warstwy złoża	$N_k = \frac{d_c 6\pi \varepsilon (1 - S_{wi})}{\pi d_c^3} \frac{d_c^3 (1 - \varepsilon)^{-1}}{S (1 - S_{wi}) d_o^3}$	(2.65)
Efektywność elementarnej warstwy złoża E_j	<p>A) Jeżeli wszystkie elementarne komórki są identyczne $E_j = \eta_j$</p> <p>B) Jeżeli nie są identyczne:</p> $E_j = \frac{N_k \sum_{j=1}^{I_c} (\eta_j q_j n_j)}{w_s}$	(2.66)
Składowa prędkości w_r	$w_r = W_o \left(\frac{\bar{r}_w}{r_w} \right)^2 2 \left(1 - r^{+2} \right) - \frac{A}{h} N_{Re_c} \frac{g'}{r_w} \left[\frac{1}{9} \left(r^{+4} + r^{+2} + 1 \right) - \frac{1}{2} r^{+2} \right]$ $(r^{+2} - 1) - \left(\frac{\bar{r}_w}{h} \right)^2 \frac{1}{r^+} \frac{\partial \psi_2}{\partial r^+}$	(2.67)

Składowa prędkości w_z	$w_z = -W_0 \left(\frac{\bar{r}_w}{r_w} \right)^2 \frac{1}{2} \left(\frac{A}{h} \right) g' r^{+2} (r^{+2} - 2) + \left(\frac{\bar{r}_w}{h} \right)^2 \frac{1}{4 r_w^+} \left\{ \left[f(r^+) r^+ \left(r_w \left(\frac{A}{\bar{r}_w} \right) g'' - \left(A^2 / \bar{r}_w \right) g'^2 \right) \right] \frac{A^2}{2 \bar{r}_w^2} g'^2 f' N_{\text{Re}_c} \right\} + \left(\frac{\bar{r}_w}{h} \right)^3 r_w \left[\frac{1}{r^+} - \frac{\left(A^2 / \bar{r}_w \right)}{r_w^+} g' \frac{\partial \psi_2}{\partial r^+} \right]$	(2.68)
Promień ściany kana- lika opisanej funkcją paraboliczną	$r_w = \frac{d_{\text{max}}}{2} + 4 \left(\frac{d_c}{2} - \frac{d_{\text{max}}}{2} \right) \left(0,5 - \frac{z}{h} \right)^2$	(2.69)

gdzie:

- q – natężenie przepływu przez kapilarę,
- N_d – liczba kapilar w jednostce powierzchni elementarnej warstwy złoża,
- R – promień kapilary,
- r_d – odległość od osi kapilary, $r_d = R - d$,
- d – odległość trajektorii przepływu cząstki od ścianki kapilary,
- η_j – efektywności zatrzymywania zawieszin w j -tej elementarnej komórce złoża,
- $m_1 = (1/k)^{1/2} a_z$,
- $m_2 = -\frac{3}{2} e^{m_1}$,
- $m_3 = \frac{1}{2} \left[-1 + \frac{3}{m_1^2} (e^{m_1} - 1 - m_1) \right]$,
- S_{wi} – frakcja nieredukowalnego nasycenia,
- W_0 – średnia prędkość wzdłuż osi zwężającego się kanalika,
- r_w – promień ściany kolektora w modelu zwężającego się kanalika.
- \bar{r}_w – średni promień ściany kolektora w modelu *constricted tube*,
- $r^+ = r / \bar{r}_w$
- N_{Re_c} – liczba Reynoldsa $2 \cdot \bar{r}_w \cdot U_0 / \mu$,
- h – wysokość zwężającego się kanalika
- A – amplituda odchyłek promienia ściany kolektora w modelu zwężających się kanalików
- g', g'' – pochodne funkcji charakteryzującej zależność r_w od położenia wzdłuż osi zwężającego się kanalika.

2.2.3. MODELE KOLMATACJI OŚRODKA POROWATEGO

Przedstawione w poprzednim podrozdziale modele ośrodka porowatego pozwalają w sposób uproszczony opisać elementarną komórkę czystego złoża. Jednak, podczas gdy złoże ulega stopniowej kolmatacji, przestrzenie porowate, przez

które przepływa zawiesina, zmniejszają swoje wymiary i zmieniają swoje kształty na mniej regularne. Istnieje kilka modeli teoretycznych próbujących opisać matematycznie wymiary i kształty tych przestrzeni. Najprostsze z nich [156] przyjmują, że warstwa osadu będzie przyrastać równomiernie, a kształty kolektora (ziarna w modelach kulistych, kanalika w modelu kapilarnym i zwężającego się kanalika) będą miały taki sam kształt jak przyjęty dla czystego złoża, tylko o odpowiednio zmienionych wymiarach. W przypadku modeli kulistych będzie to kula o promieniu powiększonym o wartość odpowiadającą równomiernie rozłożonej wokół ziarna warstwie osadu. W przypadku modeli kanalikowych wymiary kanalika zmniejszą się o wartość odpowiadającą objętości osadu rozłożonego równomiernie wzdłuż kanalika. Tak przyjęte wymiary pozwalają na obliczenie przepływu za pomocą analogicznych równań jak dla czystego złoża (np. Happela, Kuwabara itp.). Niewątpliwie opis ten jest bardziej odpowiedni dla późniejszych etapów procesu filtrowania, gdy osad tworzy już równomiernie rozłożoną warstwę na powierzchni ziarna.

Równie prosty model zaproponowali Choo i Tien [22]. Przyjęli oni, że warstwa osadu będzie intensywniej przyrastać na górnej powierzchni ziarna niż od spodu. Założyli ponadto, że kolektor, stanowiący ziarno kuliste wraz z pokrywającą go warstwą osadu, będzie kulą o objętości równej sumie objętości ziarna kulistego i warstwy osadu. Środek tej kuli będzie przesunięty do góry względem środka czystego ziarna. Granice obszaru elementarnej komórki złoża pozostaną niezmienione względem granic elementarnej komórki w czystym złożu. W ten sposób drobna modyfikacja modelu pozwoliła na urealnienie morfologii osadu, który w rzeczywistości intensywniej przyrasta na górnej powierzchni ziarna niż na dolnej.

Poddano również urealnieniu kształt przyrastającej warstwy osadu w modelu kapilarnym. Jednym z takich modeli był model Choo i Tiena [22]. Uwzględnił on nierównomierny rozkład osadu wzdłuż kapilary w elementarnej komórce złoża. Przyjmował, że osad przyrasta szybciej w górnej części kapilary niż w części dolnej. Dla uproszczenia obliczeń podzielono kapilarę na kilka krótszych odcinków. Dla każdego z tych odcinków prowadzono osobne obliczenia uwzględniające przepływy zgodnie prawem Hagena-Poiseuille'a. Metoda ta z założenia generuje pewien błąd obliczeniowy. Równanie Hagena-Poiseuille'a opisuje przepływ w kapilarze, nie bierze pod uwagę wpływu wlotu i wylotu do i z kapilary. Błąd obliczeniowy rośnie więc wraz ze spadkiem ilorazu długości kapilary do jej średnicy.

2.2.4. EFEKTYWNOŚĆ FILTROWANIA ZAWIESIN W MODELACH EWZ

Efektywności elementarnych komórek złoża η , można obliczyć na podstawie wzorów opracowanych dla poszczególnych modeli EWZ. Następnie dla obliczonych wartości η , można wyznaczyć ze wzorów przedstawionych w tabeli 2.2.1 efek-

tywności E_j elementarnych warstw złoża. Tak wyznaczone efektywności E_j oraz wyznaczone z równania (2.30) wysokości elementarnych warstw złoża L_j wstawione do równania (2.33) umożliwiają obliczenie współczynnika λ_j występującego w równaniu kinetyki (2.10). Dla poszczególnych modeli EWZ opracowano wzory umożliwiające bezpośrednie obliczenie współczynnika λ_j dla znanej wartości η_j .

Dla modelu kapilarnego i zwięzających się kanalików, uwzględniając zależność pomiędzy E_j i η_j zapisaną równaniami (2.46) i (2.66) przyjmując, że wszystkie elementarne komórki w warstwie złoża są identyczne, wartość λ_j wyznaczono jako:

$$\lambda_j = 1,24 \frac{(1 - \varepsilon_0)^{1/3}}{d} \eta_j \quad (2.70)$$

Dla modeli kulistych Happela i Kuwabara oraz zależności pomiędzy E_j i η_j zgodnej z równaniem (2.54) wartość λ_j przyjmuje postać:

$$\lambda_j = 1,5 \frac{(1 - \varepsilon_0)^{1/3}}{d} \eta_j \quad (2.71)$$

Dla modelu wyizolowanej kuli, zakładając, że U_∞ jest równe prędkości filtracji oraz modelu Brinkmana, przyjmując zależności pomiędzy E_j i η_j zapisane równaniami (2.48) i (2.51) oraz (2.58) i (2.59), wartość λ_j można wyznaczyć jako:

$$\lambda_j = 1,5 \frac{(1 - \varepsilon_0)}{d} \eta_j \quad (2.72)$$

Efektywność zatrzymywania cząstek η_j występująca we wzorach (2.70)–(2.72) jest równa iloczynowi efektywności transportu η_t w obszar działania sił adhezji oraz prawdopodobieństwu przyczepienia się cząstki do powierzchni kolektora, zwanym efektywnością adhezji α .

$$\eta_j = \eta_t \alpha \quad (2.73)$$

W modelach EWZ efektywność transportu η_t obliczana jest na podstawie tak zwanej granicznej trajektorii przepływu, która dzieli cząstki na te, które będą miały kontakt z powierzchnią kolektora, od tych, które nie będą miały z nią kontaktu i na pewno przepłyną do następnej elementarnej warstwy złoża. Trajektorია przepływu cząstek zależy bezpośrednio od układu sił i momentów działających na daną cząstkę oraz od strumienia przepływu cieczy między ziarnami. W zależności od przyjętego modelu oraz na podstawie wyznaczonego strumienia przepływu cieczy obliczono wartości składowych wektorów prędkości przepływającej cieczy i przedstawiono je w tabeli 2.2.1 za pomocą równania (2.45) dla modelu kapilarnego, za pomocą równań (2.49) i (2.50) dla modelu wyizolowanej kuli, za pomocą równań (2.55) i (2.56) dla modelu Happela i Kuwabara, za pomocą równań (2.60) i (2.61) dla modelu Brinkmana oraz dla modelu zwięzających się kanalików w równaniach

(2.67) i (2.68). Założono, że układy sił i momentów działające na przepływającą cząstkę zerują się, gdyż cząstka porusza się ruchem jednostajnym laminarnym:

$$\sum \bar{F}_i = 0 \quad (2.74)$$

$$\sum \bar{M}_i = 0 \quad (2.75)$$

2.2.5. MECHANIZMY TRANSPORTU CZĄSTEK PODCZAS PROCESU FILTROWANIA

Istnieje kilka mechanizmów transportu cząstek w złożu porowatym, od których bezpośrednio zależą siły działające na tę cząstkę, a co za tym idzie prawdopodobieństwo znalezienia się jej w obszarze działania sił adhezji ziarna złoża. Najbardziej rozpoznane z nich to: mechanizm bezpośredniego zaczepiania, grawitacji, dyfuzji, inercji i cedzenia.

- Mechanizm bezpośredniego zaczepiania związany jest bezpośrednio z określonymi wymiarami cząstek; cząstka przepływając wzdłuż linii prądu cieczy, w miejscu, w którym linia ta zbliży się do powierzchni ziarna na odległość mniejszą od promienia tej cząstki, w sposób naturalny zetknie się z powierzchnią tego ziarna; prawdopodobieństwo tego zjawiska jest tym większe, im większa jest cząstka.
- Mechanizm grawitacji związany jest z sedymentacją cząstek, a więc ich opadaniem w cieczy pod wpływem siły grawitacji; rola tego zjawiska rośnie w przypadku cząstek o większych rozmiarach i większej gęstości, a maleje wraz ze wzrostem prędkości przepływu cieczy przez pory złoża.
- Dyfuzja śledzona to proces mikroskopowy polegający na chaotycznych ruchach pojedynczej cząsteczki, zwanych ruchami Browna, wywołanych przez zderzenia z cząsteczkami płynu; zjawisko to jest szczególnie istotne dla cząstek o małych rozmiarach; ruchy Browna cząstek większych od 1 μm wyhamowywane są przez siły lepkości płynu; prędkość ruchów jest większa dla mniejszych cząstek i wyższej temperatury.
- Zjawisko inercji spowodowane jest nagłymi zmianami kierunku przepływu cieczy opływającej ziarno złoża; siły bezwładności działające na cząstki decydują o łagodniejszych zmianach kierunku trajektorii ich przepływu, w konsekwencji czego cząstki mogą zbliżyć się do powierzchni ziarna lub zderzyć się z nią; zjawisko inercji dotyczy głównie cząstek większych od 1 μm i jest jednym z dominujących mechanizmów transportu podczas filtrowania cząstek rozproszonych w gazach; zjawisko to zazwyczaj nie jest znaczące podczas filtrowania zawiesin wodnych; o wielkości tego zjawiska decyduje masa cząstki.
- Cedzenie to zjawisko polegające na zatykaniu porów przez cząstki o rozmiarach większych od rozmiarów tych porów; zazwyczaj pojawia się, gdy cząstki zawie-

siny są zbyt dużych rozmiarów lub gdy ich stężenie jest za duże, ewentualnie gdy złoża jest drobnouziarnione; zjawisko to najpierw pojawia się w górnych partiach złoża jednorodnego, powodując zatykanie węższych kanalików porów, co z kolei znacząco zwiększa prędkość przepływu przez pozostałe kanaliki porów danej warstwy złoża, a to prowadzi do nagłego wzrostu strat ciśnienia, przy jednoczesnym spadku efektywności usuwania cząstek; pojawienie się zjawiska cedzenia często zmusza eksploatatorów filtrów do przedwczesnego ich płukania.

Opracowane wytyczne [55, 114] zakładają, że zjawisko cedzenia jest pomijalne, gdy iloraz średnicy cząstki do średnicy ziarna jest mniejszy od 0,154 dla pojedynczej cząstki, od 0,082 dla czterech cząstek oraz od 0,05 dla grupy cząstek. Jednak, jak wykazały badania [13, 56, 161], zjawisko cedzenia w naturalnych warunkach może mieć istotny wpływ na usuwanie nawet dość drobnych cząstek zawieszin. Można to wytłumaczyć tym, iż w przeprowadzonej wcześniej analizie teoretycznej [55, 114] przyjęto złoża jednorodne. W rzeczywistych warunkach uziarnienie złoża nie jest jednorodne i przy wyznaczaniu warunku pojawienia się cedzenia nie można posługiwać się średnimi wymiarami cząstek oraz ziaren [56]. Najdrobniejsze z nich zazwyczaj znacząco odbiegają od wielkości przeciętnych.

Wpływ na zjawisko cedzenia mają także nieregularne kształty ziaren złoża piaskowego znacznie odbiegające od kształtów idealnie kulistych, co potwierdziły przeprowadzone badania laboratoryjne [161]. Podczas filtrowania mogą również wystąpić zjawiska spowodowane siłami hydrodynamicznymi będącymi konsekwencją efektu warstwy przyściennej, polegającego na pojawieniu się mniejszych prędkości przepływu lepkiej cieczy przy powierzchni ziarna niż w środku pora. Zjawiska te mogą powodować ruchy obrotowe cząstek, zwiększające prawdopodobieństwo zetknięcia się ich z powierzchnią ziarna. Zjawisko to jest szczególnie istotne przy małych liczbach Reynoldsa.

Na wartość efektywności transportu wpływ ma także tak zwane zjawisko cienia. Polega ono na tym, że część powierzchni kolektora jest niedostępna dla cząstek, których trajektorie skierowane są na tę powierzchnię, ze względu na blokujące je cząstki, już wcześniej zatrzymane na powierzchni kolektora.

Spśród wymienionych dominującymi mechanizmami transportu dla procesu filtrowania zawieszin wodnych są w typowych warunkach: mechanizm zaczepiania bezpośredniego, sedimentacja i dyfuzja, ewentualnie niepożądane przez eksploatatorów cedzenie.

Dla cząstek większych od kilkudziesięciu mikrometrów dominującą rolę pełnią mechanizmy sedimentacji i zaczepiania bezpośredniego. Mechanizm dyfuzji w przypadku większych cząstek ma za to pomijalne znaczenie.

Im analizowane cząstki są mniejsze, tym efektywność transportu spowodowana mechanizmami zaczepiania bezpośredniego i grawitacji stopniowo maleje. Rola mechanizmu bezpośredniego zaczepiania zależy od rozmiarów cząstki. Cząstki

większe znajdują się w odległości równej lub mniejszej od ich promienia z większym prawdopodobieństwem niż cząstki drobniejsze. Rola mechanizmu grawitacyjnego zależy od siły ciężkości. Siła ciężkości jest proporcjonalna do masy, a więc także do objętości cząstek. Dla cząstek o wielkościach mniejszych od 1 mikrometra znaczącą rolę zaczyna odgrywać zjawisko dyfuzji i rola ta rośnie wraz ze zmniejszaniem się cząstek.

Najwyższe wartości efektywności transportu osiągają cząstki o wielkościach znaczenie większych i znacznie mniejszych od 1 do 2 mikronów. Cząstki o wielkościach zbliżonych do 1–2 mikrometrów charakteryzują się szczególnie niską efektywnością transportu [178, 179].

Poszczególne mechanizmy ściśle związane są z bezwymiarowymi liczbami, które przedstawiono w tabeli 2.2.2.

Tabela 2.2.2

Bezwymiarowe liczby charakteryzujące mechanizmy transportu cząstek podczas filtrowania

Opis mechanizmu (zjawiska)	Symbol i definicja	
Sedymentacja	$N_G = \frac{w_{op}}{w_{rz}} = \frac{g(\rho_{cz} - \rho_w)d_{cz}^2}{18\mu w_{rz}}$	(2.76)
Ruchy Browna i zjawisko dyfuzji – liczba Pecleta	$N_{Pe} = \frac{d_{cz} \cdot w_{rz}}{D}$	(2.77)
Dyfuzja Stokesa i Einsteina	$D = \frac{k_B T}{3\pi\mu d_{cz}}, \text{ gdy } d_{cz} \ll d$ $D = \frac{k_B T}{2\pi\mu d_{cz}}, \text{ gdy } d_{cz} \approx d$	(2.78)
Zjawisko bezpośredniego zaczepiania	$N_R = \frac{d_{cz}}{d}$	(2.79)
Liczba Reynoldsa w filtrowaniu ma zastosowanie jedynie ruch laminarny liniowy	$Re = \frac{w_{rz} d_{cz} \rho}{\mu}$	(2.80)
Siły bezwładności	$N_I = (\rho_{cz} - \rho_w) \frac{d_{cz}^2}{\mu} \cdot \frac{w_{rz}}{d}$	(2.81)

gdzie:

- k_B – stała Boltzmanna,
- w_{rz} – rzeczywista prędkość przepływu wody w kanalikach złoża,
- w_{op} – prędkość swobodnego opadania kulki o średnicy d_{cz} w wodzie.

2.2.6. EFEKTYWNOŚĆ ADHEZJI

Niestety wielu badaczy informuje [8], iż wyniki uzyskane na podstawie modelu EWZ znacznie odbiegają od uzyskiwanych w warunkach eksperymentalnych, zwłaszcza w warunkach technicznych. Podjęto więc wiele prób mających na celu rozpoznanie przyczyn tych rozbieżności. Wiele spośród przeprowadzonych badań [36, 164, 165] za główne przyczyny tej rozbieżności wskazywało mechanizmy związane z prawdopodobieństwem zatrzymania cząstek znajdujących się w bliskiej odległości od kolektora, a więc w obszarze działania sił adhezji. W korzystnych warunkach adhezyjnych, gdy siły odpychające były niewielkie, zgodność wyników obliczeń z uzyskanymi eksperymentalnie była dość wysoka. W warunkach niekorzystnych, w których siły odpychające były znacznie wyższe, wyniki obliczeń zdecydowanie bardziej odbiegały od pomiarów uzyskanych eksperymentalnie. Wyniki obliczeń uwzględniających siły elektryczne Londona-van der Waalsa i podwójnej warstwy wskazywały na istnienie granicznych wartości tych sił oraz opisujących je bezwymiarowych parametrów N_{E1} , N_{DL} oraz N_{Lo} zdefiniowanych w tabeli 2.2.3, po przekroczeniu których warunki interakcji pomiędzy powierzchnią cząstek i kolektora diametralnie zmieniały się z korzystnych na niekorzystne, a co się z tym wiąże – znacząco malała efektywność zatrzymywania tych cząstek w elementarnej komórce złoza.

Dla typowych roztworów wodnych przy temperaturze 25°C, zapisując stężenie jonów molowo, parametr Debye’a-Hückla można uprościć do postaci [37]

$$\kappa = 2,32 \cdot 10^9 \cdot \sqrt{\sum z_j^2 m_j}, \text{ co daje grubość podwójnej warstwy Debye’a-Hückla z za-}$$

$$\text{kresu } \frac{1}{\kappa} = \langle 1-100 \rangle nm.$$

Obserwacje eksperymentalne potwierdziły [156] dominujący wpływ sił charakteryzowanych przez parametry N_{E1} , N_{DL} oraz N_{Lo} na oddziaływanie międzycząsteczkowe ziaren złoza i cząstek rozproszonych w zawiesinie. Przyjęcie warunków, w których dominować będą siły odpychające, powodować będzie spadek efektywności zatrzymywania cząstek w złożu. Zaobserwowany spadek efektywności okazał się jednak zdecydowanie mniejszy, niż wynikałoby to z analiz teoretycznych [156] teorii DLVO. Powstało kilka hipotez próbujących wytłumaczyć rozbieżności pomiędzy obliczeniami oddziaływania sił międzycząsteczkowych i wynikami pomiarów eksperymentalnych.

Jedna z tych teorii upatrywała przyczyn [141] w niejednorodności potencjału elektrycznego na powierzchni głównie cząstek zawiesiny, ale także i ziaren złoza. Przyjęcie wartości średnich, a nie funkcji rozkładu elektrycznych potencjałów powierzchniowych, generuje znaczący błąd, co potwierdzają pomiary eksperymentalne [156].

Tabela 2.2.3

Parametry charakteryzujące podstawowe siły oddziaływania powierzchniowego decydujące o adhezji cząstek na powierzchni złoża

Parametr	Definicja	
Pierwszy parametr elektrokinetyczny	$N_{E1} = \frac{\tilde{\epsilon} \kappa (\psi_z^2 + \psi_{cz}^2)}{12 \pi \mu_w}$	(2.82)
Drugi parametr elektrokinetyczny	$N_{E2} = \frac{2 \psi_{cz} \psi_z}{\psi_{cz}^2 + \psi_z^2}$	(2.83)
Parametr siły Londona	$N_{Lo} = \frac{H}{9 \pi \mu_{cz}^3 w}$	(2.84)
Parametr siły podwójnej warstwy	$N_{DL} = \kappa r_{cz}$	(2.85)

gdzie:

ψ_z – potencjał powierzchniowy ziarna,

ψ_{cz} – potencjał powierzchniowy cząstki,

κ – parametr Debye’a-Hückla,

$$\kappa = \sqrt{\frac{e^2}{\tilde{\epsilon} K T} \sum z_j^2 m_j},$$

$\tilde{\epsilon}$ – stała dielektryczna roztworu,

z_j – ładunek jonów,

m_j – stężenie jonów j w ośrodku dyspersyjnym,

e – ładunek elektronu

H – stała Hamakera.

Kolejną sugerowaną przyczyną rozbieżności wyników teoretycznych i eksperymentalnych upatrywano w złożu filtracyjnym. Zazwyczaj składa się ono z ziaren krzemianów metali. Jony metali są szybko tracone w kontakcie z wodą. W efekcie krzemionka ulega hydroksylacji i poprzez jonizację grupy hydroksylowej OH na powierzchni ziaren złoża gromadzi się ładunek. Powstałe grupy nie są jednakowe. Dominują dwie ich postaci: pojedyncza i podwójna. W konsekwencji powierzchnia ziaren złoża składa się z dwóch typów grup: SiOH o bardziej kwasowych właściwościach, odpowiedzialnej za ujemny ładunek elektryczny, oraz mniej kwasowej, obojętnie naładowanej. Powierzchnia ziarna może się zatem składać z obszarów o ujemnym ładunku elektrycznym, otoczonym obszarami charakteryzującymi się ładunkiem obojętnym, co – jak wskazują analizy [164, 165] – może przyczyniać się do powstałych rozbieżności teorii i praktyki w wyznaczaniu efektywności adhezji.

Kolejna hipoteza [164] tłumaczyła obserwowane rozbieżności chropowatością powierzchni kolektora. Analizy teoretyczne wskazują na wyższą efektywność zatrzymywania cząstek nawet w niekorzystnych warunkach działania sił oddziaływania powierzchniowego dzięki niegładkiej powierzchni warstwy osadu powstałego

z zatrzymanych cząstek na powierzchni ziaren złoza. Przy czym znaczący efekt tego mechanizmu widoczny jest, gdy cząstki zatrzymywane i wchodzące w skład osadu są porównywalnej wielkości.

Jednak te i inne obserwacje oraz analizy mające na celu wyznaczenie przyczyn rozbieżności wyników teoretycznych i eksperymentalnych w przypadku niekorzystnych warunków oddziaływania międzycząsteczkowego nie zaowocowały modelem pozwalającym na jednoznaczne wyznaczenie efektywności zatrzymywania cząstek właśnie w takich warunkach. Przeprowadzone obserwacje pozwoliły jednak na określenie podstawowych parametrów filtrowania wpływających na dominujące siły odpowiedzialne za efektywność adhezji. Tym samym możliwe jest określenie najkorzystniejszych warunków z punktu widzenia oddziaływania powierzchniowego pomiędzy cząstkami i kolektorem. Przeprowadzono także serie badań eksperymentalnych, których celem było wyznaczenie efektywności adhezji przy różnych parametrach przebiegu filtrowania bezpośrednio wpływających na wartości efektywności adhezji [7, 32, 36, 127, 165].

Bai i Tien [7] wykazali na podstawie analiz teoretycznych oraz badań eksperymentalnych innych badaczy, iż najistotniejszy wpływ na wartość efektywności adhezji spośród analizowanych parametrów mają zdefiniowane w tabeli 2.2.3 parametry: N_{E1} , N_{E2} , N_{DL} , N_{Lo} . Na podstawie zebranych wyników eksperymentalnych własnych i innych badaczy [7, 36, 127] opracowali równanie empiryczne pozwalające na wyznaczenie efektywności adhezji:

$$\alpha = \frac{\lambda_0}{(\lambda_0)_{\text{fav}}} = 0,0416 N_{Lo}^{1,19} N_{DL}^{2,38} N_{E1}^{-1,19} N_{E2}^{-1,19}, \quad (2.86)$$

gdzie:

- λ_0 – wartość współczynnika efektywności filtrowania zawiesin dla czystego złoza w warunkach efektywności adhezji mniejszej od 100%,
- $(\lambda_0)_{\text{fav}}$ – wartość współczynnika efektywności filtrowania zawiesin dla czystego złoza w warunkach efektywności adhezji równej 100%.

Opracowana funkcja wskazuje na wysoką korelację z wynikami pomiarów uwzględnionymi przy opracowywaniu równania. Równanie (2.86) dotyczy jednak tylko efektywności adhezji w czystym złożu.

W przypadku niektórych zawiesin uwzględnienie wymienionych sił elektrycznych nawet na drodze empirycznej nie pozwala uzyskać opisu teoretycznego zgodnego z wynikami eksperymentalnymi. Przyczyn tego dopatruje się w jeszcze w nie całkiem rozpoznanym wpływie sił sterycznych Borna i strukturalnych oraz oddziaływań hydrofobowych. Mają one szczególnie duże znaczenie w przypadku usuwania znajdujących się w oczyszczanej wodzie mikroorganizmów.

2.2.7. EFEKTYWNOŚĆ ZATRZYMYWANIA CZĄSTEK W MODELACH EWZ

Opierając się na przedstawionych we wcześniejszych rozdziałach modelach ośrodka porowatego, opracowano szereg opisów matematycznych pozwalających obliczyć efektywności usuwania cząstek w elementarnych komórkach złoża. Ze względu na dużą liczbę mechanizmów zachodzących podczas filtrowania większość z opracowanych rozwiązań uwzględnia tylko wybrane mechanizmy, mogące dominować w danych warunkach.

Uznaje się, iż modele kuliste są bardziej przydatne do opisu czystego złoża i początkowych etapów filtrowania, końcowy etap blokowania się pora elementarnej komórki złoża zazwyczaj symuluje się za pomocą modeli kanalikowych, takich jak modele kapilarne, lub zwiężającego się kanalika. Mniejsze wymiary kanalika w przekroju niż przepływającej cząstki świadczą o wystąpieniu zjawiska cedzenia i blokowania pora. Zróżnicowanie wymiarów kanalików w elementarnej warstwie złoża pozwala jeszcze bardziej realistycznie uwzględnić to zjawisko. Cząstki niemogące przepłynąć przez zatkane kanaliki o mniejszych wymiarach wpływają do kanalików o większych rozmiarach.

2.2.8. WERYFIKACJA METOD MIKROSKOPOWYCH

Modele EWZ stosują znaczne uproszczenia opisu złoża filtracyjnego oraz zachodzących zjawisk procesu filtrowania. Dlatego ich wiarygodność często jest poddawana w wątpliwość. Często modele EWZ są traktowane jako niezbyt praktyczne. Do tej opinii przyczynił się między innymi fakt, iż modele te są w wielu przypadkach bardzo złożone i uwzględniają wiele trudnych lub wręcz niemożliwych do zmierzenia w warunkach inżynierskich parametrów mikroskopowych. Niemniej jednak modele EWZ wielokrotnie były weryfikowane. Uznaje się, iż modele te dostarczają wyniki dość zbieżne z wynikami eksperymentalnymi w przypadku, gdy złoże jest niezakolmatowane, a efektywność adhezji wynosi 100%, czyli wszystkie cząstki, które dotrą do powierzchni ziarna, zostaną na tym ziarnie zatrzymane. Potwierdzają to często cytowane wyniki badań [70] weryfikujące eksperymentalnie wyniki obliczeń wykonanych na modelach kulistych i zwiężających się kanalików. Jednak inne wyniki badań [36, 164, 165] nie zawsze prezentują tak wysoką zgodność z pomiarami eksperymentalnymi, choć w większości można uznać je za satysfakcjonujące.

Na ogół wyniki obliczeń na modelu kulistym dostarczają najwyższe wartości efektywności usuwania cząstek, model kanalików ze zwiężającymi się przekrojami niższe wartości i najniższe model kapilarny, co jest zrozumiałe, gdyż uwzględnia on najmniej mechanizmów filtrowania. Uznaje się, iż modele kuliste i modele

kanalików ze zwiężającymi się przekrojami dostarczają realniejsze wyniki od modelu kapilarnego dla złoża niezakolmatowanego. To, który z tych dwóch modeli lepiej opisuje proces filtrowania, zależy od wyznaczonych parametrów.

Pojawiające się rozbieżności pomiędzy wynikami teoretycznymi i eksperymentalnymi tłumaczy się przyjęciem podczas niektórych eksperymentów niższej niż stu-procentowa efektywność adhezji. Po uwzględnieniu efektywności adhezji zazwyczaj uzyskiwano wysoką zgodność wyników obliczeń z pomiarami eksperymentalnymi. Niestety, w większości przypadków prezentowanych w literaturze efektywność adhezji nie była wyznaczana teoretycznie, tylko na podstawie przeprowadzanych wcześniej eksperymentów, ewentualnie w oparciu o równania półempiryczne. Choć istnieją też dość pomyślne próby, w których efektywność adhezji wyznaczana była całkowicie teoretycznie.

Obliczenia prowadzone dla ziaren pokrytych warstwą osadu charakteryzują się niższą zbieżnością wyników obliczeń z wynikami pomiarów eksperymentalnych. Często przytaczane jest zestawienie wyników obliczeń wykonanych pięcioma różnymi modelami EWZ z pomiarami eksperymentalnymi Vigneswarena i Chianga [156]. Jednak trzeba pamiętać, że eksperymenty te były prowadzone w warunkach odbiegających od rzeczywistości. Część z nich brała pod uwagę tylko jeden typ zawiesiny, a niektóre były prowadzone dla bardzo małej głębokości złoża, tak jak w przypadku eksperymentów Chianga [156] dla zaledwie 0,5 cm warstwy złoża.

Część spośród modeli EWZ uwzględnia parametry empiryczne. Na przykład w modelu Tiena [154] i O'Melii [124] uwzględniono parametr związany z adhezją niższą od stuprocentowej. Właściwie dopasowane parametry empiryczne mogą w wielu przypadkach poprawić zbieżność wyników obliczeń z pomiarami eksperymentalnymi. Parametrem takim jest również – pojawiająca się w większości modeli EWZ – porowatość osadu.

Porowatość osadu zdefiniowano jako iloraz objętości pustych przestrzeni pomiędzy skumulowanymi na powierzchni ziarna złoża cząstkami zawiesiny przez objętość warstwy osadu, którą te cząstki tworzą. Porowatość osadu jest wielkością lokalną. W opisanych w części badawczej obliczeniach przyjęto jednak, że wartość ta będzie taka sama w całym złożu.

Porowatość osadu jest w miarę prosta do zinterpretowania, gdy osad tworzy równomiernie ułożoną na powierzchni ziarna warstwę porowatą. Jednak gdy osad przyjmuje kształty nieregularne i jeszcze nie tworzy zwartej struktury porowatej, interpretacja tego pojęcia przestaje być oczywista. Granice warstwy osadu, a co za tym idzie jej objętość, stają się wtedy trudne do jednoznacznego określenia. Z takim osadem mamy do czynienia w początkowych etapach procesu filtrowania. Dla celów obliczeniowych przyjęto jednak, iż wartość porowatości osadu przez cały czas trwania cyklu filtracyjnego będzie stała i równa tej, jaka pojawi się już w zwartej strukturze porowatego osadu.

Dla celów obliczeniowych założono, że puste przestrzenie pomiędzy cząstkami w warstwie osadu będą tworzyły pory nieprzelotowe, a więc takie, przez które woda nie będzie przepływać podczas filtracji. Przekrój poprzeczny strumienia cieczy wewnątrz kanalików ośrodka porowatego będzie zatem ograniczony przez powierzchnie warstw osadu oraz w miejscach, gdzie jeszcze osadu tego nie ma, przez powierzchnie ziaren złoża. W obliczeniach opisanych w części badawczej przyjmuje się również, że cząstki rozproszone w zawieszinie niekoagulowanej nie będą zawierały pustych przestrzeni. Natomiast kłaczkii powstałe po flokulacji będą zawierały wewnętrzne pory. Pory te nie będą jednak uwzględniane przy wyznaczaniu porowatości osadu powstałego z zatrzymanych na ziarnach kłaczkach.

2.2.9. METODY PRZENOSZENIA WYNIKÓW UZYSKIWANYCH Z ZASTOSOWANIA METODY MIKROSKOPOWEJ DO RZECZYWISTYCH WARUNKÓW TECHNICZNYCH

Wyznaczenie efektywności zatrzymywania cząstek w wybranym modelu idealnym po przejściu do modelu zastępczego, zwanego modelem fikcyjnym, pozwala na obliczenie w dowolnej chwili efektywności elementarnej warstwy złoża. Powiązanie efektywności elementarnej warstwy złoża ze współczynnikiem λ przedstawiono w rozdziale 2.2. Znając wartości λ w poszczególnych warstwach złoża, przy uwzględnieniu równań makroskopowych (2.7), (2.10) i (2.22), można opisać cały proces na dowolnej głębokości i w dowolnym czasie. W ten sposób możemy przenieść uzyskane wyniki z opisu mikroskopowego do opisu makroskopowego.

Uwzględniane w obliczeniach modele idealny i zastępczy wprowadzają sporo uproszczeń. W naturalnych warunkach złoża piaskowe charakteryzują się wysoką niejednorodnością wielkości, kształtu i chropowatości powierzchni ziaren. Zastosowanie wzorów wyprowadzonych dla złóż fikcyjnych wymaga zatem zastąpienia rzeczywistego złoża naturalnego odpowiednim ekwiwalentnym złożem fikcyjnym składającym się z ziaren o średnicy ekwiwalentnej (zastępczej). Zazwyczaj w celu wyznaczenia wartości średnic zastępczych stosuje się metodę trzyetapową [48].

W pierwszym etapie rozdziela się ziarna próbki złoża naturalnego na frakcje metodą przesiewania przez zestaw znormalizowanych sit. Na podstawie zmierzonych mas ziaren, które zostały zatrzymane na poszczególnych sitach, wyznacza się krzywą sumową. Na osi odciętych tego wykresu odkłada się wymiary oczek sita, a na osi rzędnych – odpowiadający im sumaryczny przesiew próbki, wyrażony jako udział procentowy w masie całej próbki.

W drugim etapie wyznacza się średnie średnice ziaren odsiewów na poszczególnych sitach. Można je wyznaczać jako średnią arytmetyczną lub średnią ważoną średnic oczek sita, na którym zostały zatrzymane ziarna, oraz sita o oczkach o stopień większych.

W trzecim etapie wyznacza się średnią średnicę ekwiwalentną uśrednionych średnic ziaren danych frakcji złoża naturalnego. Średnica ekwiwalentna jest umowną średnicą, która charakteryzuje zbiór jednakowych ziaren zastępujących rzeczywistą populację niejednorodnych ziaren. Dla zadanego zbioru frakcji ziaren należy więc wyznaczyć średnicę zastępczego złoża fikcyjnego, które będzie się charakteryzowało jednakową uśrednioną powierzchnią, objętością lub powierzchnią właściwą, w zależności od zagadnienia, jakie jest rozwiązywane.

Do rozwiązywania zagadnień związanych z oporem hydraulicznym powinno się raczej przyjmować średnią ważoną powierzchni, gdyż opory hydrauliczne w znacznym stopniu zależą od całkowitej powierzchni. Do obliczania parametrów procesu zatrzymywania zawieszin przyjmuje się raczej średnią ważoną powierzchni właściwej ziaren, gdyż adsorpcja cząstek zależy w dużym stopniu właśnie od powierzchni właściwej ziaren. Czasami też przyjmuje się jako ekwiwalentną średnicę wartość średnicy miarodajnej, którą odczytuje się z krzywej przesiewu jako wymiar oczka sita, przez które przechodzi 10% masy materiału. Związane jest to z faktem [48], iż opory hydrauliczne złoża zastępczego zbudowanego z kulek o średnicy równej średnicy miarodajnej są zbliżone do oporów niejednorodnego złoża naturalnego o relatywnie niskiej wartości współczynnika jednorodności. Zagadnienie przejścia od złoża fikcyjnego do naturalnego zostało bardzo szczegółowo opisane w książce prof. Grabarczyka [48].

W obliczeniach przedstawionych w niniejszej rozprawie przyjęto, że złoża zastępcze składają się z kilku warstw, z których każda wypełniona jest kulkami o jednakowych średnicach ekwiwalentnych. Średnice ekwiwalentne dla wybranych warstw wyznaczono uprzednio opisaną metodą trójetapową. Przy czym średnie średnice ziaren frakcji odsianych na sitach wyznaczano jako średnie arytmetyczne wymiarów oczek sit, przez które dana frakcja została przesiana, oraz sit, na których dana frakcja została zatrzymana. W przypadku gdy przyjęta w obliczeniach warstwa złoża zastępczego zastępowała tylko jedną odsianą frakcję, wtedy średnica ekwiwalentna dla tej warstwy w modelu zastępczym była równa średniej średnicy danej frakcji. W przypadku gdy przyjęta w złożu zastępczym warstwa uwzględniała więcej niż jedną frakcję odsianą na sitach, średnicę ekwiwalentną dla tej warstwy wyznaczano jako średnią ważoną powierzchni właściwej ziaren zastępowanych frakcji, uwzględniającą średnie średnice ziaren tych frakcji. Adsorpcja zawieszin silnie zależy od powierzchni właściwej złoża, dlatego tak przyjęty sposób wyznaczania średnicy ekwiwalentnej gwarantował, że przebieg zatrzymywania zawieszin w złożu ekwiwalentnym będzie najbardziej zbliżony do przebiegu w złożu naturalnym.

2.2.10. IDEALIZACJA RZECZYWISTYCH WARUNKÓW PROCESU FILTROWANIA W MODELACH EWZ

Przy opracowywaniu opisu matematycznego zjawisk przepływowych metodami mikroskopowymi przyjmuje się, że ośrodek porowaty jest ziarnisty, wstępnie przesiewany oraz oczyszczony z domieszek pylastych, ilastych, gliniastych i organicznych. W związku z tym przyjmuje się również następujące założenia:

- w ośrodku nie występują zamknięte pory;
- kształt ziaren jest zbliżony do kształtu kulistego;
- przez ośrodek porowaty przepływa nieściśliwa ciecz o pomijalnie niskim – z punktu widzenia matematycznego opisu – przepływu cieczy stężeniu zawiesiny;
- materiał ziaren złoża jest nierozpuszczalny w przepływającej cieczy;
- z punktu widzenia matematycznego opisu cieczy – zjawiska dyfuzji mogą być pominięte.

Drugi spośród wymienionych warunków umożliwia zastąpienie rzeczywistego ośrodka porowatego modelem fikcyjnym. Warunek trzeci z kolei pozwala na zastąpienie ośrodka fikcyjnego modelem idealnym.

Przepływ przez ośrodek porowaty odbywa się przez wewnętrzne kanaliki, których kształty w rzeczywistości są nieregularne, mają zmienne przekroje poprzeczne i zmienne lokalne prędkości rzeczywiste. Prędkości rzeczywiste wzdłuż poszczególnych kanalików znacznie zmieniają swoje wartości i zmiany te mogą być zupełnie inne niż zmiany w sąsiednich kanalikach.

We wszystkich stosowanych przez metody mikroskopowe modelach idealnych uwzględniany jest efekt przyścienny przepływu cieczy. Jednak większość z tych modeli przyjmuje jednakową średnią prędkość rzeczywistą dla wszystkich elementarnych komórek złoża, obliczaną z założenia Dupuita-Forchhaimera jako równą ilorazowi prędkości filtracji przez porowatość złoża. W rzeczywistości, w trakcie filtrowania w poszczególnych elementarnych warstwach złoża porowatości są różne, zatem odmienne są także średnie rzeczywiste prędkości dla tych warstw.

Większość modeli idealnych EWZ zakłada również, iż w dowolnej chwili procesy średnie prędkości rzeczywiste w elementarnych komórkach tej samej elementarnej warstwy złoża są identyczne, co stanowi spore uproszczenie. Niektóre z modeli kapilarnych i modeli kanalików ze zwężającymi się przekrojami różnicują elementarne komórki w tej samej elementarnej warstwie złoża. Zakładają one, że rzeczywiste średnie prędkości w poszczególnych elementarnych komórkach tej samej warstwy złoża będą różne, jednak suma tych przepływów pozwoli na uzyskanie prędkości filtracji takiej samej jak w rzeczywistym ośrodku porowatym. Niestety, każdy tego typu zabieg urealnijający model zastępczy wiąże się z jego znacznym skomplikowaniem oraz możliwością popełnienia błędu poprzez niewłaściwe rozłożenie średnich prędkości rzeczywistych w danych elementarnych komórkach złoża.

Na pewne zróżnicowanie średniej prędkości rzeczywistej wzdłuż kanalika w elementarnej komórce złoża pozwala jedynie model kanalika ze zwężającym się przekrojem. Zakłada on, iż średnica kanalika najpierw rozszerza się, a następnie zwęża w elementarnej komórce złoża. Niestety modele tego typu należą do najbardziej rozbudowanych, co z kolei ogranicza ich praktyczne zastosowanie.

Przyjęte w modelach idealnych wymiary figur są dużym uproszczeniem rzeczywistych warunków panujących w złożu, dobrane są one jednak tak, aby warunki przepływu w porach były możliwie jak najbardziej zbliżone do rzeczywistych.

Modele EWZ zachowują porowatości komórek równe średniej porowatości złoża w warunkach rzeczywistych. Porowatości te w rzeczywistości zmieniają się nawet w tej samej elementarnej warstwie złoża, a co dopiero w różnych warstwach. Modele EWZ przyjmują jednak w całej warstwie, albo i nawet całym złożu, jedną uśrednioną wartość porowatości.

Na przepływ cieczy w kanalikach wpływ ma również nieregularny kształt ziaren, często znacznie odbiegający od idealnie kulistego. Modele kuliste symulują przepływ wokół kul, bez możliwości uwzględnienia niekulistości ziaren. Jedynie modele ze zwężającymi się kanalikami pozwalają w ograniczonym zakresie na uwzględnienie braku idealnej kulistości ziaren złoża. Jednak idealne wyznaczenie tej niekulistości jest bardzo trudne, gdyż ułożenie ziaren niekulistych w złożu może być bardziej horyzontalne albo też wertykalne, co znacznie wpływa na kształt porów.

Największe uproszczenia występują w opisie morfologii osadu. Dotyczy to zwłaszcza początkowego etapu, gdy osad na powierzchni ziaren nie posiada zwartej struktury i jest dość przypadkowy. Mimo iż prowadzono badania, podczas których próbowano obserwować morfologię osadu, precyzyjny opis kształtu warstwy osadu i jej przyrostu jest w dzisiejszych warunkach niemożliwy.

Nawet gdyby precyzyjny opis matematyczny morfologii warstwy osadu i jej przyrostu był możliwy, na przeszkodzie stanęłaby ograniczona wiedza na temat matematycznego opisu przepływu cieczy w porach o nieregularnych kształtach. Korzystając więc z modeli, trzeba mieć świadomość dużego uproszczenia, zwłaszcza opisu morfologii osadu.

Kryterium, które powinno być przyjęte przy wyborze odpowiedniego modelu zastępczego, powinno gwarantować to, że dany model i zastosowane w nim uproszczenia z wystarczającą dokładnością odzwierciedlą charakterystyczne zjawiska występujące w ośrodkach porowatych istotne dla danego zagadnienia.

Wysoki stopień uproszczenia stosowany na przykład w modelu kapilarnym nie musi go dyskwalifikować, nadaje się on na przykład dość dobrze do opisów warunków hydrodynamicznych, co udowadnia wykorzystanie go przy opracowywaniu równania Kozeny'ego-Carmana. Model kapilarny mimo uproszczeń pozwala lepiej opisać zjawisko cedzenia niż na przykład model kulisty. Ze względu na fakt, iż uproszczenia stosowane w najprostszej postaci modelu kapilarnego pozwalają

tylko na uwzględnienie zjawisk hydrodynamicznych, cedzenia i bezpośredniego zaczepiania, model ten może w mniejszym stopniu nadawać się do opisu transportu małych cząstek, dla których zjawiska bezpośredniego wychwytywania i cedzenia nie są dominujące, mogą być za to przydatne przy opisie transportu większych cząstek. Model kulisty z kolei pozwala bardzo dobrze opisać wpływ mechanizmu grawitacji.

Zastosowanie mocnych uproszczeń w modelach zastępczych może ograniczać uwzględnienie jednych mechanizmów, pozwalając jednocześnie na poprawne opisanie innych mechanizmów. Mogą w pewnych zakresach generować spore błędy, w innych natomiast mogą bardzo dobrze się sprawdzać. Dlatego konieczna jest szersza weryfikacja w różnych warunkach przebiegu procesu filtrowania. Weryfikacje modeli EWZ często, ze względu na trudności techniczne, były przeprowadzane w warunkach fikcyjnych – modelu laboratoryjnego, w którym złożę miało bardzo małe wymiary i było często wypełnione kulkami szklanymi o regularnych kształtach, a zawiesina miała bardzo specyficzne własności. Konieczna jest więc weryfikacja modeli EWZ w warunkach bliższych naturalnym i w szerszym zakresie, czemu służy między innymi niniejsza rozprawa.

2.2.11. UWAGI KOŃCOWE NA TEMAT MODELI MIKROSKOPOWYCH

Przedstawiony przegląd literatury na temat metod mikroskopowych jest obszerniejszy niż przegląd literatury metod makroskopowych. Nie wynika to jednak z większego znaczenia metod mikroskopowych, czy też z obszerności wiedzy na temat obu metod. Zdecydowano się poświęcić więcej uwagi metodom mikroskopowym, ponieważ obecnie niewiele jest publikacji prezentujących to zagadnienie w języku polskim, podczas gdy metody makroskopowe są bardzo dobrze opisane, jak choćby w książce prof. Grabarczyka [48].

Jak widać z przedstawionego przeglądu, granica pomiędzy metodami makroskopowymi i mikroskopowymi jest całkowicie umowna. Metody mikroskopowe zostały rozwinięte w późniejszym czasie i opierają się na opracowanych w ramach metod makroskopowych równaniach bilansu masy i kinetyki. Metody mikroskopowe analizują te równania w odniesieniu do elementarnych komórek złoża i wyznaczają współczynniki efektywności filtrowania zawieszin na podstawie przepływów w zastępczych modelach ośrodka porowatego opisanych metodami hydrodynamiki klasycznej.

Trudno więc traktować metody mikroskopowe jako całkowicie odrębne od metod makroskopowych, szczególnie że istnieją opisy matematyczne powszechnie zaliczane do grupy wykorzystującej metody makroskopowe, takie jak na przykład Ivesa, w których funkcja $\lambda(\sigma)$ ma postać równania półempirycznego, uwzględnia-

jącego lokalne mechanizmy zatrzymywania zawieszin, wyprowadzone metodami mikroskopowymi. Również równanie Kozeny'ego-Carmana wyprowadzone było metodami mikroskopowymi, a dopiero potem zostało przeniesione do zastosowań makroskopowych. Z kolei model O'Melii i Ali [124], opisujący początkowy etap poprawy efektywności filtrowania zaliczany do modeli EWZ uwzględnia współczynniki empiryczne zastępujące zjawiska lokalne wywołane adhezją czy też efektem cienia, co sprawia, iż budową przypomina modele metod makroskopowych.

Analizując wady i zalety metod mikroskopowych, można stwierdzić, iż są one niemal odwrotne do zalet i wad metod makroskopowych. Wiele spośród modeli EWZ stosuje bardzo mocne uproszczenia, niewątpliwie generujące spore błędy przy próbach bezpośredniego wyznaczania przebiegu procesu filtrowania. Tym samym metody te wciąż są raczej mało przydatne w zastosowaniach inżynierskich i nie są w pełni wiarygodne przy wyznaczaniu pełnego opisu przebiegu procesu filtrowania. Aczkolwiek trzeba wspomnieć o dość pomyślnych wynikach weryfikacji modeli EWZ w określonych warunkach procesu filtrowania, głównie dla złoża czystego.

Niewątpliwą zaletą modeli EWZ jest fakt, iż wnikają w lokalne zjawiska transportu i przyczepiania się do powierzchni ziaren cząstek w złożu filtracyjnym. Dzięki temu metody mikroskopowe mogą być stosowane do naukowych celów poznawczych, których wyniki umożliwiają formułowanie hipotez. Pozwalają także analizować wpływ poszczególnych parametrów na inne parametry i w konsekwencji na cały przebieg procesu filtrowania. Teoretycznie nie wymagają też przeprowadzania kosztownych eksperymentów pilotażowych. Konieczna jest jednak znajomość mikroskopowych parametrów wpływających na przebieg procesu filtrowania, często trudnych lub niemożliwych do wyznaczenia w warunkach inżynierskich.

Można więc stwierdzić, że na pełne zastosowanie metod mikroskopowych w warunkach technicznych trzeba będzie jeszcze dość długo poczekać. Wydaje się jednak, iż zastosowanie niektórych zależności metod mikroskopowych, np. do analizowania wpływu zmian warunków filtrowania na zmiany wyznaczonych eksperymentalnie parametrów przebiegu procesu filtrowania, podobnie jak to zrobił w swoim modelu Ives, nie powinno generować znacznych błędów, a może zdecydowanie rozszerzyć zakres stosowania metod makroskopowych. Oczywiście wymaga to weryfikacji i analizy błędów, jakie generują zastosowane elementy metod mikroskopowych.

2.3. WPLYW ROZKŁADU WIELKOŚCI CZĄSTEK NA PROCES FILTROWANIA

Jednym z parametrów mających istotny wpływ na przebieg procesu filtrowania jest niejednorodność zawiesiny. Wielkość przeprowadzonych badań [31, 34, 101, 102, 105, 106, 109, 111, 170, 189, 195] wskazuje na konieczność uwzględnienia niejednorodności zawiesiny podczas modelowania procesu filtrowania. Opracowano kilka opisów matematycznych wprowadzających niejednorodność cząstek zawiesiny do już istniejących równań matematycznych. Zaproponowano [61, 105] zapisanie fundamentalnych równań bilansu masy oraz kinetyki dla każdej z grup wielkości cząstek rozproszonych w niejednorodnej zawieszynie z osobna:

$$i = 1, \dots, m \quad \frac{\partial \sigma_i}{\partial t} = -\lambda_i C_i w \quad (2.87)$$

$$i = 1, \dots, m \quad \frac{\partial C_i}{\partial x} = -\lambda_i C_i \quad (2.88)$$

$$\sigma = \sum_{i=1}^m \sigma_i \quad (2.89)$$

$$C = \sum_{i=1}^m C_i, \quad (2.90)$$

gdzie:

- C_i – stężenie cząstek i -tego typu zdefiniowane jako iloraz objętości cząstek i -tego typu do objętości cieczy, w której się znajdują,
- λ_i – współczynnik efektywności filtrowania cząstek typu i ,
- σ_i – stężenie osadu złożonego z cząstek i -tego typu zdefiniowane jako iloraz objętości zatrzymanych cząstek i -tego typu do objętości złoża, w którym się znajdują,
- m – liczba typów cząstek rozproszonych w zawieszynie i wchodzących w skład osadu.

Równania (2.87)–(2.90) były zastosowane już wcześniej w dwóch różnych modelach [60, 102], jednak nie sformułowano ich bezpośrednio.

Powstało również kilka modeli poprzez wprowadzenie rozkładu wielkości cząstek zawiesiny do znanego modelu O'Melii [124] opisującego początkowy etap filtrowania, podczas którego jakość filtratu ulega stopniowej poprawie. Równanie (2.91) przedstawia przekształcenie zaproponowane przez Vigneswarena i Aima [169] dla zawiesiny dwudyspersyjnej, opisujące wychwytywanie kolejno napływających drobniejszych cząstek zawiesiny na cząstkach zatrzymanych w złożu w pierwszym etapie filtrowania:

$$\eta_{r1} = \alpha_1 \eta_1 + \alpha_{cz1} N_1 \eta_{cz1} \left(\frac{d_1}{d} \right)^2 + \gamma \alpha_{cz2} N_2 \eta_{cz2} \left(\frac{d_2}{d} \right)^2, \quad (2.91)$$

gdzie:

- η_{r1} – efektywność usuwania drobniejszych frakcji zawiesiny dwudyspersyjnej składającej się z cząstek drobniejszych (1) i grubszych (2),
- $\alpha_1, \alpha_{cz1}, \alpha_{cz2}$ – efektywność adhezji drobniejszych cząstek, odpowiednio na ziarnach czystego złoża, na warstwie zatrzymanych wcześniej w złożu cząstek drobniejszych frakcji zawiesiny oraz na warstwie zatrzymanych wcześniej w złożu cząstek grubszych frakcji zawiesiny,
- N_1, N_2 – liczba cząstek zawiesiny odpowiednio frakcji drobniejszych i grubszych zatrzymanych na ziarnach złoża, tworząca warstwę osadu wychwytyującą kolejne cząstki przepływającej zawiesiny,
- $\eta_1, \eta_{cz1}, \eta_{cz2}$ – efektywność transportu cząstek drobniejszych frakcji zawiesiny w obszar sił adhezji odpowiednio dla ziaren czystego złoża, dla warstwy zatrzymanych wcześniej w złożu cząstek drobniejszych frakcji zawiesiny oraz dla warstwy zatrzymanych wcześniej w złożu cząstek grubszych frakcji zawiesiny,
- γ – część grubszych cząstek zawiesiny tworzących warstwę osadu na ziarnach złoża wychwytyującą cząstki drobniejsze przepływającej zawiesiny,
- d, d_1, d_2 – średnice odpowiednio ziaren złoża, cząstek drobniejszych i grubszych frakcji zawiesiny (1), (2) – cząstki zawiesiny o wielkościach należących do dwóch grup wielkości, odpowiednio drobniejszych i grubszych.

Darby i Lawler [30] zmodyfikowali równanie O'Melii [124] do postaci równania opisującego wychwytywanie zawiesiny wielodyspersyjnej:

$$\eta_r(k) = \alpha_0 \eta_0(k) + \alpha_{cz} \sum_i N_i \eta_{cz}(i, k) \left(\frac{d_i}{d} \right)^2, \quad (2.92)$$

gdzie:

- $\eta_r(k)$ – efektywność usuwania cząstek zawiesiny typu k ,
- α_0, α_{cz} – efektywność adhezji cząstek zawiesiny odpowiednio przez ziarna czystego złoża, przez warstwę osadu zatrzymanych wcześniej w złożu cząstek zawiesiny,

- N_i – liczba cząstek zawiesiny typu i zatrzymanych na ziarnach złoża, tworząca warstwę osadu wychwytyującą kolejne cząstki przepływającej zawiesiny,
 $\eta_0(k), \eta_{cz}(i, k)$ – efektywność transportu cząstek typu k zawiesiny w obszar sił adhezji odpowiednio ziaren czystego złoża i warstwy zatrzymanych wcześniej w złożu cząstek zawiesiny typu i ,
 d_i – średnica cząstek typu i w zawieszynie,
 i, k – frakcje cząstek zawiesiny o określonych wielkościach.

Podobne przekształcenia równania O'Melii, uwzględniające zawiesinę niejednorodną zaproponowali Veerapaneni i Wiesner [172] oraz Chang [18]. Chang [18] oprócz niejednorodności zawiesin uwzględnił również zjawisko odrywania się cząstek wcześniej zatrzymanych w złożu.

Opierając się na modelu kulistym, Darby i Lawler [30] zmodyfikowali równanie Kozeny'ego-Carmana, uwzględniając osadzanie się na ziarnach złoża cząstek o niejednorodnej granulacji w postaci równania:

$$\frac{\Delta h}{\Delta x} = K \frac{\mu}{\rho_w} \frac{w}{g} \frac{(1 - \varepsilon_o)^2}{\varepsilon_o^3} \frac{1}{d^2} \left\{ \frac{1 + \sum_{i=1}^n \left[\beta_i \frac{N_{czi}}{N_z} \left(\frac{d_{czi}}{d} \right)^2 \right]}{1 + \sum_{i=1}^n \left[\frac{N_{czi}}{N_z} \left(\frac{d_{czi}}{d} \right)^3 \right]} \right\}^2, \quad (2.93)$$

gdzie:

- d_{czi} – średnica cząstek zawiesiny typu i ,
 N_{czi} – liczba zatrzymanych w złożu cząstek zawiesiny typu i ,
 N_z – liczba ziaren w złożu,
 β_i – część zatrzymanych w złożu cząstek zawiesiny mająca wpływ na wielkość stawianych przez złożo oporów przepływu.

W równaniach (2.91)–(2.93) występują cztery współczynniki empiryczne: α_0 , α_{cz} , $\eta_{cz}(i, k)$ i β_i . W niektórych modelach [18] uwzględniono także współczynnik β' , który określa udział zatrzymanych w złożu cząstek posiadających zdolności do wychwytywania kolejnych cząstek z przepływającej zawiesiny. Wymienione współczynniki wyrażają zdolności zatrzymanych cząstek zawiesiny do zatrzymywania kolejnych oraz ich wpływ na wielkość oporów przepływu.

Badania Darby'ego, Attanasio i Lawlera [30] wykazały, że współczynniki α_0 , α_{cz} , $\eta_{cz}(i, k)$, β_i i β' dla tych samych cząstek zmieniają się dość znacząco w zależności od stężenia i składu zawiesiny. Uwzględnienie w opisie matematycznym filtrowania niejednorodnej zawiesiny współczynników empirycznych α_0 , $[\alpha_{cz} \beta' \eta_{cz}(i, k)]$, β_i , wyznaczonych dla poszczególnych wielkości cząstek w oparciu o eksperymenty

przeprowadzone na zawiesinach jednorodnych, dostarczało znacząco rozbieżne wyniki z uzyskanymi podczas eksperymentów z zawiesiną niejednorodną.

Dużo większą zgodnością wyników teoretycznych i eksperymentalnych charakteryzowały się wyniki, w których stosowano współczynniki empiryczne uzyskane podczas eksperymentalnych pomiarów przebiegu filtrowania zawiesin niejednorodnych. Dharmappa i inni [34] zestawili tabelarycznie współczynniki empiryczne $\alpha_p \beta' c, \beta_j$ uzyskane podczas niezależnych badań prowadzonych w różnych warunkach pracy filtrów. Na podstawie tych wyników autorzy [34] zaproponowali równania:

$$\alpha_p \beta' = \frac{ad_{cz}^b}{C_0^c w^d d^e}, \quad (2.94)$$

$$\beta = \frac{k}{C_0^f w^g d^h}, \quad (2.95)$$

gdzie:

a, b, c, d, e, f, g, h – wartości rzeczywistych liczb dodatnich.

Jak widać, wiele spośród modeli biorących pod uwagę niejednorodność zawiesiny jest niezbyt praktyczna ze względu na dużą liczbę wymaganych współczynników empirycznych oraz złożoność opracowanych modeli. Przeprowadzone eksperymenty wskazują jednak na wyraźny wpływ niejednorodności zawiesin na przebieg procesu filtrowania oraz granulacji cząstek osadzanych na powierzchni ziaren na wychwytywanie kolejnych cząstek z przepływającej zawiesiny.

Istotną przeszkodą w uwzględnianiu niejednorodności zawiesiny w warunkach technicznych są ograniczone możliwości technik pomiarowych, brak zweryfikowanych opisów matematycznych oraz ich złożoność i konieczność uwzględniania dużej liczby parametrów empirycznych. W praktyce przy projektowaniu i eksploatacji prostsze jest posługiwanie się jedną wartością niż wieloma parametrami empirycznymi.

Pojawiły się próby opracowania w jak najprostszej postaci ogólnej funkcji rozkładu wielkości cząstek. Przeprowadzone obserwacje [2, 4, 6, 80, 81, 185] wykazały, że liczbowe rozkłady wielkości cząstek większych od 1 μm w naturalnych zawiesinach wodnych dość dokładnie opisują równania:

$$N(d_{cz}) = A d_{cz}^{-a} \quad \text{lub} \quad \lg N(d_{cz}) = \lg A - a \lg d_{cz}, \quad (2.96)$$

gdzie:

$N(d_{cz})$ – stężenie liczby cząstek o danej wielkości zdefiniowane jako liczba cząstek o danej wielkości przypadająca na jednostkę objętości ośrodka ciekłego,

A, a – stałe charakteryzujące przebieg funkcji.

$$n_1 = \frac{dN(d_{cz})}{d_{cz}d} = \alpha d_{cz}^{-\beta} \quad \text{lub} \quad \lg n_1 = \lg \alpha - \beta \lg d_{cz} \quad (2.97)$$

gdzie:

- n_1 – funkcja rozkładu wielkości cząstek,
- α, β – stałe charakteryzujące przebieg funkcji rozkładu wielkości cząstek, ($\alpha = -a A, \beta = a + 1$).

Niektórzy autorzy [4] podają wartość β jako stałą, inni natomiast jako liniowo zmienną, zależną od wartości średnicy d_{cz} .

Znając matematyczne opisy rozkładów wielkości cząstek zawieszonych dopływających do filtra i wypływających z niego, można wyznaczyć liczbę cząstek zatrzymanych w złożu jako:

$$N_T = A \sum_{p=1}^n d_{cz,p}^{-a} - B \sum_{p=1}^n d_{cz,p}^{-b}, \quad (2.98)$$

gdzie:

N_T – suma cząstek zatrzymanych w złożu.

Wprowadzając równanie (2.98) do zmodyfikowanego równania Kozeny'ego-Carmana zapisanego równaniem (2.93), uzyskano:

$$\frac{\Delta h}{\Delta x} = K \frac{\mu}{\rho_w} \frac{w}{g} \frac{(1 - \epsilon_0)^2}{\epsilon_0^3} \frac{1}{d^2} \left(\frac{S_1}{6} \right)^2 \left[\frac{1 + \frac{\beta \cdot Q \cdot S_2}{N_z \cdot d^2}}{1 + \frac{R}{N_z d^3}} \right]^2, \quad (2.102)$$

gdzie:

$$Q = N_T d_{cz,p}^2 = \sum_{p=1}^n A d_{cz,p}^{2-a} - \sum_{p=1}^n B d_{cz,p}^{2-b},$$

$$R = N_T d_{cz,p}^3 = \sum_{p=1}^n A d_{cz,p}^{3-a} - \sum_{p=1}^n B d_{cz,p}^{3-b},$$

S_1, S_2 – współczynnik kształtu ziaren złoża i osadu.

Równanie (2.99) pozwala wyznaczyć straty hydrauliczne złoża w kolejnych etapach filtrowania dla znanych rozkładów wielkości cząstek w zawieszonych dopływających i wypływających z filtra. Alon i Adin [4] wykazali dużą zgodność wyników eksperymentalnych po 1 godzinie z wynikami obliczeń przeprowadzonych za pomocą równania (2.99). Wykazali również, że dla tych samych złożów i tego samego typu zawieszin, ale różnych rozkładów wielkości cząstek, istnieje liniowa korelacja pomiędzy współczynnikiem A i B oraz a i b występującymi w równaniu (2.98).

Opierając się na krzywych korelacji dla złóż o różnych wielkościach ziaren, można prognozować straty hydrauliczne dla złóż o innych uziarnieniach, co pozwala na dobór optymalnego uziarnienia.

Większość z opisów matematycznych pomija efekty łączenia się cząstek w aglomeraty i ich ponownego rozdzielania się, a także zjawisko sufozji. Zjawiska te, wpływając bezpośrednio na bilans masy poszczególnych grup wielkości cząstek, są skomplikowane do uwzględnienia ze względu na dużą liczbę trudnych do wyznaczenia czynników, od których bezpośrednio zależą, np. fizykochemicznych własności zawiesin.

3. OPIS MATEMATYCZNY ZAPROPONOWANY PRZEZ MACKIEGO

Matematyczny opis procesu filtrowania zaproponowany przez Mackiego jest kompilacją równań stosowanych w metodach makroskopowych oraz mikroskopowych i wykorzystuje zalety obu z nich. Opierając się na współczesnej teorii filtrowania, model ten jest prosty, a zarazem praktyczny, jak to tylko możliwe przy kompleksowości rozpatrywanych w nim zjawisk.

Jak wykazano we wcześniejszych rozdziałach niniejszej rozprawy, metody makroskopowe można uznać za praktyczne, dlatego właśnie one zostały przyjęte do pełnego opisu przebiegu procesu filtrowania. Z kolei równania metod mikroskopowych pozwalają wnikliwie opisać zjawiska zachodzące podczas filtrowania, dlatego zostały zastosowane do wyznaczenia zmian przebiegu filtrowania w zależności od zmian warunków, w których realizowany jest proces.

Charakterystyczną cechą modelu jest to, iż może on uwzględniać niejednorodność dopływającej zawiesiny. Wiele modeli zastępczych wprowadza uproszczenia polegające na traktowaniu zawiesiny i złoża jako jednorodnych. Jednak wyniki niektórych badań eksperymentalnych sugerują, iż takie traktowanie złoża i zawiesiny może generować istotne błędy, gdy skład zawiesiny będzie znacząco zmieniać się podczas eksploatacji.

Opis makroskopowy

Model Mackiego do pełnego opisu procesu filtrowania dostarczającego informacji na temat stężenia zawiesiny na dowolnej głębokości złoża i w dowolnym czasie zastosował metody makroskopowe opisane w rozdziale 2.1. W celu uwzględnienia niejednorodności wielkości cząstek rozproszonych w zawieszynie, Mackie wprowadził do modelu zawieszinę zastępczą. Podzielił cząstki zawiesziny na m typów. Każdy typ uwzględniał cząstki z innego przedziału wielkości i zastępował ich średnicę jedną średnicą zastępczą. Równania bilansu masy i kinetyki zostały zapisane osobno dla cząstek poszczególnych typów, podobnie jak w równaniach (2.90)–(2.91). W konsekwencji układ równań składał się z m równań kinetyki oraz m równań bilansu masy. Dla wygody czytającego równania powtórzono:

$$i = 1, \dots, m \quad \frac{\partial \sigma_i}{\partial t} = -\lambda_i C_i w \quad (3.1)$$

$$\frac{\partial C_i}{\partial x} = -\lambda_i C_i, \quad (3.2)$$

gdzie:

i – numer typu (grupy wielkości) cząstek rozproszonych w zawieszynie.

W celu uproszczenia modelu pominięto wpływ wielkości cząstek zatrzymanych na powierzchni ziarna na wartość współczynnika efektywności filtrowania λ . Przyjęto, że wpływ wszystkich typów cząstek zatrzymanych na powierzchni ziarna na współczynnik efektywności filtrowania λ jest jednakowy, co wyraża zapis:

$$\sigma = \sum_{i=1}^m \sigma_i \quad (3.3)$$

W konsekwencji m równań (3.1) zastąpiono jednym równaniem:

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} = - \left(\sum_{i=1}^m \lambda_i C_i \right) w \quad (3.4)$$

Zgodnie z opisanymi w rozdziale 2.1 metodami makroskopowymi, rozwiązanie układu równań (3.1)–(3.4) wymaga matematycznego opisu funkcji $\lambda(\sigma)$ występującej w równaniach kinetyki (3.2). Mackie na podstawie badań własnych [101, 102, 105, 109] opracował następującą postać funkcji stężenia osadu:

$$\begin{aligned} \text{dla } \sigma < \sigma_{m,i} \quad \lambda_i &= \lambda_{0,i} + (\lambda_{1,i} - \lambda_{0,i}) \left[1 - \exp \left(- \frac{\sigma^2}{\sigma_{1,i}^2} \right) \right] \\ \text{dla } \sigma_{m,i} < \sigma < \sigma_{gr,i} \quad &= \lambda_{m,i} (\sigma_{gr,i} - \sigma) \\ \text{dla } \sigma < \sigma_{gr,i} \quad &= 0, \end{aligned} \quad (3.5)$$

gdzie:

- $\sigma_{m,i}$ – wartość stężenia osadu σ , przy której funkcja stężenia osadu λ_i osiąga wartość $\lambda_{m,i}$,
- $\lambda_{0,i}$ – współczynnik efektywności filtrowania cząstek typu i w czystym złożu ($\sigma = 0$),
- $\lambda_{m,i}$ – maksymalna wartość współczynnika efektywności filtrowania cząstek typu i w funkcji stężenia osadu λ_i (osiągnięta na początku etapu pogarszania się jakości filtratu):

$$\lambda_{m,i} = \lambda_{0,i} + (\lambda_{1,i} - \lambda_{0,i}) \left[1 - \exp \left(- \frac{\sigma_{m,i}^2}{\sigma_{1,i}^2} \right) \right] \quad (3.6)$$

- $\lambda_{1,i}$ – wartość współczynnika efektywności filtrowania cząstek typu i przy stężeniu osadu, powyżej którego rozpoczyna się etap stabilizacji (wartości λ_i bardzo nieznacznie lub w ogóle nie wzrasta),
- $\sigma_{1,i}$ – wartość stężenia osadu, przy dwukrotności której współczynnik efektywności filtrowania osiąga wartość $\lambda_{1,i}$,

$\sigma_{gr,i}$ – graniczna wartość stężenia osadu, powyżej której cząstki typu i przestają być zatrzymywane ($\lambda_i = 0$).

Równanie (3.5) nie uwzględnia rozkładu wielkości cząsteczek w osadzie ani zjawiska sufozji. Przebieg funkcji stężenia osadu zapisany za pomocą równania (3.5) odzwierciedla natomiast często obserwowany [18, 170] trzyetapowy przebieg procesu filtrowania, opisany w rozdziale 2.1.2.

Pierwsza część równania opisuje wzrost wartości współczynnika efektywności filtrowania zawiesin λ wraz ze wzrostem stężenia osadu σ aż do osiągnięcia wartości λ_m . Poprawę efektywności zatrzymywania cząstek w złożu tłumaczy się wzrostem powierzchni właściwej ziaren pokrytych osadem, ale także poprawą własności adhezyjnych ziaren pokrytych osadem względem własności adhezyjnych czystych ziaren. Szczególnie znaczącą poprawę efektywności usuwania zawiesin obserwuje się przez krótki czas zaraz po płukaniu złoża, Sugeruje to, iż znaczącym mechanizmem wzrostu tej efektywności jest poprawa własności adhezyjnych, gdyż trudno oczekiwać znacznego wzrostu powierzchni właściwej w tak krótkim czasie zaraz po płukaniu złoża. Etap ten nazywany jest w literaturze anglosaskiej *ripening period*, a więc okresem dojrzewania.

W kolejnym etapie filtrowania efektywność ulega nieznacznej poprawie lub wręcz utrzymuje się na tym samym poziomie, dlatego etap ten nazywany jest *stable period*, a więc okresem stabilizacji. Pierwsza część równania (3.5) uwzględnia oba etapy – dojrzewania i stabilizacji.

Przejście z pierwszego do drugiego etapu, podczas którego wzrost wartości współczynnika efektywności filtrowania ulega spowolnieniu, w równaniu (3.5) uwzględniono poprzez wprowadzenie wartości σ_1, λ_1 . Wartości σ_1 i λ_1 są współrzędnymi charakterystycznego punktu na wykresie $\lambda(\sigma)$. Po przekroczeniu wartości stężenia osadu dwukrotnie większej od wartości σ_1 wzrost współczynnika efektywności filtrowania ulega znacznemu spowolnieniu lub dla niektórych przypadków może nawet być równy zeru.

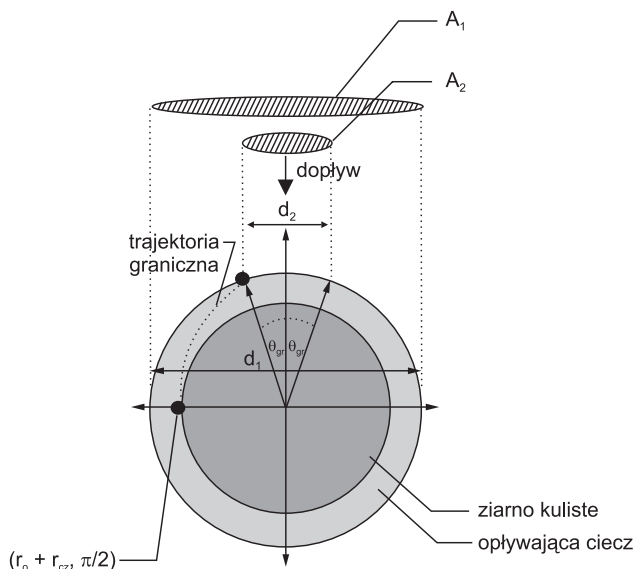
Druga część równania (3.5) opisuje liniowy spadek wartości λ wraz ze wzrostem σ po przekroczeniu wartości stężenia osadu σ_m . Spadek efektywności w tym etapie filtrowania spowodowany jest wzrostem prędkości przepływu wynikającym ze zmniejszającej się porowatości złoża. Spadek ten rozpoczyna się przy maksymalnej wartości współczynnika efektywności filtrowania zawiesin równej λ_m , a kończy przy wartości tego współczynnika równej zeru, która osiągnięta jest przy stężeniu osadu σ_{gr} . Spadek efektywności w tym etapie spowodowany jest wzrostem prędkości przepływu wynikającym ze zmniejszającej się porowatości złoża. Przy stężeniu osadu σ_{gr} złożo jest już wysycone dla cząstek o określonej wielkości i od tego momentu cząstki te przestają być usuwane w danej warstwie złoża. Etap, w którym dana warstwa złoża jest już wysycona i funkcja $\lambda(\sigma)$ przyjmuje wartości zerowe, opisuje trzecia część równania (3.5).

Przy wartości σ_m równej zero funkcja $\lambda(\sigma)$ od początku będzie malała. Natomiast przy bardzo dużej wartości σ_m funkcja $\lambda(\sigma)$ będzie niemal stała podczas całego procesu filtrowania. Niewątpliwie więc opis funkcji $\lambda(\sigma)$ za pomocą równania (3.5) daje możliwości uwzględnienia wielu obserwowanych również w praktyce przypadków.

Wyznaczenie parametru λ_0

Do wyznaczenia występującej w równaniu (3.5) wartości λ_0 przyjęto inny schemat obliczeniowy niż w przypadku pozostałych parametrów występujących w tym równaniu. Mackie uważał, że przeprowadzone dotychczas weryfikacje eksperymentalne modeli kulistych EWZ dla czystego złoza przy stuprocentowej efektywności adhezji były satysfakcjonujące [100]. Dla ograniczenia liczby współczynników empirycznych przyjął zatem wartość λ_0 obliczaną bezpośrednio z idealnego modelu kulistego bez uwzględniania współczynników empirycznych.

Do obliczenia wartości λ_0 Mackie zastosował własne wyprowadzenia równań matematycznych [102] oraz opisany w rozdziale 2.2.2 niniejszej rozprawy kulisty model Happela [51, 140]. Model Happela pozwolił na opisanie kształtów elementarnych komórek złoza oraz składowych wektorów prędkości przepływu cieczy wewnątrz tych komórek. Warunki graniczne zaproponowane w modelu Happela przedstawiono w równaniach (2.47)–(2.49), a równania składowych prędkości przepływu cieczy i liczbę elementarnych komórek w elementarnej warstwie złoza przedstawiono w równaniach (2.51)–(2.55). Schemat elementarnej komórki w modelu kulistym przedstawiono na rysunku 3.1.



Rys. 3.1. Elementarna komórka idealnego modelu kulistego (Happela)

Na rysunku 3.1 przyjęto następujące oznaczenia: A_1 – powierzchnia przekroju przez całkowity strumień dopływu do elementarnej komórki modelu idealnego, $A_1 = \frac{\pi d_1^2}{4} = \pi b^2$, A_2 – powierzchnia przekroju przez strumień dopływający do elementarnej komórki zawierający wszystkie te cząstki zawiesiny, które zostaną zatrzymane w danej komórce $A_2 = \frac{\pi d_2^2}{4}$.

Przy wyznaczaniu efektywności transportu cząstek w obszar działania sił adhezyjnych w elementarnej komórce czystego złoza Mackie uwzględnił mechanizmy bezpośredniego zaczepiania oraz sedymentacji, które dla cząstek większych od około 1–2 mikrometrów są dominujące. Pomiął natomiast dyfuzję istotną dla cząstek mniejszych od 1 mikrometra oraz wpływ sił hydrodynamicznych działających na cząstki znajdujące się przy powierzchni ziaren oraz sił Londona i podwójnej warstwy. Opory hydrodynamiczne uwzględniono w modelu tylko w oparciu o prawo Stokesa.

Uwzględniając powyższe założenia i przyjmując równomierne rozproszenie cząstek zawieszonych w dopływającym strumieniu, efektywność transportu można obliczyć jako iloraz objętości cząstek rozproszonych w strumieniu przepływającym przez powierzchnię A_2 przez objętość cząstek rozproszonych w strumieniu przepływającym przez powierzchnię A_1 w tym samym czasie.

Uwzględniając mechanizmy sedymentacji i adwekcji, Mackie obliczył objętość cząstek zawieszonych przepływających przez powierzchnię A_1 jako: $C_0 \pi b^2 (w_{rz} + w_{op})$. Z kolei, uwzględniając tylko adwekcję, objętość cząstek w strumieniu przepływającym przez powierzchnię A_2 można obliczyć jako $(2\pi \psi_{gr} C_0)$, gdzie ψ_{gr} – stała wartość funkcji prądu wzdłuż linii prądu przechodzącej przez graniczny punkt o współrzędnych $\left(r_0 + r_{cz}, \frac{\pi}{2}\right)$ (rys. 3.1). Osiowosymetryczny przepływ strumienia cieczy przez powierzchnię koła, na obwodzie którego funkcja prądu przyjmuje stałą wartość ψ_{gr} , wynosi $(2\pi \psi_{gr})$. Funkcję prądu ψ obliczono zgodnie z równaniem (2.41), przyjmując współczynnik A równy $(w_{rz} r_0^2 / 2)$, jak w modelu Happela.

Jeżeli przyjmiemy, że bezpośrednie zaczepianie jest jedynym mechanizmem zatrzymywania cząstek, linia prądu odpowiadająca wartości funkcji prądu ψ_{gr} wyznaczać będzie graniczną trajektorię. Gdy przyjmiemy dodatkowo wpływ sedymentacji, graniczna trajektoria odsunie się od linii prądu ψ_{gr} tak, że wartości średnicy d_2 i powierzchni koła A_2 , a co za tym idzie – efektywność zatrzymywania cząstek η_0 – powiększą się. Mackie wyprowadził analitycznie, uwzględniając mechanizmy bezpośredniego zaczepiania i sedymentacji (prawo Stokesa), równanie

$A_{\text{lim}} = (\psi_{gr} + 0,5N_G r_1^2 \sin^2 \theta)$, w którym A_{lim} zachowuje stałą wartość na całej długości trajektorii granicznej. Biorąc pod uwagę powyższe założenia i wprowadzając bezwymiarowe liczby N_R , N_G , uzyskano równanie:

$$\eta_0 = \frac{2p^2 \left[\frac{1}{w_{rz} r_0^2} \psi \left(1 + N_R, \frac{\pi}{2} \right) + 0,5N_G (1 + N_R)^2 \right]}{1 + N_G}, \quad (3.7)$$

gdzie:

- η_0 – efektywności transportu cząstek w obszar działania sił adhezyjnych w elementarnej komórce czystego złoża,
- N_R, N_G – bezwymiarowy współczynnik bezpośredniego wychwytywania i sedymentacji (zdefiniowane w tabeli 2.2.2),
- ψ – funkcja prądu przepływającej cieczy w modelu Happela:

$$\psi = \frac{1}{2} w_{rz} r_0^2 \sin^2 \theta (k_1 r_1^{-1} + k_2 r_1 + k_3 r_1^2 + k_4 r_1^4), \quad (3.8)$$

gdzie:

- r – promień wodzący punktu w układzie współrzędnych biegunowych,
- $r_1 = r/r_0$,
- θ – kąt skierowania punktu w układzie współrzędnych biegunowych,
- $k_1 = \frac{1}{\omega}$, $k_2 = -\frac{3+2p^5}{\omega}$, $k_3 = \frac{2+3p^5}{\omega}$, $k_4 = -\frac{p^5}{\omega}$,
- $\omega = 2 - 3p + 3p^5 - 2p^6$,
- $p = \frac{r_0}{b} = (1 - \epsilon_0)^{\frac{1}{3}}$.

Szczegóły wyprowadzenia równania (3.7) przedstawiono w pracy [102].

Zgodnie ze schematem metod mikroskopowych opisanym w rozdziale 2.2, z idealnego modelu kulistego przechodzi się do modelu zastępczego. Każdej elementarnej komórce w modelu idealnym przyporządkowano sześcian. Zbiór identycznych sześciątów tworzy elementarną warstwę złoża o wysokości L_j . Przyjęto, że porowatości elementarnej komórki złoża i elementarnej warstwy złoża będą jednakowe. Długość boku sześciangu dobrana została w taki sposób, aby objętość sześciangu była równa objętości pojedynczego ziarna kulistego wraz z przyporządkowaną mu objętością pustej przestrzeni. Objętość pustej przestrzeni dobrano tak, aby zachowana została porowatość równa średniej porowatości złoża naturalnego. Stąd długość boku sześciangu obliczono ze wzoru:

$$L_j = \left[\frac{4\pi}{3(1-\varepsilon_0)} \right]^{1/3} r_0 \quad (3.9)$$

Długość boku L_j jest zarazem wysokością elementarnej warstwy złoża.

Przy przejściu z modelu idealnego kulistego do modelu zastępczego, a następnie do opisu makroskopowego, konieczne jest wyznaczenie relacji pomiędzy efektywnością zatrzymywania cząstek w elementarnej komórce złoża η_j a efektywnością zatrzymywania cząstek w elementarnej warstwie złoża E_j . Mackie przyjął, inaczej niż to dotychczas sugerowano w literaturze dla modelu Happela i zapisano w równaniu (2.53), że wartości te są jednakowe. Przyjmując to założenie, współczynnik λ_0 wyznaczył z równania (2.32) przekształconego do postaci:

$$\lambda_0 = -\frac{1}{L_j} \ln(1 - \eta_0) \quad (3.10)$$

W równaniu (3.10) uwzględniono wartości obliczone ze wzorów (3.7)–(3.9).

Wyznaczenie parametrów $\lambda_m, \sigma_m, \sigma_1, \sigma_{gr}$

Pozostałe parametry występujące w równaniu (3.5), takie jak: $\lambda_m, \sigma_m, \sigma_1, \sigma_{gr}$, nie zostały wyznaczone bezpośrednio metodami mikroskopowymi tak jak w przypadku wartości λ_0 , lecz zostały wyznaczone eksperymentalnie dla określonych warunków filtrowania, i dopiero zmiany wartości tych parametrów wynikające ze zmiany warunków filtrowania zostały obliczone z użyciem modelu kapilarnego.

Mackie przeprowadził eksperymentalne badania [103, 105, 109] przebiegu filtrowania dla określonych warunków procesu, takich jak rozkład wielkości cząstek i stężenie dopływającej do filtra zawiesiny, prędkość filtracji, uziarnienie i porowatość czystego złoża oraz temperatura. Przyjęte w tych eksperymentach warunki procesu filtrowania przedstawiono w tabeli 3.3.1.

Wyznaczone podczas tych eksperymentów przebiegi funkcji $\lambda(\sigma)$ dla cząstek z poszczególnych grup wielkości pozwoliły na wyznaczenie charakterystycznych parametrów $\lambda_m, \sigma_m, \sigma_1, \sigma_{gr}$ występujących w równaniu (3.5). Wyznaczone podczas tych eksperymentów charakterystyczne parametry funkcji $\lambda(\sigma)$ przedstawiono w tabeli 3.3.2.

Dla dowolnych innych warunków filtrowania, zgodnie z wybranymi równaniami modelu kapilarnego obliczane były już tylko zmiany wartości tych parametrów, wynikające ze zmian warunków procesu. Zastosowane równania modelu kapilarnego nie służyły zatem do bezpośredniego wyznaczenia wartości $\lambda_m, \sigma_m, \sigma_1, \sigma_{gr}$, tylko do wyznaczenia zmian ich wartości wynikających ze zmian warunków przebiegu procesu filtrowania. Opis warunków filtrowania uwzględniał: rozkład wielkości cząstek dopływającej do filtra zawiesiny, prędkość filtracji, uziarnienie i porowatość czystego złoża oraz temperaturę.

Tabela 3.3.1

Warunki przeprowadzonych eksperymentów do wyznaczenia parametrów uwzględnionych w modelu Mackiego [109]

Wielkość ziaren złoza [μm]	Prędkość filtracji [m/s]	Temperatura [°C]	Porowatość początkowa
600–710	4,8	17,5	0,364

Tabela 3.3.2

Parametry eksperymentalne uwzględnione w modelu Mackiego [109]

Wielkość cząstki [μm]	λ_1 [m ⁻¹]	σ_m	σ_1	σ_{gr}
0,63–1,26	11,93	0,0483	0,0149	0,066
1,26–2,52	29,23	0,0428	0,0144	0,0671
2,52–5,04	41,71	0,0271	0,0063	0,0698
5,04–10,08	79,27	0,005	0,0037	0,0228

Zastosowany do obliczenia zmian wartości λ_m , σ_m , σ_1 , σ_{gr} idealny model kapilarny jako elementarną komórkę złoza przyjmuje sześcian o boku o długości L_j z wydrążonym wewnątrz otworem o kształcie kapilary. Każda elementarna warstwa złoza jest ściśle wypełniona takimi sześcianami o wymiarze L_j równym wysokości elementarnej warstwy złoza obliczonej z równania (3.9). Objętość pustych przestrzeni w elementarnej warstwie złoza jest równa objętości kapilar znajdujących się w elementarnych komórkach wypełniających tę warstwę. Dlatego porowatość pojedynczej elementarnej komórki będzie równa porowatości elementarnej warstwy złoza. Przyjmując, że porowatość elementarnej warstwy złoza jest równa średniej porowatości złoza naturalnego, porowatość elementarnej komórki złoza również powinna być równa średniej porowatości złoza naturalnego. Chcąc zachować ten warunek, tak dobrano promień kapilary (R_0) o kształtach walca znajdującej się w pojedynczej elementarnej komórce złoza, aby objętość przestrzeni wewnątrz tej kapilary, podzielona przez objętość komórki, była równa średniej porowatości złoza naturalnego. Stąd:

$$\pi R_0^2 L_j = L_j^3 \varepsilon_0 \quad (3.11)$$

$$R_0 = L_j \sqrt{\frac{\varepsilon_0}{\pi}} \quad (3.12)$$

W trakcie filtrowania następuje osadzanie cząstek zawiesiny na powierzchniach ziaren złoza, czego efektem jest przyrost stężenia osadu oraz zmniejszanie się przestrzeni porowatych w złożu. W modelu kapilarnym zmniejszeniu ulega objętość kapilary. Najprostsza postać modelu kapilarnego [156], uwzględniona w opisie mate-

matycznym Mackiego, zakłada, że promień kapilary zmniejsza się podczas filtrowania tak samo wzdłuż całej długości kapilary. Objętość przestrzeni wewnątrz kapilary przez cały czas trwania procesu zachowuje kształt walca, zmniejsza się natomiast promień jego podstawy R .

Przyjmując powyższe założenie i zakładając, że porowatość osadu wynosi ε_d , promień kapilary R przy dowolnym stężeniu osadu σ można obliczyć z równania:

$$R = L_j \sqrt{\frac{\varepsilon_0 - \sigma / (1 - \varepsilon_d)}{\pi}} \quad (3.13)$$

Zgodnie z prawem Hagena-Poiseuille'a [9, 173], dla przepływu laminarnego bezpośredniego wewnątrz kapilary prędkość przepływu cieczy osiąga największą wartość w środku kapilary i maleje aż do osiągnięcia wartości zerowej bezpośrednio przy ścianie kapilary. Prędkość przepływu cieczy $w(r_d)$ w dowolnym punkcie w odległości r_d od osi kapilary można obliczyć z równania:

$$w(r_d) = \frac{2q}{\pi R^4} (R^2 - r_d^2), \quad (3.14)$$

gdzie:

q – natężenie przepływu przez kapilarę.

Prosty model kapilarny w obliczeniach efektywności transportu cząstek zawieszonych w obszarze działania sił adhezji w elementarnej komórce złoża uwzględnia tylko jeden mechanizm – bezpośredniego zaczepiania. Model ten przyjmuje, że cząstki, które mogłyby się znaleźć w odległości równej promieniowi tych cząstek lub mniejszej od ścianki kapilary, znajdują się zarazem w obszarze działania sił adhezyjnych. Tak więc w przypadku stuprocentowej efektywności adhezji wszystkie te cząstki zostaną zatrzymane w elementarnej komórce złoża, natomiast pozostałe przepląną do kolejnej warstwy złoża.

Gdy przyjmiemy, że stężenie zawiesziny dopływającej do elementarnej komórki złoża jest jednakowe w całym przekroju poprzecznym kapilary, liczba cząstek, które znajdują się w odległości równej promieniowi tych cząstek lub bliższej od ścianki kapilary w stosunku do liczby wszystkich cząstek dopływających do jednostkowego elementu złoża w jednostce czasu, będzie w takiej samej proporcji jak natężenie przepływu cieczy przez powierzchnię pierścienia wyznaczonego przez ściankę kapilary i okrąg o promieniu mniejszym od promienia kapilary o promień cząstki do natężenia przepływu przez całą powierzchnię poprzeczną kapilary. Zobrazowano to na rysunku 3.2.

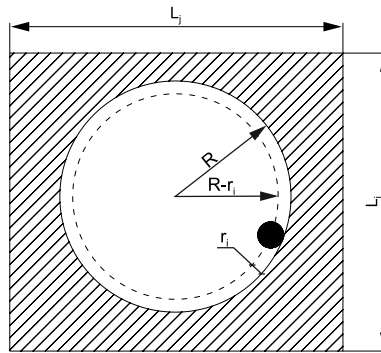
Iloraz natężenia przepływu q_{ri} przez powierzchnię pierścienia wyznaczonego przez ściankę kapilary i okrąg o promieniu mniejszym od promienia kapilary o promień cząstki do całkowitego natężenia przepływu q przez pełny przekrój kapilary można wtedy wyznaczyć z równania:

$$\frac{q_{r_i}}{q} = \left(1 - \frac{(R - r_i)^2}{R^2} \right)^2 \quad (3.15)$$

$$\eta_i = \left(1 - \frac{(R - r_i)^2}{R^2} \right)^2, \quad (3.16)$$

gdzie:

- η_i – efektywność transportu cząstek w obszar sił adhezyjnych,
- r_i – promień cząstki należącej do i -tej grupy.



Rys. 3.2. Przekrój poziomy przez elementarną komórkę w modelu kapilarnym EWZ

Równania (3.11)–(3.16) pozwalają obliczyć zmiany wartości parametrów λ_m , σ_m , σ_1 , σ_{gr} występujących w równaniu (3.5), wynikające ze zmian warunków filtrowania. Mackie dla określonych warunków eksperymentalnych, umownie nazwanych przez niego warunkami odniesienia i przedstawionymi w tabeli 3.3.1, wyznaczył eksperymentalnie [109] konkretne wartości parametrów λ_m , σ_m , σ_1 , σ_{gr} . Za pomocą równań modelu kapilarnego dla dowolnych nowych zadanych warunków filtrowania można obliczyć nowe wartości tych parametrów.

Wyznaczanie parametru σ_{gr}

Graniczna wartość stężenia osadu $\sigma_{gr,i,ref}$ dla cząstek typu i została wyznaczona eksperymentalnie [109] w określonych warunkach filtrowania, umownie nazwanych przez Mackiego warunkami odniesienia. Dla dowolnych innych warunków przebiegu filtrowania przyjęto, że graniczne wartości stężenia osadu $\sigma_{gr,i}$ pojawią się przy tych samych wartościach sił oporu hydrodynamicznego, działających na cząstki o tych samych wielkościach, które znajdują się bezpośrednio przy powierzchni kapilary. Siła oporu hydrodynamicznego działająca na cząstkę znajdującą się przy powierzchni ścianki kapilary jest proporcjonalna do iloczynu prędkości i lepkości

cieczy, dlatego przyjęto, że graniczne stężenie osadu w nowych warunkach filtrowania pojawi się przy zachowaniu równości:

$$w(r_d) \mu = w(r_d)_{\text{ref}} \mu_{\text{ref}} \quad (3.17)$$

gdzie:

- μ – dynamiczny współczynnik lepkości wody w nowych warunkach filtrowania,
- μ_{ref} – dynamiczny współczynnik lepkości wody w warunkach filtrowania, umownie nazwanych warunkami odniesienia,
- $w(r_d)_{\text{ref}}$ – prędkość przepływu cieczy w punkcie $r_d = R_{\text{ref}} - r_i$ w warunkach filtrowania, umownie nazwanych warunkami odniesienia,
- $w(r_d)$ – prędkość przepływu cieczy w punkcie $r_d = R - r_i$ w nowych warunkach filtrowania.

Wartość $w(r_d)_{\text{ref}}$ obliczono z układu równań (3.11)–(3.14), przyjmując graniczną wartość stężenia osadu $\sigma_{gr,i,\text{ref}}$ wyznaczoną eksperymentalnie w warunkach odniesienia [109], oraz prędkość filtracji, uziarnienie i porowatość czystego złoża identyczne jak te, które przyjęto podczas tych eksperymentów.

Wartości lepkości cieczy w równaniu (3.17) wyznaczono odpowiednio dla temperatur, które panowały podczas eksperymentów w warunkach odniesienia oraz w nowych warunkach filtrowania. Wartość $w(r_d)$ obliczono z układu równań (3.11)–(3.14) dla nowych warunków filtrowania, dobierając graniczną wartość stężenia osadu $\sigma_{gr,i}$ w taki sposób, aby zachowana była równość (3.17).

Wyznaczanie parametru σ_m

Wartość $\sigma_{m,i}$ stężenia osadu, przy której funkcja $\lambda_i(\sigma)$ osiąga wartość maksymalną, dla dowolnych warunków filtrowania jest wyznaczana analogicznie do wartości $\sigma_{gr,i}$.

Wartości stężenia osadu $\sigma_{m,i,\text{ref}}$ dla warunków filtrowania, umownie nazwanych warunkami odniesienia, zostały w modelu przyjęte w oparciu o przeprowadzone eksperymenty [109]. Uwzględniając tak wyznaczone wartości $\sigma_{m,i,\text{ref}}$ oraz prędkość filtracji, temperaturę i uziarnienie, przy których wyznaczono te wartości, można obliczyć z układu równań (3.11)–(3.14) wartość prędkości przepływu cieczy w odległości równej promieniowi cząstki r_i od powierzchni osadu w warunkach odniesienia.

W modelu przyjęto możliwość uwzględnienia chropowatości powierzchni osadu, która, jak twierdzą niektórzy autorzy [167], ma wpływ na prawdopodobieństwo zatrzymania cząstki na powierzchni kolektora. Chropowatość osadu w modelu może być uwzględniana poprzez dodanie średniej wartości d_d do grubości osadu. Wyniki niektórych eksperymentów przedstawionych w rozdziale 2.3 sugerują, iż wartość chropowatości osadu zależy od rozkładu wielkości osadzonych cząstek oraz warunków przepływu zawiesiny przez złożo. Uwzględnianie rozkładu wielkości

osadzonych cząstek znacznie komplikowałoby model, dlatego wartość d_d może być przyjmowana tylko na podstawie rozkładu wielkości cząstek w dopływającej do filtra zawieszynie.

Gdy uwzględnimy niegładką powierzchnię osadu poprzez wprowadzenie współczynnika d_d , środek cząstki dotykającej ścianki kapilary w warunkach odniesienia będzie znajdował się w punkcie określonym przez współrzędną $r_d = R_{\text{ref}} - r_i - d_{d,\text{ref}}$, gdzie: R_{ref} to promień kapilary dla warunków odniesienia przy $\sigma_{m,i,\text{ref}}$, a $d_{d,\text{ref}}$ to parametr d_d dla warunków odniesienia.

Wartość $\sigma_{m,i}$ dla nowych warunków procesu filtrowania można dobrać w taki sposób, aby zachowana była równość (3.18), a więc aby siła oporu hydrodynamicznego działająca na cząstkę należącą do i -tej grupy wielkości, znajdującą się bezpośrednio przy powierzchni osadu, była identyczna jak siła oporu hydrodynamicznego, działająca na taką samą cząstkę znajdującą się również przy powierzchni osadu w warunkach odniesienia:

$$w(r_d) \mu = w(r_d)_{\text{ref}} \mu_{\text{ref}} \quad (3.18)$$

gdzie:

$w(r_d)$ – prędkość przepływu w punkcie $r_d = R - r_i - d_d$ dla nowych warunków filtrowania,

$w(r_d)_{\text{ref}}$ – prędkość w punkcie $r_d = R_{\text{ref}} - r_i - d_{d,\text{ref}}$ w warunkach odniesienia.

Wyznaczanie parametru λ_m

Dla wyznaczonej wartości stężenia osadu σ_m obliczono z równania (3.16) efektywność transportu cząstek η_m w obszar działania sił adhezji dla nowych warunków filtrowania. Równanie (3.16), opisujące efektywność transportu w modelu kapilarnym, uwzględnia tylko mechanizm bezpośredniego zaczepiania, pomija mechanizm sedymentacji i warunków hydrodynamicznych przy powierzchni ziarna.

Wpływ sedymentacji i prędkości przepływu na wartość λ_m uwzględniono w modelu, wprowadzając poprawkę obliczoną na podstawie równania (3.7)–(3.9) modelu kulistego. Z równań (3.7)–(3.9) obliczono wartości efektywności transportu cząstek dla prędkości filtracji i lepkości przyjętych podczas eksperymentów przeprowadzonych w warunkach odniesienia (η'_{ref}) oraz w nowych warunkach filtrowania (η'). Porowatość czystego złoża i granulację do obliczania obu efektywności przyjęto takie same jak w nowych warunkach filtrowania. W ten sposób pominięto wpływ mechanizmu bezpośredniego zaczepiania, który został uwzględniony już wcześniej przy obliczaniu efektywności transportu (η_m) z równania modelu kapilarnego.

Wartość efektywności transportu η'_m dla nowych warunków filtrowania, z uwzględnieniem obliczeń modelu kapilarnego oraz poprawki opartej na kulistym modelu Mackiego, przedstawia równanie:

$$\eta'_m = \eta_m \frac{\eta'_{\text{ref}}}{\eta'}, \quad (3.19)$$

gdzie:

- η'_{ref} – efektywność transportu obliczona z modelu kulistego dla prędkości i temperatury przyjętych w eksperymentach w warunkach odniesienia,
- η' – efektywność transportu obliczona z modelu kulistego dla prędkości i temperatury w nowych warunkach filtrowania,
- η_m – efektywność transportu obliczona z modelu kapilarnego dla nowych warunków filtrowania i wcześniej obliczonej wartości stężenia osadu σ_m .

Wstawiając obliczoną wartość η'_m do równania (3.7), można wyznaczyć parametr λ_m z równania:

$$\lambda_m = -\frac{1}{L_j} \ln(1 - \eta'_m) \quad (3.20)$$

Na podstawie tak obliczonej wartości λ_m możemy z kolei wyznaczyć wartość parametru λ_1 dla nowych warunków filtrowania [107] z równania:

$$\lambda_1 = \lambda_{1,\text{ref}} \frac{\lambda_m}{\lambda_{m,\text{ref}}}, \quad (3.21)$$

gdzie:

- $\lambda_{1,\text{ref}}$ – wartość λ_1 dla warunków odniesienia wyznaczona doświadczalnie,
- $\lambda_{m,\text{ref}}$ – obliczona wartość λ_m dla warunków odniesienia,
- λ_m – obliczona wartość λ_m dla nowych warunków filtrowania.

W niektórych przypadkach może się okazać, iż dobranie wartości σ_m dla nowych warunków filtrowania jest niemożliwe, gdyż nawet dla czystej kapilary prędkość w punkcie $r_d = R_0 - a_i - d_d$ będzie wyższa od prędkości obliczonej z równania (3.18)

$$\text{jako } w = \frac{w_{\text{ref}} \mu_{\text{ref}}}{\mu}.$$

Wyznaczenie prędkości przepływu w nowych warunkach filtrowania zgodnie z równaniem (3.18) wymagałoby więc dobrania wartości stężenia osadu σ_m mniejszej od zera, co byłoby ewidentnym błędem. Należy wtedy przeprowadzić analogiczne obliczenia η'_m i λ_1 dla nowych warunków filtrowania, przyjmując jednak zamiast wartości stężenia osadu dla nowych warunków filtrowania σ_m , wartość stężenia osadu taką samą jak podczas eksperymentów w warunkach odniesienia $\sigma_{m,\text{ref}}$. Dodatkowo

należy uwzględnić ułamek kwadratowy $\left(\frac{w}{w^*}\right)^2$. Wzór (3.19) przyjmuje wtedy postać:

$$\eta'_m = \eta_m \frac{\eta'_{\text{ref}}}{\eta'} \left(\frac{w}{w^*} \right)^2, \quad (3.22)$$

gdzie:

- w^* – prędkość przepływu obliczona z modelu kapilarnego w punkcie $r_d = R - r_i - d_d$ dla nowych warunków filtrowania, ale przy $\sigma = \sigma_{m,i,\text{ref}}$
- w – prędkość wyznaczona dla nowych warunków filtrowania z równania (3.18), a więc przy założeniu, że siła oporu hydrodynamicznego działająca na cząstkę w nowych warunkach filtrowania jest identyczna jak działająca na cząstkę znajdującą się przy powierzchni kapilary podczas eksperymentów w warunkach odniesienia.

Wprowadzenie do równania (3.22) ułamka $\left(\frac{w}{w^*} \right)^2$ redukuje obliczoną wartość efektywności usuwania cząstek. W ten sposób uwzględniono usuwanie tylko tych cząstek, na które przy powierzchni osadu będą działać siły oporów hydrodynamicznych, nie większe od działających na cząstki przy powierzchni osadu w warunkach odniesienia przy $\sigma_{m,i,\text{ref}}$. Zgodnie z kulistym modelem Happela prędkość przepływu zmienia się wraz z kątem położenia θ (rys. 3.1). Efektywność transportu cząstek w modelu Happela jest proporcjonalna do $\sin^2\theta$, stąd przyjęta poprawka $\left(\frac{w}{w^*} \right)^2$.

Opory hydrauliczne złoża

Do opisu oporów złoża Mackie zastosował zaproponowane w 1966 roku przez Mints [118], a następnie rozwinięte przez Ivesa i Hornera [67] równanie (3.23). Wartość początkowego gradientu wysokości ciśnienia $\left(\frac{dp}{dx} \right)_0$ można obliczyć z równania (2.21) Kozeny'ego-Carmana.

$$\frac{dp}{dx} = \left(\frac{dp}{dx} \right)_0 (1 + a_1 \sigma + a_2 \sigma^2) \quad (3.23)$$

Mackie, opierając się na eksperymentach przeprowadzonych dla warunków opisanych w tabeli 3.3.1, wyznaczył następujące wartości współczynników: $a_1 = 376,41$, $a_2 = 39\,210,5$.

4. KONTROLA LICZBY I WIELKOŚCI CZĄSTEK NA FILTRACH POSPIESZNYCH

Pierwotnie klarowność wody do picia miała głównie znaczenie estetyczne, później wykazano także negatywną rolę cząstek nierozpuszczonych, które stanowiły dogodne warunki do przetrwania i rozwoju organizmów patogennych. Zaobserwowano także, że przy większych stężeniach zawiesiny efektywność działania dezynfekcji obniżała się. Duża liczba cząstek nierozpuszczonych powodowała również przekłamania oznaczeń parametrów chemicznych i biologicznych. Stopień redukcji stężenia zawiesiny decydował o prawdopodobieństwie usunięcia mikroorganizmów patogennych. Główną rolą tradycyjnych filtrów pospiesznych jest właśnie usuwanie cząstek rozproszonych w zawieszynie, tak naturalnych, jak też wytworzonych w procesie koagulacji, oraz związków żelaza i manganu w przypadku wód podziemnych [166].

Filtry pospieszne, ze względu na dynamiczny charakter procesu filtrowania, nawet w przypadku stabilnych parametrów pracy wymagają ciągłej kontroli. Kontrola taka jest obecnie coraz częściej realizowana poprzez stały pomiar oporów przepływu, prędkości filtracji i liczby cząstek rozproszonych w filtracie. Dziś zazwyczaj do oceny liczby cząstek rozproszonych w filtracie oraz efektywności pracy filtrów wykorzystywany jest pomiar mętności, możliwy do przeprowadzenia w systemie on-line z dokładnością $\pm 98\%$ i powtarzalnością $\pm 99\%$.

W większości krajów rozwiniętych pomiar mętności filtratu wyznaczany jest nefelometrycznie [182], poprzez pomiar natężenia światła rozproszonego pod kątem 90 stopni [63, 136], ewentualnie na podstawie pomiaru światła transmitowanego, zmierzonego pod kątem zera stopni względem źródła światła.

W ostatnich dwóch dekadach coraz częściej w zakładach uzdatniania wody pojawiały się oprócz mętnościomierzy dodatkowo liczniki cząstek oraz analizatory wielkości cząstek, pozwalające bezpośrednio kontrolować liczbę cząstek rozproszonych, a także ich wielkości. Urządzenia te są szczególnie popularne w Stanach Zjednoczonych. W Polsce zainteresowanie nimi jest wciąż stosunkowo niewielkie ze względu na ich dość wysokie ceny oraz brak powszechnego uznania korzyści płynących z ich zainstalowania, co ma swoje uzasadnienie. Dostępne obecnie na rynku liczniki cząstek pracują z powtarzalnością i dokładnością niższą od aktualnie stosowanych mętnościomierzy. Mogą być zatem przydatne tylko w sytuacjach, w których dostarczają informacji niemożliwych do uzyskania podczas standardowego pomiaru mętności.

Przeprowadzone w kilku zakładach uzdatniania wody obserwacje [50] wykazały, iż w większości przypadków informacje uzyskane z monitoringu liczby cząstek były również możliwe do uzyskania ze standardowo prowadzonego pomiaru mętności. Jednak w niektórych przypadkach zaobserwowano, że liczniki cząstek mogą potencjalnie okazać się bardzo przydatne w monitoringu i racjonalizacji procesów uzdatniania wody.

Pomimo niskiej dokładności pomiaru w niektórych przypadkach liczniki cząstek okazały się wyraźnie czulsze do identyfikacji nagłych zmian jakości filtratu niż mętnościomierze. Wyższa czułość liczników cząstek w stosunku do czułości mętnościomierzy ujawniła się szczególnie widocznie [1, 76, 153] przy niższych wartościach mętności, poniżej 0,1 NTU, oraz przy wyższym udziale cząstek grubszych w stosunku do cząstek drobniejszych. Jest to zrozumiałe, jeżeli weźmiemy pod uwagę fakt, iż większość liczników cząstek pracuje na zasadzie spektrometrii objętościowej, analizując każdą przepływającą cząstkę. Pomiar mętności przeprowadzany jest dla większej objętości wody, w której znajduje się zazwyczaj dość duża liczba rozproszonych cząstek. Dlatego przy bardzo małych stężeniach zawiesiny detekcja pojedynczych cząstek w relatywnie dużej objętości próbki poprzez pomiar mętności jest praktycznie niemożliwa, podczas gdy detekcja objętościowym licznikiem cząstek, który mierzy każdą cząstkę z osobna, jest nadal tak samo wysoka.

Niektórzy naukowcy [53], którzy podczas swoich badań gwałtownie zmieniali prędkość filtracji, a następnie ustawiali ją z powrotem na tym samym poziomie co wcześniej, obserwowali natychmiastową reakcję pomiaru liczby cząstek, nie notując w tym samym czasie żadnej zmiany wartości mętności. Wartość mętności w dużej mierze zdeterminowana jest przez zawartą w wodzie liczbę cząstek drobniejszych od jednego mikrometra. Dlatego nawet znaczna zmiana liczby cząstek grubszych może nie powodować widocznej zmiany mętności [198, 199].

Wiele badań [53, 103] wykazało, iż etapy pogorszenia się efektywności usuwania cząstek w zależności od ich wielkości mogą następować w zupełnie innych momentach przebiegu procesu filtrowania. Zazwyczaj badacze obserwowali [81] początek etapu pogarszania się usuwania cząstek grubszych o wiele wcześniej, zanim dochodziło do etapu pogarszania się usuwania cząstek drobniejszych. Oznacza to, że pomiar mętności może nie zidentyfikować rozpoczęcia etapu pogarszania się jakości filtratu, podczas gdy licznik cząstek takie pogorszenie zidentyfikuje od samego początku, bez względu, jakiej wielkości cząstek będzie dotyczyć.

W późniejszym etapie filtrowania często obserwowany [25] jest większy przyrost usuwalności cząstek drobniejszych od cząstek grubszych. Oznacza to, że udział cząstek grubszych w filtracie w późniejszym etapie zwiększa się, co łatwo można zaobserwować za pomocą licznika cząstek, a co jest zupełnie nieidentyfikowane z użyciem mętnościomierza.

Pomiar liczby i wielkości cząstek podczas filtrowania jest więc czulszym niż mętność wskaźnikiem krytycznego momentu, po którym następuje pogorszenie jakości filtratu. Szybsza informacja o pogarszającej się jakości wody zmniejsza zagrożenie pojawienia się niskiej efektywności usuwania cząstek zawiesiny oraz przedostania się organizmów patogennych do wody uzdatnionej.

W celu zminimalizowania ewentualnych zagrożeń epidemiologicznych, w większości krajów, również w Polsce, systematycznie obniżane są wartości dopuszczalne stężeń zanieczyszczeń [144–146]. Jednak nawet ograniczenie dopuszczalnej wartości mętności w wodzie uzdatnionej do 1NTU [145, 146] nie wyeliminowało ostatecznie zagrożenia epidemiologicznego takimi pierwotniakami jak *Cryptosporidium* i *Giardia*. Formy przetrwalnikowe tychże pierwotniaków są cząstkami kulistymi o średnicach 4–6 mikrometrów i 10–12 mikrometrów. W skrajnie niekorzystnym przypadku w jednym mililitrze wody o mętności 0,1 NTU mogą znajdować się setki takich cząstek, a w wodzie o niewiele wyższej mętności nawet tysiące. Oznacza to, że mętność nie jest wskaźnikiem wystarczającym przy ocenie obecności oocyst *Cryptosporidium* i cyst *Giardia* [90], zwłaszcza że już kilka ich sztuk stanowić może duże zagrożenie dla organizmu ludzkiego.

Liczne przypadki epidemii wywołanych pierwotniakami [163], głównie oocystami *Cryptosporidium* pochodzącymi z uzdatnionej wody, zaowocowało wprowadzeniem w ostatnich dziesięciu latach w Wielkiej Brytanii i Stanach Zjednoczonych restrykcyjnego prawa [33, 163], mającego na celu zabezpieczenie się przed tego typu zagrożeniami. W Wielkiej Brytanii wprowadzono konieczność ciągłego monitorowania liczby oocyst *Cryptosporidium* w zakładach uzdatniania wody, w których istnieje duże ryzyko ich pojawienia się. W Stanach Zjednoczonych [163] co prawda nie wprowadzono konieczności ciągłego monitorowania oocyst *Cryptosporidium*, ale tylko pod warunkiem, że ich usuwalność podczas filtrowania będzie utrzymana co najmniej na poziomie 99%.

Istniejące techniki oznaczania *Cryptosporidium* są wyjątkowo skomplikowane i długotrwałe. Podjęto więc próby [40, 41, 53, 91, 123, 128] znalezienia łatwych do oznaczenia parametrów zastępczych, pozwalających oszacować prawdopodobieństwo usuwania oocysty pierwotniaka *Cryptosporidium*. Duże nadzieje wiązano z pomiarem liczby cząstek o wielkościach zbliżonych do wielkości oocyst *Cryptosporidium*, na podstawie której możliwe byłoby oszacowanie prawdopodobieństwa ich usuwania. Niektóre z przeprowadzonych dotychczas badań [41] wskazują, iż w wielu przypadkach korelacje pomiędzy usuwaniem oocyst *Cryptosporidium* i usuwaniem cząstek o wielkościach im równym nie były szczególnie wysokie. Są jednak też takie [123], w których korelacje te są satysfakcjonujące, a w każdym razie zdecydowanie wyższe od korelacji pomiędzy stężeniami oocyst *Cryptosporidium* a mętnością.

Oczywiście podczas stabilnej pracy filtrów redukcja *Cryptosporidium*, podobnie jak mętności oraz liczby cząstek, utrzymywana jest na stałym poziomie, a ewentualnemu obniżeniu usuwalności *Cryptosporidium* towarzyszyć będzie również wzrost liczby cząstek w filtracie. Tak więc mimo iż pomiar liczby cząstek nie może być traktowany jako bezpośrednie źródło informacji o usuwalności *Cryptosporidium*, nagły wzrost liczby cząstek w filtracie jest jednoczesnym sygnałem spadku usuwalności oocyst *Cryptosporidium*.

Wysoka czułość liczników cząstek na zmiany liczby cząstek o większych rozmiarach oraz wysoka czułość mętnościomierzy na zmiany objętości cząstek submikronowych dają łącznie pełną kontrolę w systemie ciągłym, pozwalającą zidentyfikować wszelkie zmiany liczby i rozkładu wielkości cząstek rozproszonych w wodzie mogące być sygnałem, któremu potencjalnie może towarzyszyć spadek usuwalności oocyst *Cryptosporidium*.

Nie w pełni satysfakcjonujące korelacje pomiędzy usuwalnością oocyst *Cryptosporidium* i usuwalnością cząstek o podobnych do nich wielkościach tłumaczono ich różnymi od pozostałych cząstek właściwościami. Podjęto więc próby [38, 39, 41] znalezienia mikrocząstek o właściwościach podobnych do właściwości oocyst *Cryptosporidium*. Najczęściej proponowane do tego celu były polistyrenowe mikrocząstki o wielkościach 4,68 mikrometra i gęstości 1,045 kg/l. Obserwowane przez badaczy [38] usuwalności oocyst *Cryptosporidium* w wysokim stopniu korelowały z usuwalnością mikrocząstek polistyrenowych, nieporównywalnie lepiej niż z usuwalnością mętności czy też całkowitej liczby cząstek. Oczywiście zastosowanie mikrocząstek polistyrenowych jest ograniczone tylko do symulacji modelowych i trudno je zastosować przy monitoringu w normalnych warunkach technicznych.

Pomiar liczby usuwanych cząstek podczas filtrowania może być również przydatny przy szacowaniu usuwania całkowitej liczby bakterii podczas filtrowania. Zaobserwowano [92] dość wysoką korelację pomiędzy usuwaniem bakterii a usuwaniem cząstek o wielkościach 3–15 μm . Uzasadnieniem tej korelacji może być fakt, iż zazwyczaj bakterie przyczepiają się do cząstek lub kłaczek rozproszonych w wodzie. Razem z usuwanymi cząstkami o wielkościach 3–15 μm usuwane są także bakterie.

Wydłużenie etapu poprawy efektywności usuwania grubszych cząstek możliwe jest przy zastosowaniu odpowiedniej dawki flokulanta oraz wstępnej dezynfekcji dwutlenkiem chloru [53]. Hatukai [53] zaobserwował także, że dwutlenek chloru – jako dezynfektant wstępny – w porównaniu z chlorem powoduje powstawanie mniejszej liczby cząstek w filtrowanej zawieszynie, wydłużenie etapu poprawy efektywności usuwania cząstek oraz mniejsze zapotrzebowania na flokulant. Precyzyjny dobór optymalnej dawki flokulanta, która pozwoli na odpowiednie wydłużenie etapu polepszania się efektywności usuwania grubszych cząstek, możliwy jest do

uzyskania przy monitorowaniu filtrat licznikiem cząstek, a nie tylko mętnościomierzem.

Odnotowano również korzyści płynące z pomiaru liczby cząstek podczas optymalizacji procesu koagulacji. Zaobserwowano [88], iż optymalną dawkę dozowanego koagulantu można precyzyjniej wyznaczyć, mierząc zmiany liczby większych cząstek zamiast mętności wody.

Wielu naukowców [34] postulowało konieczność prowadzenia analiz granulometrycznych zawiesiny dopływającej do filtrów, wymieniając tradycyjne wskaźniki, takie jak stężenie zawiesiny, mętność i średnia średnica cząstek, jako niewystarczające.

Dharmappa [34] opracował algorytm uwzględniający niejednorodność dopływającej do filtrów zawiesiny, który umożliwia dobranie parametrów pracy filtrów (prędkości filtracji, filtrocylu, wysokości złoża oraz średnicy ziaren złoża), przy których koszty ich eksploatacji są najmniejsze. W tym celu przyjęto przykładowy model teoretyczny Changa [18], opisujący proces filtrowania z uwzględnieniem niejednorodności zawiesiny, oraz dane eksperymentalne wodnej zawiesiny kaolinu zaczerpnięte z literatury [18, 93, 134].

Wykonano analizę kosztów dla trzech zawiesin, których stężenie i mętność były identyczne lub prawie identyczne, różne były natomiast rozkłady granulometryczne cząstek wchodzących w ich skład oraz ich średnie średnice. Wyniki pokazały, że różnice kosztów poniesionych podczas oczyszczania poszczególnych zawiesin różniły się nawet do 46%. Wynikały one bezpośrednio z ich rozkładów granulometrycznych, koszt oczyszczania zawiesiny składającej się z drobniejszych cząstek był wyraźnie większy od kosztów oczyszczania zawiesiny złożonej z grubszych cząstek. Tradycyjne wskaźniki, takie jak stężenie zawiesiny, mętność i średnia średnica cząstek, sugerowały odmienne rozwiązania. Przeprowadzone badania optymalizacyjne parametrów pracy filtrów wskazują na to, że w przypadku zawiesin o drobniejszej granulacji cząstek konieczne jest zaprojektowanie wyższych złóż filtracyjnych oraz grubszych ziaren wypełniających je. Dla zawiesin o bardzo drobnej granulacji cząstek w celu zmniejszenia kosztów oczyszczania niezbędne jest zastosowanie flokulacji poprzedzającej proces filtrowania.

Koszt produkcji wody do płukania filtrów okazał się składnikiem najbardziej zależnym od rozkładu granulometrycznego cząstek zawiesiny spośród wszystkich wchodzących w skład kosztów oczyszczania wody za pomocą filtrowania. Drobniejsza zawiesina w dopływie do filtrów powodowała krótszy filtrocyl i mniejszą prędkość filtracji. Wynikało to ze wzrostu oporów na początku filtrocylu oraz z wcześniejszego pogorszenia się jakości filtratu. Konsekwencją był nawet kilkukrotny wzrost ilości produkowanej wody płucznej przy drobniejszej granulacji zawiesiny dopływającej.

Odmienne przebiegi usuwalności cząstek o różnych wielkościach podczas filtracji, różne momenty ich pogarszania się, a także często znacząco różne stopnie efektywności ich usuwania sugerują konieczność uwzględniania wielkości cząstek w procesie modelowania procesu filtrowania [197]. Jak dowodzą niektóre przykłady, zastępowanie pomiaru liczby cząstek oraz efektywności ich usuwania odczytami pomiaru mętności może generować w niektórych przypadkach dość duży błąd. Błąd ten wynika także z faktu, iż podstawą większości modeli procesu filtrowania jest równanie bilansu masy, trudne do właściwego zapisania na podstawie pomiaru mętności.

Przydatność liczników cząstek w procesie oczyszczania wody potwierdzają najnowsze wymagania WHO [92], sugerujące, iż w oparciu o pomiary liczby cząstek powinny być dobierane parametry procesów jednostkowych uzdatniania wody lub wręcz powinny być dobierane odpowiednie procesy.

II. BADANIA WŁASNE I PRZYJĘTA METODYKA BADAŃ

5. WSPÓŁCZESNE TECHNIKI POMIARU ILOŚCI CZĄSTEK ROZPROSZONYCH W ZAWIESINIE

5.1. MĘTNOŚĆ

Tradycyjnie, pomiar jakości wody ze względu na liczbę cząstek rozproszonych w zawiesinie był realizowany na podstawie pomiaru mętności. Najstarsze z technik pomiaru mętności oparte były na ocenie organoleptycznej. Uzyskiwany w ten sposób wynik zależał od zdolności osoby wykonującej pomiar, trudny był do powtórzenia przez inną osobę i niemożliwy do zastosowania w formie ciągłej. Metody te jednak stosowane są w praktyce nawet dziś ze względu na ich prostotę. Najbardziej znane z nich to między innymi płomieniowy mętnościomierz Jacksona, mętnościomierz Patersona oraz – chętnie stosowany w polskich stacjach uzdatniania wody – pomiar widoczności zanurzonego w wodzie dysku.

Nowocześniejsze metody pomiaru mętności są realizowane z użyciem instrumentów optycznych. Kilkanaście lat temu w Polsce podstawowym urządzeniem laboratoryjnym do oznaczania mętności turbidymetrycznej wody był spektrofotometr. Wyznaczane za jego pomocą wartości po przeliczeniu w skali krzemionkowej stanowiły podstawę oceny jakości wody do picia. Pomiar polegał na wyznaczeniu wartości natężenia światła przed przejściem i po przejściu przez próbkę w linii prostej w oparciu o zmierzone wartości napięcia prądowego. Na tej podstawie obliczano wartości natężenia fal światła transmitowanego, a więc tych, które nie uległy rozproszeniu, a po uwzględnieniu prawa Lamberta-Beera wyliczano mętność wyrażoną absorbancją za pomocą równania:

$$\ln\left(\frac{I_0}{I_T}\right) = \text{ABS} \cdot Z, \quad (5.1)$$

gdzie:

- I_T – natężenie fali światła transmitowanego ($\theta = 0$),
- I_0 – natężenie światła padającego na cząstkę,

- Z – grubość próbki z zawiesiną, przez którą przechodzi wiązka światła,
 ABS – absorbancja.

Tego typu pomiar mętności turbidymetrycznej okazał się jednak niewystarczająco czuły dla niskich stężeń zawiesiny, których pomiar zaczął być wymagany wraz z zaostrażającymi się normami i rozwijającymi się technologiami oczyszczania wody. Dla małych mętności napięcie prądowe w mierzonej próbce oraz w tle przeprowadzanym na wodzie destylowanej były niewystarczająco różne. Część z fal świetlnych ulega rozproszeniu pod niewielkim kątem i jest mierzona przez detektor światła transmitowanego tak, jak gdyby fale te nie uległy rozproszeniu. Dodatkowo pomiar transmitancji był przekłamywany, gdy cząstki znajdujące się w mierzonej zawieszynie nie tylko się rozpraszały, ale także absorbowały światło. Za to metoda ta uchodzi za wyjątkowo wygodną przy pomiarze zawiesin o bardzo wysokim stężeniu objętościowym (nawet równym 60%).

Do kalibracji spektrofotometrów w Polsce jeszcze niedawno [54] stosowano wzorce z krzemionki, które były kłopotliwe do wykonania i posiadały krótką trwałość. Od dziesięciu lat w Polsce obowiązują normy [63, 136] nakazujące wyznaczanie mętności jako liniowo zależnej od pomiaru natężenia fal świetlnych rozproszonych pod kątem $\theta = 90^\circ$. W Stanach Zjednoczonych już od dawna posługiwało się mętnością nefelometryczną, jej pomiar dokonywany jest w jednostkach NTU, FTU lub FNU.

Metoda nefelometryczna jest bardzo dokładna i czuła (0,005 NTU), szczególnie przy niskich stężeniach i stosunkowo małych cząstkach. Niestety przy wartościach minimalnie większych od zera, pomiar dokonywany jest z niewielkim błędem, wynikającym z pojawiania się termalnych fluktuacji wody. Jako wzorzec do kalibracji stosowany jest polimer formazyny ($C_2H_4N_2$), gdyż posiada dość wysoką dokładność i powtarzalność oraz stosunkowo długą trwałość. Nieuniknione są jednak pewne różnice pomiędzy pomiarami mętności nefelometrycznej realizowanymi z użyciem różnych aparatów. Wynikają one z wysokiej czułości tej metody, w której nawet najdrobniejsze różnice wykonania aparatów, niemożliwe do pełnego wykluczenia podczas produkcji, mogą mieć istotny wpływ na wynik pomiaru mętności.

Niewielkie zakłócenia w pomiarze nefelometrycznym mogą wywoływać także kolorowe cząstki rozproszone oraz zabarwienie roztworu wodnego, bańki powietrza lub wielokrotne odbijanie się fali świetlnej od cząstek, spowodowane zbyt wysokim stężeniem zawiesiny. Aby zniwelować te przekłamania, powstało kilka różnych technologii pomiaru nefelometrycznego [148, 182], takich jak ratio czy też multibeam. Uwzględniają one dodatkowe detektory służące tylko do korekty pomiaru mętności. Detektory te są ustawione pod kątami innymi niż kąt prosty względem źródła światła, system multibeam dodatkowo posiada dwa różne źródła światła. Zastosowanie krótszych długości światła białego równych 400–600 nanometrów odpowiadających wymaganiom Agencji Ochrony Środowiska Stanów Zjednoczonych [162], pozwala

na uzyskanie wyższej czułości pomiaru drobniejszych cząstek. Zastosowanie fotodiody, źródła promieni światła podczerwonego o długości 860 nanometrów – odpowiadającej wymaganiom standardów ISO [63] oraz polskiemu odpowiednikowi tej normy [136] – znacznie ogranicza wpływ koloru.

Powszechnie uzyskiwane wartości mętności nefelometrycznej wyrażane są w jednostkach NTU lub jednostkach FTU przyrównywanym do NTU. Różnice pomiędzy wynikami pomiarów wykorzystujących lub nieuwzględniających wymienione technologie mogą być bardzo małe lub całkowicie pomijalne. W pewnych warunkach mogą jednak mieć istotne znaczenie.

5.2. LICZBA I WIELKOŚCI CZĄSTEK W ZAWIESINIE

W ostatnim ćwierćwieczu nastąpił bardzo widoczny rozwój metod pomiaru granulometrycznego cząstek o niewielkich rozmiarach. Znanych jest wiele metod [185, 197], tradycyjne są to: przesiewanie, sedymentacja, wirowanie, elutracja, metody aerometryczne, pipetowe oraz z użyciem tradycyjnego mikroskopu. Do nowszych metod natomiast zaliczyć można między innymi: stosowaną pierwotnie tylko do pomiaru wielkości cząstek krwi – metodę elektrooporowego pomiaru licznikiem Coultera, zwaną metodą elektrycznej czulej strefy, a także metody optyczne wykorzystujące pomiar osłabienia światła, oraz promienie rentgenowskie, a także zjawisko dyfrakcji światła laserowego oraz komputerową analizę obrazu uzyskiwanego przez mikroskop.

Zastosowanie poszczególnych metod ograniczone jest zakresem pomiarowym, dokładnością i powtarzalnością, czasochłonnością, wymaganym stężeniem i składem cząstek oraz koniecznością ingerencji w badaną zawiesinę, a także stopniem zaawansowania zastosowanej techniki pomiarowej. Tak duże ograniczenia w stosowaniu tych metod powodują, iż zastosowanie wymienionych technik w określonych dziedzinach często ogranicza się tylko do jednej z nich: do tej, która najlepiej spełnia stawiane przez daną dziedzinę wymagania pomiarowe.

W przypadku pomiaru liczby i rozkładu wielkości cząstek w wodzie surowej, uzdatnianej i uzdatnionej wydaje się, że najlepiej sprawdzają się techniki optyczne oparte na pomiarze światła rozproszonego lub osłabionego. Charakteryzują się wymaganym zakresem pomiaru wielkości i stężenia cząstek w zawiesinie, niską czasochłonnością, a nawet możliwością pracy on-line i in-line, wysoką czułością oraz względnie wysoką dokładnością i powtarzalnością.

Optyczne aparaty do mierzenia liczby i wielkości cząstek można podzielić na dwie grupy: objętościowe i *in situ* [82, 83]. Czujniki objętościowe dokonują pomiaru każdej przepływającej przez nie cząstki, której rozmiar jest większy od minimalnego rozmiaru progowego. Jest to możliwe dzięki temu, że cała zawiesina prze-

plywa przez kapilarę i jej przekrój, który w całości znajduje się w obszarze padania promieni fali świetlnej.

W aparatach typu *in situ* tylko niewielka część przepływającej cieczy jest oświetlana i tylko dla części próbki dokonywany jest pomiar.

Optyczne aparaty do mierzenia liczby i wielkości cząstek można także podzielić na spektrometryczne liczniki cząstek i monitory.

Układy optyczne zastosowane w spektrometrycznych licznikach cząstek umożliwiają jednakowe oświetlenie całej kapilary, przez którą przepływa zawiesina o maksymalnej fluktuacji intensywności światła padającego na poszczególne punkty kapilary nie większej niż 10%. W celu uzyskania równomiernego oświetlenia tylko środkowa część wiązki światła pada na kapilarę. Dzięki jednakowej intensywności światła padającego na każdy punkt kapilary uzyskany wynik jest bardzo dokładny.

Dokładność pomiaru zależy także od intensywności światła rozproszonego na cząstkach w stosunku do tła spowodowanego rozproszeniem światła na granicy przepływającej cieczy i ścianki kapilary. Minimalna wielkość cząstek możliwych do zmierzenia tą metodą wynosi około 0,2 mikrometra.

Mniej dokładne i charakteryzujące się zdecydowanie mniejszą rozdzielczością pomiaru wielkości cząstek, ale za to czulsze i pozwalające na przepływ relatywnie dużej próbki zawiesiny są tzw. monitory. Mają one prostszy układ optyczny i są tańsze. W aparatach tego typu cała wiązka światła pada na próbkę, dlatego intensywność światła w środku wiązki jest zdecydowanie wyższa niż na obwodzie, gdyż rozkład intensywności światła w funkcji odległości od środka jest rozkładem Gaussa. Cząstki, które znajdują się poza środkiem wiązki światła, będą mniej intensywnie oświetlane niż cząstki, które znajdują się w samym środku wiązki. Im cząstki będą bardziej oddalone od środka, tym niższa będzie intensywność światła, które na nie pada, a co za tym idzie – ilość rozproszonego światła pod tym samym kątem będzie również niższa i w konsekwencji rozmiar cząstek będzie заниżony.

Zaletą monitorów jest wyeliminowanie dużych szumów tła czystej próbki, wygenerowanych przez rozpraszanie się światła na granicy przepływającej cieczy i ścianki kapilary, co z kolei zwiększa czułość pomiaru reagującego nawet na bardzo małe cząstki. W monitorach zazwyczaj detektory światła są umieszczone pod kątem 90 stopni względem źródła, co dodatkowo zwiększa ich czułość, szczególnie na cząstki najdrobniejsze, które rozpraszają światła relatywnie intensywnie pod dużymi kątami. W konsekwencji urządzenia tego typu pozwalają na czuły pomiar cząstek nawet o wielkościach równych 0,05 mikrometra.

Wszystkie wymienione powyżej urządzenia optyczne do pomiaru liczby i wielkości cząstek są przeznaczone do stosowania przy niskich stężeniach zawiesiny, które gwarantują, że podczas pojedynczego pomiaru w świetle znajdzie się tylko

jedna cząstka rozpraszająca to światło, pod danym kątem, w zależności od jej wielkości z różną intensywnością.

Pomiar rozkładu wielkości cząstek w zawieszinie charakteryzującej się zdecydowanie wyższym stężeniem jest zazwyczaj dokonywany w tzw. laserowych analizatorach wielkości cząstek. W urządzeniach tego typu pomiar intensywności rozproszenia światła dokonywany jest w oparciu o grupę detektorów rozlokowanych w aparacie w taki sposób, aby każdy z nich mierzył intensywność światła rozproszonego pod innym kątem. W ten sposób podczas każdego pojedynczego pomiaru uzyskiwana jest informacja o rozkładzie intensywności światła rozproszonego pod różnymi kątami. Znając rozkład intensywności światła, na podstawie przyjętego modelu oblicza się rozkład wielkości cząstek w zawieszinie. Światło jest rozpraszane na chmurze cząstek znajdujących się w polu wiązki światła, a nie na pojedynczej cząstce, dzięki temu pomiar może być realizowany dla wysokich stężeń zawiesin. Utrzymanie podczas pomiaru reprezentatywnego rozkładu wielkości cząstek w próbce realizowane jest dzięki wymuszonej cyrkulacji oraz analizie statystycznej opartej na seriach jednostkowych pomiarów, a także wymogu zachowania w próbce odpowiednio wysokiego stężenia zawiesiny.

Pomiar intensywności światła rozproszonego pod różnymi kątami, a nawet intensywności światła rozproszonego wstecz oraz relatywnie duża objętość mierzonej próbki i zastosowanie dwóch laserów o skrajnie różnych długościach światła: czerwonego i niebieskiego, umożliwia uzyskanie w laserowych analizatorach bardzo szerokiego zakresu pomiaru wielkości cząstek, nawet od 0,002 do 2000 mikrometrów.

Opisane powyżej grupy aparatów mają różne zakresy pracy i są przeznaczone do różnych zastosowań.

Monitory i liczniki cząstek są to aparaty przeznaczone do pomiaru cząstek w wodzie czystej. Monitory dostarczają zdecydowanie ogólniejsze informacje na temat rozkładu wielkości cząstek, są jednak bardzo czułe i potrafią zidentyfikować zmianę liczby nawet najdrobniejszych cząstek o wielkościach równych kilkudziesięciu nanometrom.

Liczniki cząstek precyzyjnie podają rozkład wielkości cząstek i są dokładniejsze, mogą jednak być mniej czułe na drobne zmiany liczby cząstek, szczególnie tych najdrobniejszych, posiadają bardziej ograniczony zakres pomiaru wielkości cząstek.

Analizatory wielkości cząstek, dzięki bardzo rozbudowanemu układowi optycznemu, mają bardzo szeroki zakres pomiaru wielkości cząstek i ograniczony od dołu, ale niemal nieograniczony od góry zakres stężenia zawiesiny. Analizatory wielkości cząstek są przydatne dla wód nieuzdatnionych lub zanieczyszczonych. Dokonują pomiarów z dużą dokładnością, powtarzalnością i rozdzielczością. Pomiar przeprowadzany jest dla chmury cząstek. Dostarczany wynik prezentuje objętościowy rozkład wielkości cząstek, a nie rozkład liczbowy, oraz objętościowy pomiar stężenia

zawiesiny, a nie pomiar liczbowy. Wadą analizatorów laserowych jest konieczność wprowadzenia informacji na temat współczynnika refrakcji materiału cząstek rozproszonych.

Wszystkie spośród wymienionych współczesnych metod optycznych pomiaru liczby lub rozkładu wielkości cząstek rozproszonych w zawiesinie zazwyczaj wykorzystują źródło światła lasera lub diody laserowej. Wszystkie spośród wymienionych urządzeń pozwalają na dokonywanie pomiaru on-line i in-line.

Zazwyczaj w modelach matematycznych uwzględnianych w wymienionych metodach optycznych przyjmuje się, iż cząstki rozproszone są idealnie kuliste i znany jest ich stopień absorpcji światła lub w przypadku liczników jest on taki sam jak wzorca zastosowanego podczas kalibracji instrumentu. Rozwijane są modele teoretyczne pozwalające korygować ewentualną niekulistość cząstek, jednak są one na razie rzadko brane pod uwagę we wspomnianych aparatach. W przypadku liczników cząstek wymagających okresowej kalibracji, pewną formą korekty błędu wynikającego z niekulistości mierzonych cząstek jest stosowanie podczas kalibracji cząstek o kształcie podobnym do tych, które będą mierzone.

5.3. PODSTAWY TEORETYCZNE POMIARU LICZBY I ROZKŁADU WIELKOŚCI CZĄSTEK ORAZ MĘTNOŚCI

Współczesne metody pomiaru liczby i rozkładu wielkości cząstek oraz mętności wykorzystują zjawisko rozpraszania promieni świetlnych na cząstkach zawieszonych w wodzie. Zgodnie z założeniami fizyki klasycznej rozpraszanie się światła następuje w wyniku wzajemnego oddziaływania promieniowania elektromagnetycznego fali świetlnej i ładunków elektrycznych cząstki nierozpuszczonej poprzez zainicjowanie ich drgań, w efekcie których wytwarza się wtórne promieniowanie fal świetlnych we wszystkich kierunkach bez strat energetycznych [174]. Istnieją cztery podstawowe teorie matematyczne pozwalające opisać, na podstawie powyższych założeń, rozkład intensywności fali świetlnej rozproszonej na cząstce w różnych kierunkach.

Równanie Rayleigha [37]:

$$\frac{I_{\theta}}{I_0} = \frac{1}{R_1^2} \left[\frac{8\pi^4 r_{cz}^6}{\lambda_d^2} \left(\frac{\alpha^2 - 1}{\alpha^2 + 2} \right)^2 (1 + \cos^2 \theta) \right] = \frac{R_{\theta}}{R_1^2}, \quad (5.2)$$

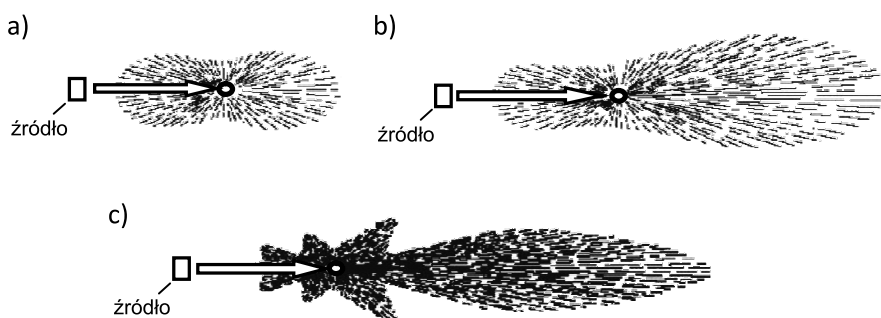
gdzie:

I_0 – natężenie światła rozproszonego pod kątem θ względem osi poziomej przechodzącej przez źródło światła oraz cząstkę jak na rys. 5.1.1a,

- I_0 – natężenie światła padającego na cząstkę,
- r_{cz} – promień cząstki zawieszanej w cieczy,
- R_1 – odległość detektora od mierzonej próbki,
- α – względny współczynnik refrakcji równy bezwzględny współczynnikowi refrakcji cząstki podzielonemu przez współczynnik refrakcji cieczy, w której się znajduje,
- λ_d – długość fali świetlnej,

opisuje rozkład natężenia fali świetlnej rozproszonej na cząstce o wielkości znacznie mniejszej od długości tej fali (co najmniej 10-krotnie). Graficznie rozkład ten przedstawia rysunek 5.1a [148].

Zgodnie z równaniem (5.2) natężenie światła po rozproszeniu rozkłada się symetrycznie. Podobne wartości można zmierzyć po stronie źródła światła padającego na cząstkę, jak też po stronie przeciwnej. Minimalna wartość natężenia światła rozproszonego pojawi się natomiast pod kątem 90° .



Rys. 5.1. Rozproszenie światła w poszczególnych kierunkach dla przypadku, gdy:
 (a) $r_{cz} \ll \lambda_d$ (b) $r_{cz} < \lambda_d$ (c) $r_{cz} > \lambda_d$ (gdzie: r_{cz} – średnica cząstki, λ_d – długość fali świetlnej) [148]

Wraz ze wzrostem wielkości cząstki, natężenie światła rozproszonego pod niewielkim kątem θ rośnie, co ilustruje rysunek 5.1b [148]. Natężenie światła rozproszonego na cząstce około 4-krotnie mniejszej od długości fali pod określonym kątem θ można matematycznie obliczyć za pomocą równania Rayleigha-Gansa-Debye'a:

$$\frac{I_\theta}{I_0} = \frac{R_0}{R_1^2} P(\theta), \quad (5.3.)$$

gdzie:

$P(\theta)$ – współczynnik korygujący, zależny od wielkości i kształtu cząstki zawieszanej [–].

W zależności od kształtu cząstki współczynnik $P(\theta)$ można obliczyć z różnych równań matematycznych. Dla kulki o promieniu r_{cz} współczynnik $P(\theta)$ można wyznaczyć z zależności:

$$P(\theta) = \left[\frac{3(\sin g - g \cos g)}{g^3} \right]^2, \quad (5.4)$$

gdzie:

$$g = r_{cz} \frac{4\pi}{\lambda_d} \cdot \sin \frac{\theta}{2}$$

W przypadku gdy cząstki w zawieszynie są większe od długości fali świetlnej, natężenie światła transmitowanego i rozpraszanego pod niewielkim kątem jest nieporównywalnie większe od natężenia światła rozpraszanego w pozostałych kierunkach. Natężenie światła wraz ze wzrostem kąta rozproszenia na przemian rośnie i maleje, osiągając minima i maksima. Przypadek ten ilustruje rysunek 5.1c [148].

Ze względu na trudną do ścisłego opisanie zależność natężenia rozproszonego światła od kąta rozproszenia funkcjonują dwa opisy matematyczne. Pełniejszy opis oparty na teorii rozpraszania Mie oraz zdecydowanie prostszy, ale mający ograniczone zastosowanie oparty na teorii dyfrakcji Fraunhofera.

Teoria rozpraszania Mie [10, 37, 121] stanowi ścisły opis zjawiska rozpraszania płaskiej i monochromatycznej fali świetlnej na pojedynczej jednorodnej i izotropowej cząstce kulistej umieszczonej w jednorodnym i izotopowym ośrodku. Teoria Mie jest analitycznym rozwiązaniem równań Maxwella dla rozproszenia elektromagnetycznego na cząstce kulistej. Teoria Mie przedstawia pełny opis rozkładu natężenia rozproszonej fali świetlnej w zależności od kąta rozproszenia θ , względnego współczynnika refrakcji cząstki α , wielkości cząstki d_{cz} i długości fali świetlnej λ_d . Można to zapisać jako:

$$I_\theta = I_0(\theta, \lambda_d, d_{cz}, \alpha) \quad (5.5)$$

Teoria Mie uwzględnia także efekt interferencji rozproszonych fal świetlnych. Jest ona obecnie uznaną metodą, której główną wadą jest złożoność uniemożliwiająca zapis w postaci prostego równania. Zgodnie z teorią Mie krótsze fale świetlne rozpraszają się intensywniej na drobniejszych cząstkach niż na grubszych. Natomiast długie fale, na odwrót: wyraźniej rozpraszają się na cząstkach grubszych niż drobniejszych.

Teoria Mie uwzględnia właściwości materiału cząstki. Większe rozproszenie fali świetlnej pojawia się przy wyższych rozbieżnościach, pomiędzy współczynnikami refrakcji cząstki i ośrodka, w którym się znajduje. Dlatego pomiar cząstek nieorganicznych rozproszonych w wodzie, które charakteryzują się dość wysokim współczynnikiem refrakcji, jest zdecydowanie czulszy i łatwiejszy do zaobserwowania niż pomiar cząstek organicznych, których współczynniki refrakcji osiągają zdecydowanie niższe wartości. Dla przykładu, współczynnik refrakcji cząstek organicznych takich jak algi i bakterie wynosi około 1,4, a więc niewiele więcej niż wartość 1,33

współczynnika refrakcji wody. Współczynnik refrakcji cząstek mineralnych natomiast osiąga znacznie wyższe wartości, około 1,6.

Zdecydowanie prostszy jest opis rozpraszania światła przez cząstkę kulistą oparty na teorii dyfrakcji Fraunhofera zapisanej wzorem:

$$I_{\theta} = A' \cdot \frac{\phi^2 J_1^2(\phi \sin \theta)}{\sin^2 \theta}, \quad (5.6)$$

gdzie:

J_1 – funkcja Bessela pierwszego stopnia,

ϕ – miara wielkości cząstki w stosunku do długości fali świetlnej λ ,

$\phi = 2\pi r_{cz}/\lambda$,

A' – stała.

opracowanym już na przełomie XIX i XX wieku. Teoria ta przedstawia przybliżony opis zjawiska rozpraszania płaskiej, monochromatycznej i niespolaryzowanej fali świetlnej na pojedynczej jednorodnej i izotropowej cząstce kulistej umieszczonej w jednorodnym i izotropowym ośrodku [11, 77]. Teoria ta może być traktowana jako przybliżenie teorii Mie dla szczególnego przypadku cząstek rozpraszających, charakteryzujących się rozmiarami znacznie większymi od długości fali światła rozpraszanego i całkowitym brakiem lub znikomą przezroczystością [77, 177]. W takich przypadkach dominujące staje się zjawisko dyfrakcji fali świetlnej na krawędziach cząstki.

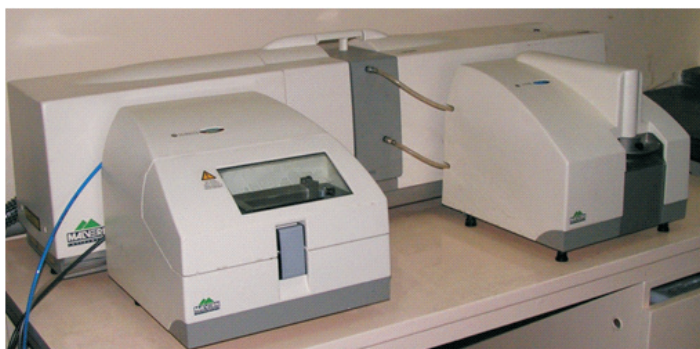
Równanie (5.6) traktuje cząstkę jak całkowicie okrągły dysk, pomija jej trzeci wymiar oraz właściwości materiału, z którego się składa. Jak wskazują badania [143], uproszczenia zastosowane w równaniu (5.6) generują szczególnie duży błąd przy małych średnicach cząstek, tylko nieznacznie większych od długości fali. Przy średnicach cząstek ponad czterokrotnie większych od długości fali, wyniki są zbieżne z wyznaczonymi zgodnie z teorią Mie. Przy czym rozbieżności te są mniejsze dla cząstek o wyższych wartościach współczynnika refrakcji. W przypadku cząstek bardziej przezroczystych zbieżności wyników uzyskanych z teorii Fraunhofera i Mie można zaobserwować dopiero dla znacznie większych cząsteczek, nawet około 50 mikrometrów [64]. Największą zaletą równania Fraunhofera jest prosta forma, dająca możliwość wygodnego zastosowania i łatwej interpretacji.

Teoria Mie pozwala na wyliczenie rozkładu wielkości chmury cząstek rozproszonych w zawiesinie cieczy, jak również w powietrzu, co wykorzystują tzw. analizatory rozkładu wielkości cząstek. Teoria ta pozwala także na obliczenie wielkości pojedynczej cząstki przepływającej przez kapilarę w objętościowych spektrometrycznych licznikach cząstek, w których mierzona jest intensywność światła transmitowanego, a więc światła padającego na detektor w linii prostej. Transmitancja jest także podstawą pomiaru absorbancji, jeszcze kilka lat temu będącej podstawową metodą określenia mętności, dziś nadal używaną w niektórych warunkach, na przykład przy

wysokich stężeniach zawiesiny. Na podstawie teorii Mie możliwe jest również obliczenie wartości natężenia światła rozproszonego pod kątem 90° będącego podstawą do wyznaczenia mętności nefelometrycznej.



Rys. 5.2. Spektrometryczny licznik cząstek Liquilaz E20 zastosowany przy realizacji badań



Rys. 5.3. Laserowy analizator wielkości cząstek Mastersizer 2000 zastosowany przy realizacji badań

Wartość absorbancji można obliczyć dla grupy cząstek kulistych i jednorodnych ze wzoru:

$$ABS = N_{cz} C_p, \quad (5.7)$$

gdzie:

- N_{cz} – liczba cząstek w jednostce objętości,
- C_p – przekrój rozproszenia świetlnego na cząstce, wyrażający miarę ilości rozproszonego światła przez każdą z cząstek.

$$C_p = Q_r \pi r_{cz}^2, \quad (5.8)$$

gdzie:

Q_r – bezwymiarowy współczynnik rozproszenia świetlnego (przyjmowany z zakresu od 0 do 5).

Współczynnik ten można wyznaczyć za pomocą teorii Mie z równania:

$$Q_r = 2 - \left(\frac{4}{\rho_r} \right) \sin \rho_r + \left[\frac{4}{\rho_r^2} (1 - \cos \rho_r) \right], \quad (5.9)$$

gdzie:

ρ_r – bezwymiarowa wartość funkcji względnej wielkości i współczynnika refrakcji cząstki, $\rho_r = 2\phi(\alpha - 1)$.

Wszystkie wymienione metody teoretyczne opracowane zostały dla cząstek idealnie kulistych. Wynik dodatkowo zależy więc od naturalnych kształtów cząstek oraz metody przyrównywania ich do kul. Z obserwacji wynika, że im cząstki bardziej odbiegają od kształtów kulistych, tym natężenie światła transmitowanego oraz rozproszonego pod niewielkim kątem θ jest mniejsze względem natężenia światła rozproszonego pod dużym kątem [115]. W warunkach naturalnych cząstki nie w pełni przezroczyste absorbują część padających na nie fal świetlnych, w efekcie czego wartość absorbancji wzrasta, a wartość mętności nefelometrycznej maleje.

W przeprowadzonych badaniach eksperymentalnych rozkłady wielkości cząstek rozproszonych w wodzie zmierzono spektrometrycznym licznikiem oraz laserowym analizatorem wielkości cząstek, które przedstawiono na rysunkach 5.2 i 5.3. Szczegółowe dane techniczne instrumentów podano w podrozdziale 8.6. Do obliczania rozkładów wielkości cząstek instrumenty wykorzystują teorię Mie.



6. ZMODYFIKOWANY MODEL

Jak wspomniano we wstępie, głównymi celami niniejszej rozprawy jest zweryfikowanie oryginalnego modelu Mackiego, opracowanie na jego podstawie zmodyfikowanego modelu oraz poddanie go weryfikacji. Oryginalny model Mackiego opisano w rozdziale 3, natomiast model zmodyfikowany w niniejszym rozdziale.

Opis matematyczny użyty w zmodyfikowanym modelu Mackiego, podobnie jak opis matematyczny zastosowany w oryginalnym modelu, uwzględnia równania stosowane w metodach makroskopowych oraz mikroskopowych i stara się wykorzystać zalety obu z nich. Metody makroskopowe można uznać za praktyczne w warunkach inżynierskich, dlatego właśnie one zostały przyjęte do pełnego opisu przebiegu procesu filtrowania. Z kolei równania metod mikroskopowych pozwalają szczegółowo opisać zjawiska zachodzące podczas procesu filtrowania, dlatego zastosowano je do uwzględnienia wpływu zmian warunków i parametrów procesu filtrowania na zmianę przebiegu procesu.

Próby uwzględniania w równaniach metod makroskopowych zależności wyprowadzonych metodami mikroskopowymi były już podejmowane w przeszłości z całkiem dobrymi efektami, np. przez Ivesa w oparciu o model kulisty, albo Blake'a w oparciu o model kapilarny.

Uwzględnienie zależności wyprowadzonych metodami mikroskopowymi zdecydowanie rozszerza zakres stosowania metod makroskopowych i ogranicza konieczność przeprowadzania kosztownych eksperymentów przy zmieniających się warunkach pracy filtrów. Oczywiście, trzeba pamiętać o kontrowersjach stosowania hydromechaniki klasycznej opracowanej w skali makroskopowej do opisu procesów zachodzących w skali mikroskopowej.

Stosowane modele EWZ, jak przedstawiono we wcześniejszych rozdziałach, były jednak poddawane weryfikacji, niestety w dość ograniczonym zakresie i nie zawsze wyniki tej weryfikacji okazywały się pozytywne. Opracowany model brał pod uwagę wyniki tych weryfikacji. Jednak, brak pełnego przekonania autora co do dokładności wyznaczanych metodami mikroskopowymi wartości parametrów filtrowania spowodował, iż żaden ze stosowanych modeli EWZ nie został wykorzystany do bezpośredniego opisu przebiegu filtrowania, tylko do obliczenia zmian wartości wyznaczonych eksperymentalnie współczynników występujących w opisie makroskopowym.

Charakterystyczną cechą modelu jest to, że uwzględnia on stratyfikację ziaren złoża zastępczego oraz niejednorodność zawiesiny zastępczej. Wiele modeli zastępczych wprowadza uproszczenia polegające na traktowaniu zawiesiny i złoża jako

jednorodnych. Wymaga to zabiegów upraszczających podczas przechodzenia ze złoża zastępczego do złoża naturalnego. Wyniki niektórych badań eksperymentalnych sugerują jednak, iż w przypadku zagadnień wymagających opisu procesu zatrzymywania cząstek w złożu uproszczenia te mogą generować istotne błędy. Błędy te mogą uwiadaczać się szczególnie znacząco przy większych zmianach warunków pracy filtra oraz składu dopływającej zawiesiny.

Uwzględnienie w modelu niejednorodności ziaren złoża i zawiesiny pozwala – bez konieczności przeprowadzania dodatkowych badań eksperymentalnych – na łatwe obliczanie zmian towarzyszących zmianie składu ziaren złoża oraz cząstek zawiesiny dopływającej do filtra. Ten pierwszy z parametrów zmienia się po dłuższym okresie czasu eksploatacji, głównie z powodu wypłukiwania najdrobniejszych frakcji znajdujących się w górnych warstwach złoża podczas płukania. Z drugiej jednak strony po dłuższym okresie eksploatacji mogą zostać podjęte decyzje o uzupełnieniu złoża ziarnami o innej granulacji, np. antracytowymi. Natomiast granulacja cząstek rozproszonych w zawieszynie dopływającej do filtra zmienia się w czasie w sposób dynamiczny. Wpływa na to zmieniająca się jakość ujmowanej wody oraz warunki eksploatacyjne, takie jak temperatura czy też przepływ, od których zależy bezpośrednio przebieg procesów poprzedzających filtrowanie.

Wprowadzone do modelu modyfikacje:

1. Współczynnik λ_0 nie został obliczony bezpośrednio z modelu kulistego EWZ, jak w modelu Mackiego. Dla dowolnych warunków filtrowania obliczono zmianę wartości współczynnika λ_0 wyznaczonego eksperymentalnie w określonych warunkach filtrowania.
2. Przy obliczaniu wartości współczynnika λ_0 nie zastosowano modelu kulistego opracowanego przez Mackiego, tylko równanie opracowane przez Tiena i Payatakesa.
3. Przy obliczaniu wartości współczynnika λ_1 i λ_m nie zastosowano modelu kulistego opracowanego przez Mackiego, tylko równanie opracowane przez Tiena i Payatakesa.
4. Zmiany wartości σ_m i σ_{gr} wraz ze zmieniającymi się warunkami przebiegu procesu filtrowania obliczono przy zachowaniu tej samej wartości naprężenia ścinającego, a nie tej samej wartości siły ścinającej jak w modelu Mackiego.
5. W modelu uwzględniono równania pozwalające na analityczne obliczenie współczynników występujących w równaniu $\lambda(\sigma)$ dla poszczególnych warstw złoża o niejednorodnym uziarnieniu na podstawie pomiarów na wlocie i wylocie z filtra.
6. W przypadku gdy obliczona wartość σ_m osiągnęłaby wartość ujemną, przyjęto, że od samego początku efektywność usuwania cząstek maleje aż do zera. Użytkano to, uwzględniając wartość σ_m równą zeru. Tok postępowania w tego typu przypadkach w modelu Mackiego wydaje się dość kontrowersyjny.

6.1. MODEL MAKROSKOPOWY

Do pełnego opisu procesu filtrowania dostarczającego informacji na temat stężenia zawiesiny na dowolnej głębokości złoża i w dowolnym czasie zastosowano metody makroskopowe opisane w rozdziale 2.1. Podstawą opisu matematycznego przebiegu procesu filtrowania metodami makroskopowymi są równania bilansu masy oraz kinetyki. W celu uwzględnienia niejednorodności wielkości cząstek rozproszonych w zawieszynie zapisano osobne równania kinetyki dla cząstek z poszczególnych przedziałów wielkości. Przedstawione w rozdziale 2.3 badania sugerują, iż przebiegi filtrowania mogą znacznie różnić się dla różnych grup wielkości cząstek. Podobnie jak w modelu Mackiego przyjęto m grup wielkości cząstek. W konsekwencji układ równań składał się z m równań kinetyki oraz jednego równania bilansu masy.

Z praktycznych względów cząstki rozproszone w zawieszynie podzielono na cztery ($m = 4$) grupy wielkości, tym samym rozwiązywany układ równań zawierał 4 równania zmian stężenia wraz z głębokością i jedno równanie bilansu masy:

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} = \frac{\partial C}{\partial x} w = - \left(\sum_{i=1}^4 \lambda_i C_i \right) w, \quad (6.1)$$

$$i = 1, \dots, 4 \quad \frac{\partial C_i}{\partial x} = -\lambda_i C_i, \quad (6.2)$$

$$\sigma = \sum_{i=1}^4 \sigma_i, \quad (6.3)$$

$$C = \sum_{i=1}^4 C_i \quad (6.4)$$

Przyjęte równanie bilansu masy (6.1) jest powszechnie stosowane. Trzeba pamiętać jednak, iż zawiera wiele uproszczeń [48]. Przyjmuje się, że adwekcyjny strumień jest wielokrotnie większy od dyfuzyjnego i można ten drugi pominąć. Przyjmuje się również, iż stężenie zawiesin jest relatywnie małe i że liczba przemieszczających się cząstek w strumieniu mieszaniny jest mała w porównaniu z liczbą cząstek zatrzymanych w złożu i szybkość zmian liczby cząstek w przepływającej mieszaninie można pominąć.

Zgodnie z opisaną w rozdziale 2.1 metodą makroskopową, rozwiązanie układu równań (6.1)–(6.4) wymaga przyjęcia funkcji $\lambda(\sigma)$. W zmodyfikowanym modelu, podobnie jak w modelu Mackiego, przyjęto opracowaną przez Mackiego [102, 103, 105, 109] postać funkcji $\lambda(\sigma)$:

$$\begin{aligned}
 \text{dla } \sigma < \sigma_{m,i} \quad \lambda_i &= \lambda_{0,i} + (\lambda_{1,i} - \lambda_{0,i}) \left[1 - \exp\left(-\frac{\sigma^2}{\sigma_{1,i}^2}\right) \right], \\
 \text{dla } \sigma_{m,i} < \sigma < \sigma_{gr,i} \quad &= \lambda_{m,i} \frac{\sigma_{gr,i} - \sigma}{\sigma_{gr,i} - \sigma_{m,i}}, \\
 \text{dla } \sigma < \sigma_{gr,i} \quad &= 0,
 \end{aligned} \tag{6.5}$$

gdzie:

- $\lambda_{0,i}$ – początkowa wartość funkcji $\lambda(\sigma)$ dla złoza czystego ($\sigma = 0$),
- $\lambda_{m,i}$ – maksymalna wartość λ ,

$$\lambda_{m,i} = \lambda_{0,i} + (\lambda_{1,i} - \lambda_{0,i}) \left[1 - \exp\left(-\frac{\sigma_{m,i}^2}{\sigma_{1,i}^2}\right) \right], \tag{6.6}$$

- $\sigma_{m,i}$ – wartość σ przy której λ osiąga wartość $\lambda_{m,i}$,
- $\sigma_{1,i}, \lambda_{1,i}$ – wartości charakteryzujące wykres funkcji $\lambda(\sigma)$,
- $\sigma_{gr,i}$ – graniczna wartość stężenia osadu, powyżej której cząstki przestają być zatrzymywane w danej warstwie złoza ($\lambda = 0$),
- I – numer grupy wielkości cząstek rozproszonych w zawieszynie, przyjęto 4 grupy.

Równanie (6.5) nie uwzględnia rozkładu wielkości cząsteczek w osadzie ani zjawiska sufozji. Przebieg funkcji $\lambda(\sigma)$ zapisany za pomocą równania (6.5) odzwierciedla natomiast często obserwowany [18, 171] trz etapowy przebieg procesu filtrowania, opisany w rozdziale 2.1.2. Pierwsza część równania opisuje wzrost wartości współczynnika efektywności filtrowania zawieszin λ wraz ze wzrostem stężenia osadu σ aż do osiągnięcia wartości λ_m .

Poprawę efektywności zatrzymywania cząstek w złożu tłumaczy się większą powierzchnią właściwą ziaren pokrytych osadem od powierzchni ziaren niepokrytych osadem, ale także poprawą własności adhezyjnych ziaren pokrytych osadem względem własności adhezyjnych czystych ziaren. Własności adhezyjne osadu zależą bezpośrednio od własności cząstek rozproszonych w zawieszynie, które zostały zatrzymane na powierzchni ziarna. Wpływ zatrzymanych cząstek na własności adhezyjne nie jest do końca zbadany. O własnościach adhezyjnych decyduje na pewno morfologia osadu: chropowatość powierzchni, porowatość i kształt osadu, ale także jego powierzchniowy ładunek elektryczny. Z kolei te parametry osadu zależą bezpośrednio od między innymi wielkości zatrzymanych cząstek oraz ich powierzchniowego ładunku elektrycznego, ale także i prędkości filtracji.

Szczególnie znaczącą poprawę efektywności usuwania zawieszin obserwuje się przez krótki czas zaraz po płukaniu złoza. Etap ten nazywany jest w literaturze

anglosaskiej *ripening period*, a więc okresem dojrzewania. W kolejnym etapie filtrowania efektywność ulega nieznacznej poprawie lub wręcz utrzymuje się na tym samym poziomie, dlatego etap ten nazywany jest *stable period*, a więc okresem stabilizacji. Spowolnienie poprawy usuwania cząstek można tłumaczyć tym, że osad tworzy już zwartą strukturę i przyrost powierzchni właściwej ziaren nie jest już tak znaczący lub wręcz może ulec zmniejszeniu. Poprawę efektywności w tym etapie może także spowalniać mniejsza chropowatość powierzchni osadu oraz spadek porowatości złoża i towarzyszący temu spadkowi przyrost prędkości wewnątrz kanałików powodujących wzrost naprężeń ścinających.

Pierwsza część równania (6.5) uwzględnia oba etapy: dojrzewania i stabilizacji. Przejście z pierwszego do drugiego etapu, podczas którego wzrost wartości współczynnika efektywności ulega spowolnieniu, w równaniu (6.5) uwzględniono poprzez wprowadzenie wartości σ_1 , λ_1 . Wartości σ_1 i λ_1 są współrzednymi charakterystycznego punktu na wykresie $\lambda(\sigma)$. Przy stężeniu dwukrotnie większym od wartość σ_1 wzrost $\lambda(\sigma)$ ulega znacznemu spowolnieniu lub dla niektórych danych może być nawet równy zero.

Druga część równania (6.5) opisuje liniowy spadek wartości λ wraz ze wzrostem σ po przekroczeniu wartości stężenia osadu σ_m . Spadek efektywności w tym etapie filtrowania spowodowany jest wzrostem prędkości przepływu wewnątrz kanałików, wynikającym ze zmniejszającej się porowatości złoża. Spadek ten rozpoczyna się przy maksymalnej wartości współczynnika efektywności filtrowania zawieszin równej λ_m , a kończy przy wartości tego współczynnika równej zero, która osiągnięta jest przy stężeniu osadu σ_{gr} .

Przy stężeniu osadu σ_{gr} złożo jest już wysyczone dla cząstek o określonej wielkości i od tego momentu cząstki te przestają być usuwane w danej warstwie złoża. Etap, w którym dana warstwa złoża jest już wysyczona i funkcja $\lambda(\sigma)$ przyjmuje wartości zerowe, opisuje trzecia część równania (6.5). Opis funkcji $\lambda(\sigma)$ za pomocą równania (6.5) daje możliwość nie tylko opisu trzyetapowego przebiegu, ale również czasami obserwowanego spadku funkcji $\lambda(\sigma)$ od samego początku filtrowania. Przypadek ten można uzyskać, przyjmując wartość σ_m równą zero. Natomiast przy bardzo dużej wartości σ_m funkcja $\lambda(\sigma)$ będzie nieznacznie rosła podczas całego procesu filtrowania, co czasami jest obserwowane dla cząstek najdrobniejszych.

Obliczenie wartości λ z równania (6.5) dla określonego stężenia osadu σ wymaga znajomości współczynników λ_0 , λ_m , σ_m , σ_1 , σ_{gr} . Wszystkie te współczynniki dotyczą granicznych punktów, przy których rozpoczynają się kolejne etapy procesu filtrowania. Dlatego dość łatwo można je wyznaczyć eksperymentalnie. Dodatkowo z użyciem metod mikroskopowych można wyznaczyć zmiany tych współczynników w zależności od zmian warunków przebiegu procesu filtrowania. W konsekwencji dla bardzo ograniczonej liczby pomiarów eksperymentalnych możliwe będzie uzyskanie pełnego opisu filtrowania dla różnych warunków jego przebiegu.

W trakcie opracowywania zmodyfikowanego modelu wykryto kilka błędów matematycznych w równaniach modelu Mackiego. W równaniu (3.5) druga część funkcji $\lambda(\sigma)$ jest niepoprawnie zapisana i nie jest zachowana ciągłość pomiędzy pierwszą i drugą częścią równania (3.5). Poprawioną drugą część równania (3.5) zapisano jako:

$$\text{dla } \sigma_m < \sigma < \sigma_{gr} \quad = \lambda_m \frac{\sigma_{gr} - \sigma}{\sigma_{gr} - \sigma_m} \quad (6.7)$$

i uwzględniono w równaniu (6.5).

6.2. MODEL ZASTĘPCZY

Współczynniki λ_0 , λ_m , σ_m , σ_1 , σ_{gr} występujące w równaniu (6.5) wyznaczono eksperymentalnie dla określonych warunków filtrowania dla poszczególnych warstw złoża wypełnionych ziarnami o określonej średnicy zastępczej. Dla dowolnych, innych niż przyjęte podczas tych eksperymentów, warunków filtrowania współczynniki λ_0 , λ_m , σ_m , σ_1 i σ_{gr} obliczono z wykorzystaniem metod mikroskopowych, bez konieczności przeprowadzania dodatkowych eksperymentów laboratoryjnych. Jak już opisano wcześniej w rozdziale 2.2, modelowanie na podstawie metod mikroskopowych można podzielić na kilka etapów.

W pierwszym etapie należy przyjąć tak zwany zastępczy model złoża, polegający na podzieleniu złoża na elementarne warstwy, z których każda wypełniona jest kulkami o średnicy równej średnicy zastępczej ziaren. Każdej kulce przyporządkowano fragment złoża będący sześcianem o boku L_j równym wysokości elementarnej warstwy złoża. Model zastępczy składa się więc z elementarnych warstw złoża, z których każda składa się z sześciątów, którym przyporządkowane są kule o średnicy równej średnicy zastępczej.

Długość boku sześcianu L_j dobrana została w taki sposób, aby objętość sześcianu równa była sumie objętości kuli oraz przyporządkowanej jej objętości przestrzeni porowatej, tak dobranej, aby porowatość tego sześcianu była równa średniej porowatości złoża naturalnego. Przyjmując te założenia, długość boku sześcianu L_j elementarnej komórki złoża obliczono ze wzoru:

$$L_j = \left[\frac{4\pi}{3(1-\epsilon_0)} \right]^{1/3} r_0 \quad (6.8)$$

Powierzchnia przekroju poziomego zajmowana przez sześcian w elementarnej warstwie złoża będzie równa powierzchni kwadratu o długości boku L_j i będzie wynosić L_j^2 . Stąd w jednej jednostce powierzchni elementarnej warstwy złoża, np.

w 1 m^2 , będzie znajdować się $N_k = 1 / L_j^2$ sześcianów. Zatem uwzględniając równanie (6.8), można obliczyć liczbę sześcianów w jednej jednostce pola powierzchni elementarnej warstwy złoża ze wzoru:

$$N_k = \frac{1}{L_j^2} = \frac{6(1-\varepsilon)^{2/3}}{\pi d^2} \quad (6.9)$$

Przechodząc z opisu makroskopowego do modelu zastępczego, przyjmujemy, iż prędkość filtracji w elementarnej warstwie złoża jest taka sama jak prędkość filtracji w złożu naturalnym. Jeżeli elementarną warstwę złoża podzielimy na identyczne sześciany, to przepływ przez taki sześcian q można wyznaczyć, dzieląc całkowity przepływ przez jednostkę powierzchni złoża przez liczbę N_k sześcianów w tej samej jednostce powierzchni. Stąd:

$$q = \frac{w}{N_k} = wL_j^2 \quad (6.10)$$

Równanie kinetyki (2.10) zapisane dla elementarnej warstwy złoża przyjmie postać:

$$\lambda_j = -\frac{1}{L_j} \ln \left(\frac{C_j}{C_{j-1}} \right) \quad (6.11)$$

Przy czym przyjmujemy, że wysokość warstwy L_j jest na tyle mała, iż wartość λ w całej warstwie w dowolnej chwili filtrowania jest taka sama.

Po uwzględnieniu definicji efektywności usuwania cząstek zawiesiny w elementarnej warstwie złoża z równania (2.26) równanie (6.11) przyjmie postać:

$$\lambda = \frac{1}{L_j} \ln \left(\frac{1}{1 - E_j} \right) \quad (6.12)$$

Przy założeniu, że wartość $E_j \ll 1$, równanie (6.12) można zapisać jako:

$$\lambda = \frac{E_j}{L_j} \quad (6.13)$$

Model zastępczy pozwolił na wyznaczenie liczby sześcianów w elementarnej warstwie, wysokości elementarnej warstwy złoża oraz powiązał wartość λ z równania makroskopowego (6.5), z efektywnością elementarnej warstwy złoża E_j za pomocą równania (6.13). Przepływ cieczy w kanalikach modelu zastępczego jest dość trudny do matematycznego opisanie. Dlatego, aby wyznaczyć efektywność E_j , konieczne było przyjęcie modelu idealnego, przejście z modelu zastępczego

go do idealnego i powiązanie wyników uzyskanych z wykorzystaniem modelu idealnego z efektywnością E_j .

Kształty modeli idealnych przyjęte były tak, aby możliwe było zastosowanie w miarę prostego opisu matematycznego przepływającej strugi cieczy, uwzględnienie mechanizmów transportu cząstek, a także wyznaczenie trajektorii granicznej i efektywności zatrzymywania cząstek. Następnie niezbędne było powiązanie tak wyznaczonej efektywności zatrzymywania cząstek η_j w elementarnej komórce modelu idealnego z efektywnością zatrzymywania cząstek E_j w elementarnej warstwie złoża opisanego modelem zastępczym. W zmodyfikowanym modelu, podobnie jak w modelu Mackiego, zastosowano – w zależności od opisywanego etapu filtrowania – jeden z dwóch modeli idealnych: kulisty lub kapilarny, lub też ich kombinację. Liczba elementarnych komórek modelu idealnego przyjęto jako równą liczbie sześcianów N_k w jednostce powierzchni elementarnej warstwy złoża.

6.3. MODEL IDEALNY KULISTY

Jak już wspomniano w rozdziale 2.2, elementarną komórkę w modelu kulistym stanowiły kula o średnicy równej średnicy kul przyjętej w modelu zastępczym oraz pusta przestrzeń otaczająca tę kulę. Grubość tej przestrzeni jest ograniczona od wewnątrz przez sferę o promieniu równym promieniowi kuli, od zewnątrz natomiast przez sferę o promieniu b wyznaczonym z równania:

$$b = d/(1 - \varepsilon)^{1/3} \quad (6.14)$$

Długość promienia b jest tak dobrana, aby objętość pustej przestrzeni wokół kuli podzielona przez objętość całej elementarnej komórki była równa porowatości w modelu zastępczym i zarazem średniej porowatości w złożu naturalnym.

Porowatość elementarnej komórki i złoża zastępczego, ale także średnica kuli w modelu idealnym i zastępczym będą takie same. Do opisu przepływu strumienia cieczy zastosowano model Happela. Opisuje on przepływ cieczy wokół kuli z uwzględnieniem wpływu innych kul znajdujących się w złożu. Matematyczny opis modelu Happela przedstawiono wraz z warunkami ograniczającymi w równaniach (2.38)–(2.40). Równania składowych prędkości przepływu cieczy i liczbę elementarnych komórek w elementarnej warstwie złoża przedstawiono w równaniach (2.52)–(2.56). Schemat graficzny elementarnej komórki w modelu kulistym przedstawiono na rysunku 3.1 w rozdziale 3. Założenia modelu Happela [51, 140] opisano w rozdziale 2.2.2 niniejszej rozprawy.

Powiązanie efektywności zatrzymywania cząstek w elementarnej warstwie E_j w modelu fikcyjnym oraz w elementarnej komórce η_j idealnego modelu kulistego, przy założeniu, iż przepływ przez wszystkie komórki w elementarnej warstwie jest

taki sam, można wyznaczyć w następujący sposób. Przyjmując, że do elementarnej komórki modelu idealnego dopływa ciecz przez powierzchnię przekroju koła o promieniu b , można zapisać, że objętość cząstek zatrzymanych w j -tej elementarnej komórce złoża idealnego modelu kulistego w jednostce czasu będzie wynosić $(\pi b^2 w C_{j-1} \eta_j)$. Stąd objętość cząstek zatrzymanych w jednostce powierzchni elementarnej warstwy złoża modelu zastępczego można wyznaczyć, mnożąc objętość cząstek zatrzymanych w elementarnej komórce złoża idealnego przez liczbę komórek N_k w jednostce powierzchni elementarnej warstwy złoża. Objętość cząstek dopływających do jednostki powierzchni elementarnej warstwy złoża w czasie można natomiast wyznaczyć jako $(w C_{j-1})$. W konsekwencji efektywność zatrzymywania cząstek w elementarnej warstwie E_j będzie wynosić:

$$E_j = \frac{N_k \pi b^2 w C_{j-1} \eta_j}{w C_{j-1}} = (N_k \pi b^2) \eta_j \quad (6.15)$$

Gdy uwzględnimy w równaniu (6.15) liczbę elementarnych komórek N_k w jednostce powierzchni elementarnej warstwy złoża wyznaczoną z równania (6.9) oraz promień b wyznaczony z równania (6.14), zależność pomiędzy efektywnością w elementarnej warstwie złoża E_j a efektywnością w elementarnej komórce η_j idealnego modelu kulistego będzie równa:

$$E_j = 1,209 \eta_j \quad (6.16)$$

Uwzględniając tę zależność w równaniu (6.13) oraz wyznaczając grubość elementarnej warstwy L_j z równania (6.8), można zapisać bezpośrednią zależność pomiędzy efektywnością zatrzymywania cząstek w elementarnej komórce złoża η_j modelu idealnego a wartością λ dla danej warstwy złoża, jako:

$$\lambda_{0,i,j} = \frac{1,5(1 - \varepsilon_0)^{1/3}}{d_j} \eta_{0,i,j}, \quad (6.17)$$

gdzie:

$i = 1, \dots, m$ – indeks określający grupę wielkości cząstek rozproszonych w zawiesinie,

$j = 1, \dots, n$ – indeks określający numer warstwy złoża.

Do obliczenia efektywności zatrzymywania cząstek w elementarnej komórce modelu idealnego zastosowano równanie matematyczne opracowane przez Rajagopalan i Tiena [136] dla modelu kulistego Happela, a następnie poprawione przez Tiena i Payatakesa [37, 154, 156]:

$$\eta_0 = 1,5 A_S (1 - \varepsilon_0)^{2/3} N_R^2 \left(\frac{2}{3} N_{Lo}^{\frac{1}{8}} N_R^{-\frac{1}{8}} + 2,25 \cdot 10^{-3} N_G^{1,2} N_R^{-2,4} \right) + 4 A_S^{1/3} (1 - \varepsilon_0)^{2/3} N_{Pe}^{-2/3} \quad (6.18)$$

gdzie:

N_R, N_G, N_{Pe} – bezwymiarowe współczynniki bezpośredniego zaczepiania, i sedimentacji oraz liczba Pecleta zdefiniowane w tabeli 2.2.2 w rozdziale 2.2.5,

N_{Lo} – liczba Londona zdefiniowana w tabeli 2.2.3 w rozdziale 2.2.6,

$$A_s = 2(1 - p^2)/\omega,$$

$$\omega = 2 - 3p + 3p^5 - 2p^6,$$

$$p = (1 - \varepsilon_0)^{1/3}.$$

Efektywność usuwania cząstek wynikającą tylko ze zjawiska adwekcji i mechanizmu bezpośredniego zaczepiania η_{bz} uwzględniono w równaniu (6.18) w następującej postaci:

$$\eta_{bz} = \frac{2\pi\psi_{gr}C_0}{\pi b^2 w_{rz} C_0} \approx 1,5 N_R^2 (1 - \varepsilon_0)^{2/3} A_s \quad (6.19)$$

Równanie to jest bezpośrednią konsekwencją zaprezentowanego na rysunku 3.1 osiowosymetrycznego przepływu strumienia cieczy przez powierzchnię koła, na obwodzie którego wartość funkcji prądu jest stała i wynosi ψ_{gr} . ψ_{gr} odpowiada linii prądu przechodzącej przez punkt o współrzędnych $\left[r_0 + r_{cz}, \frac{\pi}{2}\right]$ (rys. 3.1). Przepływ przez powierzchnię koła o stałej wartości ψ_{gr} na obwodzie wynosi $(2\pi\psi_{gr})$. Funkcję prądu ψ uwzględniono zgodnie z równaniem (2.41), zastępując współczynnik A wartością $(w_{rz}r_0^2/2)$, jak w modelu Happela.

Efektywność wywołaną tylko zjawiskiem dyfuzji i ruchami Browna uwzględniono w równaniu (6.19) w postaci opracowanej wcześniej [179]:

$$\eta_{dyf} = 4A_s^{1/3} (1 - \varepsilon_0)^{2/3} N_{Pe}^{-2/3} \quad (6.20)$$

Pozostałe mechanizmy uwzględniono, przyjmując, że układy sił i momentów działających na cząstkę zerują się, tak jak w równaniu (2.74) i (2.75), gdyż przepływ odbywa się w warunkach ruchu laminarnego i cząstki poruszają się ruchem jednostajnym.

Uwzględniono siły spowodowane grawitacją, inercją, adwekcją, oporami hydrodynamicznymi oraz siły powierzchniowe Londona. Na tej podstawie opracowano równanie różniczkowe, pozwalające wyznaczyć współrzędne trajektorii granicznej oraz kąt θ_{gr} (rys. 3.1). Znając kąt θ_{gr} , można wyznaczyć efektywność transportu cząstek z równania:

$$\eta_0 = \frac{A_1}{A_2} = \frac{\pi w_{rz} (b \sin \theta_{gr})^2 C_0}{\pi b^2 w_{rz} C_0} = \sin^2 \theta_{gr} \quad (6.20a)$$

Oznaczenia takie jak na rysunku 3.1 w rozdziale 3.

Następnie obliczono numerycznie efektywności zatrzymywania cząstek η_0 przy założeniu, iż tylko jeden z mechanizmów jest dominujący, a pozostałe są pomijalne. Na podstawie tych wyników wykreślono wykresy, które posłużyły do opracowania rozwiązania analitycznego w postaci równania (6.18), przy założeniu, że efektywność wywołana mechanizmem bezpośredniego zaczepiania jest zgodna z równaniem (6.19), a efektywność mechanizmu transportu wywołana zjawiskiem dyfuzji i ruchami Browna zgodna z równaniem (6.20).

Równanie (6.18) uwzględnia zatem mechanizmy bezpośredniego zaczepiania cząstek, sedimentacji, dyfuzji oraz wywołane oporami hydrodynamicznymi i siłami Londona na transport cząstek. Opisuje zatem wszystkie mechanizmy transportu dominujące w procesie usuwania, tak drobniejszych, jak też grubszych cząstek. Równanie to było wielokrotnie weryfikowane dla czystego złoża z dość dobrymi efektami.

6.4. MODEL KAPILARNY

Idealny model kapilarny jako elementarną komórkę złoża przyjmuje sześciian z wydrążonym wewnątrz otworem o kształcie walca. Wymiary elementarnej komórki modelu kapilarnego zostały tak dobrane, aby zachowane były podobne warunki przepływu jak w elementarnej warstwie modelu zastępczego. W tym celu w modelu kapilarnym przyjęto taką samą długość boku sześcianu jak wysokość elementarnej warstwy złoża i wyznaczono ją z równania (6.8).

Promień walca R_0 w modelu kapilarnym dobrano tak, aby była ona równa porowatości złoża zastępczego, a więc aby objętość otworu (walca) podzielona przez objętość elementarnej komórki, czyli sześcianu o boku L_j , była równa porowatości elementarnej warstwy złoża w modelu zastępczym, stąd:

$$\pi R_0^2 L_j = L_j^3 \epsilon_0 \quad (6.21)$$

$$R_0 = L_j \sqrt{\frac{\epsilon_0}{\pi}} \quad (6.22)$$

W trakcie filtrowania cząstki zawiesiny osadzają się na powierzchniach ziaren złoża, czego efektem jest przyrost stężenia osadu oraz zmniejszanie się przestrzeni porowatych w złożu. W modelu kapilarnym zmniejszeniu ulega objętość walca (kapilary). Najprostsza postać modelu kapilarnego [156] uwzględniona w opisie matematycznym Mackiego zakłada, że promień kapilary zmniejsza się podczas filtrowania równomiernie wzdłuż całej długości kapilary.

Objętość przestrzeni wewnątrz kapilary przez cały czas trwania procesu zachowuje kształt walca, zmniejsza się natomiast promień jego podstawy R . Przyjmując takie założenie i zakładając, że porowatość osadu wynosi ε_d , promień kapilary R przy dowolnym stężeniu osadu σ można obliczyć z równania:

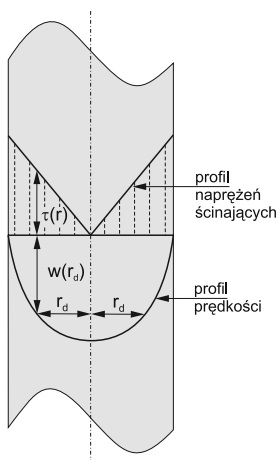
$$R = L_j \sqrt{\frac{\varepsilon_0 - \sigma / (1 - \varepsilon_d)}{\pi}} \quad (6.23)$$

Dla przepływu laminarnego bezpośredniego wewnątrz kapilary ($Re < 2300$), a z takim głównie mamy do czynienia podczas filtrowania, zgodnie z prawem Hagena-Poiseuille'a [9, 173], prędkość przepływu cieczy osiąga największą wartość w środku kapilary i parabolicznie maleje, aż do osiągnięcia wartości zerowej bezpośrednio przy ścianie kapilary. Profil taki przedstawiono na rysunku 6.1. Prędkość przepływu cieczy $v(r_d)$ dla takiego profilu można obliczyć w dowolnym punkcie w odległości r_d od osi kapilary za pomocą równania:

$$w(r_d) = \frac{2q}{\pi R^4} (R^2 - r_d^2), \quad (6.24)$$

gdzie:

q – natężenie przepływu przez kapilarę.



Rys. 6.1. Profile prędkości przepływu i naprężenia ścinającego w przepływie laminarnym przez kapilarę

Wyznaczenie prędkości przepływu w dowolnym punkcie kapilary za pomocą równania (6.24) pozwala również na wyznaczenie prędkości ścinania oraz naprężenia ścinającego w dowolnym punkcie kapilary. Szybkość ścinania wyraża granicę stosunku względnej różnicy prędkości między sąsiadującymi warstwami płynu do odległości między nimi. W przypadku ruchu laminarnego będzie to gradient prę-

kości w kierunku normalnym do kierunku przepływu cieczy. W przypadku przepływu wewnątrz kapilary opisanego równaniem (6.24), szybkość ścinania można wyznaczyć jako pochodną prędkości przepływu po promieniu wodzącym r_d , zgodnie z zapisem:

$$\gamma(r_d) = \frac{\partial w(r_d)}{\partial r_d} = -r_d \frac{4q}{\pi R^4} \quad (6.25)$$

Zgodnie z powyższym równaniem, parametr szybkości ścinania, odwrotnie jak to było w przypadku profilu prędkości, osiągnie wartość maksymalną przy ścianie kapilary, natomiast w samym środku kapilary osiągnie wartość równą zeru. Z równania (6.25) wynika liniowa zależność szybkości ścinania od odległości od osi kapilary. Szybkość ścinania przy samej ścianie można obliczyć, wstawiając do równania (6.25) w miejsce r_d długość promienia kapilary R . Dla dalszych celów obliczeniowych istotna jest wartość skalarna prędkości ścinania. Dlatego prędkość ścinania przy ścianie kapilary zapisano wzorem:

$$\lambda(R) = \frac{4q}{\pi R^3}, \quad (6.26)$$

gdzie:

- γ_a – prędkość ścinania,
- q – przepływ przez kapilarę,
- R – promień kapilary.

Z pojęciem szybkości ścinania ściśle wiąże się pojęcie naprężenia ścinającego, wyrażające odkształcenia ciała spowodowane naprężeniem stycznym do jego powierzchni. Zgodnie z definicją naprężenie ścinające będzie ilorazem siły ścinającej podzielone przez pole przekroju poprzecznego. Zgodnie z równaniem Newtona, siła stycznie przyłożona do powierzchni cieczy A jest wprost proporcjonalna do tej powierzchni i do prędkości ścinania, zgodnie ze wzorem:

$$F(r_d) = \mu A \gamma(r_d) \quad (6.27)$$

Lepkość we wzorze (6.27) jest współczynnikiem proporcjonalności, który dla tak zwanych cieczy newtonowskich pozostaje wyłącznie funkcją temperatury, zmienia się natomiast wraz z prędkością ścinania (w przypadku cieczy nienewtonowskich). Ciecz przyjęta w naszym modelu spełnia prawo Newtona i jej lepkość jest niezależna od zmieniającej się prędkości ścinania.

Zgodnie z definicją naprężenia ścinającego, jego wartość możemy wyznaczyć, dzieląc siłę $F(r_d)$ przez powierzchnię A , co przy uwzględnieniu wzoru (6.27) daje:

$$\tau(r_d) = \mu \gamma(r_d) = \mu \frac{4qr_d}{\pi R^4} \quad (6.28)$$

Zgodnie ze wzorem (6.28) naprężenie ścinające przy samej ścianie kapilary będzie wynosić:

$$\tau(R) = \mu \frac{4q}{\pi R^3} \quad (6.29)$$

Przechodząc z modelu zastępczego do modelu idealnego kulistego, przyjęto, że porowatość i średnia prędkość wewnątrz porów będą takie same w elementarnej komórce modelu idealnego i w złożu zastępczym, stąd przepływ przez pojedynczą kapilarę wyznaczono jako:

$$q = \frac{w}{\varepsilon_0} (\pi R^2) \quad (6.30)$$

Uwzględniając tak wyznaczony przepływ przez pojedynczą kapilarę, możemy obliczyć naprężenie ścinające działające na cząstkę przy ścianie kapilary jako:

$$\tau(R) = \mu \frac{4w}{\varepsilon_0 R} \quad (6.31)$$

Prosty model kapilarny w obliczeniach efektywności transportu cząstek zawieszonych w obszar działania sił adhezji w elementarnej komórce złoża uwzględnia tylko jeden mechanizm – bezpośrednie zaczepianie. Model ten przyjmuje, że cząstki, które mogłyby się znaleźć w odległości równej promieniowi tych cząstek lub mniejszej od ścianki kapilary, znajdują się zarazem w obszarze działania sił adhezyjnych. Tak więc w przypadku stuprocentowej efektywności adhezji wszystkie te cząstki zostaną zatrzymane w elementarnej komórce złoża, natomiast pozostałe przeplną do kolejnej warstwy złoża.

Przyjmując, że stężenie zawiesziny dopływające do elementarnej komórki złoża jest jednakowe w całym przekroju poprzecznym kapilary, liczba cząstek, które znajdują się w odległości równej promieniowi tych cząstek lub bliższej od ścianki kapilary, w stosunku do liczby wszystkich cząstek dopływających do jednostkowego elementu złoża w jednostce czasu, będzie równa efektywności transportu w elementarnej komórce złoża. Iloraz ten będzie w takiej samej proporcji jak natężenie przepływu q_{rd} cieczy przez powierzchnię pierścienia wyznaczonego przez ściankę kapilary i okrąg o promieniu mniejszym od promienia kapilary o promień cząstki do natężenia przepływu q przez całą powierzchnię poprzeczną kapilary. Iloraz tych dwóch przepływów można wyznaczyć z równania:

$$\eta_t = \frac{q_{rd}}{q} = \left[1 - \frac{(R - r_i)^2}{R^2} \right]^2, \quad (6.32)$$

gdzie:

- η_i – współczynnik efektywności transportu cząstek w obszar sił adhezyjnych,
- r_i – promień cząstki należącej do i -tej grupy,
- q_{rd} – natężenie przepływu przez powierzchnię pierścienia wyznaczonego przez ściankę kapilary i okrąg o promieniu mniejszym od promienia kapilary o promień cząstki.

Ponieważ wymiary elementarnej komórki w kapilarnym modelu idealnym ściśle wypełniają elementarną warstwę złoża i są identyczne, można przyjąć, że efektywność zatrzymywania cząstek w elementarnej warstwie modelu E_j będzie równa efektywności w elementarnej komórce kapilarnego modelu idealnego, zgodnie z zapisem:

$$E_j = \eta_j \quad (6.33)$$

Stąd w przypadku modelu kapilarnego można zapisać równanie (6.12) jako:

$$\lambda_j = -\frac{1}{L_j} \ln(1 - \mu_j) \quad (6.34)$$

6.5. POCZĄTKOWY WSPÓŁCZYNNIK EFEKTYWNOŚCI FILTROWANIA λ_0

W algorytmie zaproponowanym przez Mackiego [109] parametr λ_0 występujący w równaniu (3.5) obliczany jest bezpośrednio z równań (3.8)–(3.9) opisu matematycznego opartego na modelu kulistym. Jednak ze względu na rozbieżność obliczonych w ten sposób wartości λ_0 i wyznaczonych podczas opisanych w dalszej części pracy eksperymentów przyjęto inny tok obliczeniowy. Wartość λ_0 podobnie jak pozostałe współczynniki empiryczne występujące w równaniu (3.5), wyznaczono eksperymentalnie dla określonych warunków filtrowania (nazywanych warunkami odniesienia), a dopiero na tej podstawie – w oparciu o obliczenia teoretyczne – wyznaczono jego wartość w nowych warunkach filtrowania (uziarnienie złoża, rozkład wielkości cząstek, prędkość filtracji, temperatura). Przyjęto, że efektywność adhezji α zdefiniowana w równaniu (2.86) jest niższa od 100% i że dla tej samej wielkości cząstek nie uległa zmianie i pozostaje taka sama w nowych warunkach filtrowania, jak i w warunkach odniesienia. Zgodnie z równaniem (2.86) efektywność adhezji nie zależy od żadnego ze zmienianych parametrów: uziarnienia złoża, prędkości filtracji i temperatury. Występujące w równaniach (2.82) i (2.84) N_{Lo} i N_{El} : współczynnik lepkości i prędkość filtracji redukują się przy obliczaniu współczynnika α zgodnie z równaniem (2.86).

Współczynnik α głównie zależy od potencjałów powierzchniowych cząstek i ziaren oraz wielkości cząstek. Zakładając zatem, iż wartość współczynnika α po-

zostanie taka sama dla określonej grupy wielkości cząstek, możemy stwierdzić, iż współczynnik λ_0 w warunkach odniesienia i współczynnik λ_0 w nowych warunkach (uziarnienie złoza, rozkład wielkości cząstek, prędkość filtracji, temperatura) będą w takiej samej proporcji jak współczynnik λ_0 w warunkach odniesienia i współczynnik λ_0 w nowych warunkach obliczony dla 100% efektywności zatrzymywania cząstek o danej wielkości. Zależność tę możemy zapisać jako:

$$\lambda_{0i} = \lambda_{0,\text{exp,ref},i} \frac{\lambda_{0,c,i} \alpha_{\text{ref},i}}{\lambda_{0,\text{ref},c,i} \alpha_{\text{ref},i}} = \lambda_{0,\text{exp,ref},i} \frac{\lambda_{0,c,i}}{\lambda_{0,\text{ref},c,i}}, \quad (6.35)$$

gdzie:

- $\lambda_{0,\text{exp,ref},i}$ – wartość λ_0 uzyskana podczas eksperymentów dla i -tej grupy wielkości cząstek w warunkach odniesienia przy efektywności adhezji niższej od 100% dla czystego złoza,
- $\lambda_{0,i}$ – wartość λ_0 obliczona dla zmienionych warunków filtrowania (uziarnienia złoza, rozkładu wielkości cząstek, prędkości filtracji i temperatury) dla i -tej grupy wielkości cząstek, ale przy zachowaniu takiej samej efektywności adhezji, jak podczas eksperymentów w warunkach odniesienia dla czystego złoza,
- $\lambda_{0,c,i}$ – wartość λ_0 wyznaczona z obliczeń modelu kulistego dla zmienionych warunków filtrowania (uziarnienia złoza, rozkładu wielkości cząstek, prędkości filtracji i temperatury) dla i -tej grupy wielkości cząstek przy 100% efektywności adhezji dla czystego złoza,
- $\lambda_{0,\text{ref},c,i}$ – wartości λ_0 wyznaczone z obliczeń modelu kulistego w warunkach filtrowania takich samych jak podczas eksperymentów w warunkach odniesienia dla i -tej grupy wielkości cząstek przy 100% efektywności adhezji dla czystego złoza,
- $\alpha_{\text{ref},i}$ – współczynnik efektywności adhezji taki sam podczas eksperymentów w warunkach odniesienia, jak i w nowych warunkach filtrowania dla i -tej grupy wielkości cząstek dla czystego złoza.

Wartości $\lambda_{0,\text{ref},c,i}$, $\lambda_{0,c,i}$ obliczono na podstawie modelu zastępczego i kulistego modelu idealnego Happela, stosując do wyznaczenia efektywności transportu η , opis matematyczny Tiena i Payatakesa, zapisany równaniem (6.18), oraz do przejścia z modelu kulistego idealnego przez model zastępczy do współczynnika efektywności λ_0 równanie (6.17). Zastosowany opis matematyczny Tiena i Payatakesa przy obliczaniu efektywności mechanizmu transportu w obszar działania sił adhezji uwzględnia mechanizm bezpośredniego zaczepiania, grawitacji, dyfuzji oraz siły Londona. Dwa pierwsze mechanizmy będą dominować przy cząstkach większych od 1 mikrometra. Przy cząstkach mniejszych od 1 mikrometra pewną rolę zaczną odgrywać także dwa pozostałe mechanizmy. Model Mackiego pomijał całkowi-

cie dwa ostatnie mechanizmy, jednak – aby w zmodyfikowanym modelu uwzględnić cząstki o wielkościach zbliżonych do 1 mikrometra – bezpieczniej jest mechanizmy te uwzględnić.

6.6. WYZNACZENIE WSPÓŁCZYNNIKÓW λ_0 DLA ZŁOŻA NATURALNEGO W OKREŚLONYCH WARUNKACH BADAWCZYCH

Zazwyczaj w warunkach naturalnych złoża nie jest idealnie jednorodne, zgodnie z opisem przedstawionym w rozdziale 2.2.9. Zastosowanie wzorów wyprowadzonych dla złóż fikcyjnych wymaga zastąpienia rzeczywistego złoża naturalnego odpowiednim złożem fikcyjnym. Złoże fikcyjne będzie składać się z kul o średnicy równej średnicy ekwiwalentnej złoża naturalnego. Niewątpliwie jednak stanowi to spore uproszczenie, szczególnie jeżeli niejednorodność ziaren w złożu jest znaczna, w niektórych przypadkach może to generować błędy.

W niniejszym modelu złoże fikcyjne podzielono na cztery warstwy, z których każda wypełniona jest kulkami o innej średnicy. Jedna warstwa wypełniona jest kulkami o jednakowej średnicy. Tak więc dla każdej z warstw złoża wartość λ_0 , która znacząco zależy od wielkości ziaren złoża, będzie inna. Dysponując możliwością pomiaru jakości wody pomiędzy danymi warstwami złoża, można precyzyjnie wyznaczyć dla określonych warunków filtrowania panujących podczas eksperymentów uśrednione wartości λ_0 dla poszczególnych warstw złoża. W wielu przypadkach pomiar taki jest niemożliwy, a do tego trudny do przeprowadzenia bez obarczenia go znacznym błędem. Wynika on między innymi z wpływu poboru próbki na warunki przepływu cieczy w kolumnie filtracyjnej oraz trudnej do zachowania reprezentatywności pobieranej próbki. Opracowany opis matematyczny pozwala wyznaczyć wartości λ_0 dla poszczególnych warstw złoża niejednorodnego dla zmierzonych wartości stężeń zawiesiny na wlocie i wylocie z filtra, bez informacji o wynikach pomiarów na danych głębokościach.

Założono, że w naturalnych warunkach efektywność adhezji złoża czystego w wielu przypadkach będzie niższa od 100%. Stąd zgodnie z definicją przedstawioną w równaniu (2.89) współczynnik $\lambda_{0,i}$ dla niższej niż 100% efektywności adhezji będzie równy iloczynowi współczynnika $\lambda_{0,i,fav}$ oraz współczynnika efektywności adhezji α . Założono, że główną różnicą pomiędzy warstwami złoża jest wielkość ziaren wypełniających te warstwy. Zgodnie z równaniem (2.89) przyjęto, iż współczynnik α jest niezależny od uziarnienia. Tym samym możliwe było zapisanie proporcji:

$$\frac{\lambda_{0,i,l}}{\lambda_{0,i,s}} = \frac{\lambda_{0,i,l,c}}{\lambda_{0,i,s,c}} \alpha = \frac{\lambda_{0,i,l,c}}{\lambda_{0,i,s,c}}, \quad (6.36)$$

gdzie:

- $\lambda_{0,i,s}$ – wartość λ_0 dla i -tej grupy wielkości cząstek oraz s -tej warstwy złoża zastępczego w określonych warunkach filtrowania przy efektywności adhezji niższej od 100% dla czystego złoża,
- $\lambda_{0,i,1}$ – wartość λ_0 dla i -tej grupy wielkości cząstek oraz 1-ej warstwy złoża zastępczego w określonych warunkach filtrowania przy efektywności adhezji niższej od 100% dla czystego złoża,
- $\lambda_{0,i,s,c}$ – wartość λ_0 wyznaczona z obliczeń modelu kulistego dla określonych warunków filtrowania dla i -tej grupy wielkości cząstek oraz s -tej warstwy złoża zastępczego przy 100% efektywności adhezji dla czystego złoża,
- $\lambda_{0,i,1,c}$ – wartość λ_0 wyznaczona z obliczeń modelu kulistego dla określonych warunków filtrowania dla i -tej grupy wielkości cząstek oraz 1-ej warstwy złoża zastępczego przy 100% efektywności adhezji dla czystego złoża,
- $\alpha_{\text{ref},i}$ – współczynnik efektywności adhezji taki sam dla wszystkich warstw złoża (niezależny od wielkości ziaren) dla i -tej grupy wielkości cząstek dla czystego złoża.

Zgodnie z równaniem (6.36) współczynniki $\lambda_{0,i,s}$ dla pierwszej warstwy oraz dowolnej s -tej warstwy w złożu są w takiej samej proporcji jak współczynniki $\lambda_{0,i,s,c}$ dla tych samych warstw, obliczone na podstawie modelu kulistego dla tej samej wielkości cząstek zawiesiny w tych samych warunkach filtrowania, ale przy 100% efektywności adhezji. Założenie to wydaje się prawdziwe, gdyż przez poszczególne warstwy czystego złoża przepływają cząstki o tych samych właściwościach. Z równania (6.36) wynika zatem bezpośrednio zależność:

$$\lambda_{0,i,s} = \lambda_{0,i,1} \frac{\lambda_{0,i,s,c}}{\lambda_{0,i,1,c}}, \quad (6.37)$$

która pozwala na wyznaczenie współczynnika $\lambda_{0,i}$ dla dowolnej warstwy w złożu zastępczym w oparciu o obliczenia modelem kulistym dla 100% efektywności adhezji oraz znaną wartość $\lambda_{0,i,1}$ dla pierwszej warstwy złoża.

W równaniach:

$$\ln \left(\frac{C_{i,n}}{C_{i,0}} \right) = \ln \left(\frac{C_{i,n}}{C_{i,n-1}} \frac{C_{i,n-1}}{C_{i,n-2}} \dots \frac{C_{i,s}}{C_{i,s-1}} \dots \frac{C_{i,2}}{C_{i,1}} \frac{C_{i,1}}{C_{i,0}} \right), \quad (6.38)$$

$$\ln \left(\frac{C_{i,n}}{C_{i,0}} \right) = \ln \left(\frac{C_{i,n}}{C_{i,n-1}} \right) + \ln \left(\frac{C_{i,n-1}}{C_{i,n-2}} \right) + \dots + \ln \left(\frac{C_{i,s}}{C_{i,s-1}} \right) + \dots + \ln \left(\frac{C_{i,1}}{C_{i,0}} \right), \quad (6.39)$$

rozpisano logarytm naturalny ilorazu stężenia zawiesiny na wlocie i wylocie z całego złoża do postaci sumy logarytmów naturalnych ilorazów stężeń na wlocie i wylocie do i z warstw złoża zastępczego.

Uwzględniając wzór:

$$\lambda_{0,i,s} = -\frac{1}{L_s} \ln \frac{C_{i,s}}{C_{i,s-1}}, \quad (6.40)$$

równanie (6.39) można zapisać w postaci sum iloczynów współczynnika $\lambda_{0,i}$ i wysokości warstw złoża zastępczego L_s równaniem:

$$\ln \left(\frac{C_{i,n}}{C_{i,0}} \right) = -\lambda_{0,i,n} L_n \dots - \lambda_{0,i,s} L_s \dots - \lambda_{0,i,1} L_1 \quad (6.41)$$

Przekształcając matematycznie równanie (6.41) i zastępując wartości $\lambda_{0,i,s}$ dla warstw oprócz pierwszej warstwy wzorem (6.37), uzyskano:

$$\ln \left(\frac{C_{i,n}}{C_{i,0}} \right) = -(\lambda_{0,i,1} L_1 + \dots + \lambda_{0,i,s} L_s + \dots + \lambda_{0,i,n} L_n), \quad (6.42)$$

$$\ln \left(\frac{C_{i,n}}{C_{i,0}} \right) = -\left(\lambda_{0,i,1} L_1 + \dots + \lambda_{0,i,1} \frac{\lambda_{0,i,s,c}}{\lambda_{0,i,1,c}} L_s + \dots + \lambda_{0,i,1} \frac{\lambda_{0,i,n,c}}{\lambda_{0,i,1,c}} L_n \right), \quad (6.43)$$

$$\ln \left(\frac{C_{i,n}}{C_{i,0}} \right) = -\frac{\lambda_{0,i,1}}{\lambda_{0,i,1,c}} (\lambda_{0,i,1,c} L_1 + \dots + \lambda_{0,i,s,c} L_s + \dots + \lambda_{0,i,n,c} L_n) \quad (6.44)$$

Prawa strona równania (6.44) zależy od wysokości poszczególnych warstw złoża L_s , współczynników $\lambda_{0,i,s,c}$ obliczonych z modelu kulistego dla 100% efektywności adhezji dla warstw złoża zastępczego oraz od współczynnika $\lambda_{0,i,1}$ dla pierwszej warstwy przy efektywności adhezji niższej od 100%. Przenosząc na lewą stronę współczynnik $\lambda_{0,i,1}$, uzyskano:

$$\lambda_{0,i,1} = -\frac{\ln \left(\frac{C_{i,n}}{C_{i,0}} \right) \lambda_{0,i,1,c}}{(\lambda_{0,i,1,c} L_1 + \dots + \lambda_{0,i,s,c} L_s + \dots + \lambda_{0,i,n,c} L_n)} \quad (6.45)$$

Prawą stronę równania (6.45) podstawiono do równania (6.37) i otrzymano:

$$\lambda_{0,i,s} = -\frac{\ln \left(\frac{C_{i,n}}{C_{i,0}} \right) \lambda_{0,i,1,c}}{(\lambda_{0,i,1,c} L_1 + \dots + \lambda_{0,i,s,c} L_s + \dots + \lambda_{0,i,n,c} L_n)} \frac{\lambda_{0,i,j,c}}{\lambda_{0,i,1,c}}, \quad (6.46)$$

gdzie:

- $i = 1, \dots, m$ – indeks określający grupę wielkości cząstek rozproszonych w zawiesinie zastępczej,
- $s = 1, \dots, n$ – indeks określający numer warstwy złoża zastępczego,
- $C_{i,s}$ – stężenie cząstek i -tej grupy wielkości w zawiesinie wypływającej z s warstwy czystego złoża i dopływającej do warstwy $s + 1$,
- L_s – s -ta warstwa złoża.

Za pomocą wzoru (6.46) możemy wyznaczyć wartości $\lambda_{0,i,s}$ dla określonych grup wielkości cząstek oraz poszczególnych warstw złoża zastępczego, znając tylko stężenie cząstek o danej wielkości na wlocie i wylocie z filtra oraz obliczając $\lambda_{0,i,s,c}$ z równania (6.17) modelu kulistego dla 100% efektywności adhezji, oraz znając wysokości poszczególnych warstw złoża zastępczego L_s o różnych uziarnieniach.

6.7. CHARAKTERYSTYCZNE STĘŻENIA OSADU σ_m, σ_{gr}

Do wyznaczenia funkcji $\lambda(\sigma)$ opisanej równaniem (6.5) oprócz wartości λ_0 konieczna jest znajomość charakterystycznych wartości stężeń osadu σ_m, σ_{gr} . Podobnie jak w opisanym w rozdziale 3 modelu Mackiego [109], opis matematyczny wymaga eksperymentalnego wyznaczenia wartości σ_m, σ_{gr} dla przyjętych warunków odniesienia. Następnie dla dowolnych innych warunków (uziarnienie złoża, rozkład wielkości cząstek, prędkość filtracji i temperatura) procesu filtrowania wyznaczane są już tylko zmiany wartości charakterystycznych stężeń osadu względem eksperymentalnie wyznaczonych ich wartości w warunkach odniesienia.

W przedstawionym wcześniej modelu Mackiego zmiany wartości σ_m, σ_{gr} wynikające ze zmian warunków filtrowania wyznaczono na podstawie równania modelu kapilarnego, przy zachowaniu takiej samej wartości siły oporów hydrodynamicznych działających na cząstkę znajdującą się przy samej ścianie kapilary. Dla przepływu laminarnego równanie zaproponowane przez Lorda Reighleya przyjmuje liniową zależność siły oporu hydrodynamicznego od iloczynu prędkości przepływu i lepkości cieczy. W związku z tym w modelu Mackiego przyjęto tę samą wartość iloczynu lepkości cieczy i prędkości cieczy w odległości od ścianki kapilary równej promieniowi cząstki.

W zmodyfikowanym modelu zmiany wartości σ_m, σ_{gr} wynikające ze zmian warunków filtrowania również wyznaczono, uwzględniając równania modelu kapilarnego, jednak przy zachowaniu nie takiej samej siły oporów hydrodynamicznych działających na cząstkę przy powierzchni kapilary, lecz przy zachowaniu takiego samego naprężenia ścinającego działającego na cząstkę przy ścianie kapilary. Wielu

autorów sugeruje, że parametr naprężenia ścinającego bardzo dobrze opisuje warunki hydrodynamiczne i związane z nim usuwanie cząstek.

W zmodyfikowanym modelu przyjęto, że dla poszczególnych grup wielkości cząstek w warunkach filtrowania, umownie nazwanych warunkami odniesienia, zostaną wyznaczone eksperymentalnie przebiegi funkcji $\lambda(\sigma)$ i zostaną dopasowane do nich (metodą najmniejszych kwadratów) wartości współczynników empirycznych zgodne z równaniem (6.5). Z tak opracowanych opisów matematycznych przebiegów funkcji $\lambda(\sigma)$ odczytane zostaną wartości stężeń osadu $\sigma_{m,i}$ i $\sigma_{gr,i}$ dla poszczególnych grup wielkości cząstek. Warunki odniesienia panujące podczas eksperymentów charakteryzować się będą określonymi: prędkością filtracji, wielkością ziaren, temperaturą, porowatością złoża oraz rozkładem wielkości cząstek rozproszonych w zawieszynie. Przyjęto, iż ewentualne pozostałe parametry charakteryzujące proces filtrowania pozostaną zachowane lub ich zmiany nie będą istotnie wpływać na przebieg procesu.

Znając eksperymentalnie wyznaczone wartości σ_m i σ_{gr} dla określonych warunków filtrowania, na podstawie modelu zastępczego i idealnego modelu kapilarnego oraz opisanego wcześniej sposobu przejścia z jednego modelu do drugiego, zostanie wyznaczona średnica kapilary w elementarnej komórce złoża modelu kapilarnego, przy której stężenie osadu będzie równe σ_m i σ_{gr} . Zgodnie z wcześniejszym opisem przedstawionym w rozdziale 6.2, przechodząc z opisu makroskopowego do modelu zastępczego, należy wyznaczyć liczbę elementarnych komórek w elementarnej warstwie za pomocą równania (6.9). Dla określonej porowatości początkowej złoża oraz wielkości ziaren można wyznaczyć z równania (6.8) wielkość elementarnej komórki będącej sześcianiem o długości boku L_j , przy założeniu, iż wszystkie komórki w elementarnej warstwie złoża są identyczne.

Przejście z modelu zastępczego do modelu idealnego kapilarnego szczegółowo opisano już wcześniej. Z równania (6.23) można obliczyć promień kapilary w modelu idealnym przy stężeniach osadu $\sigma_{m,ref}$ i $\sigma_{gr,ref}$ wyznaczonych eksperymentalnie dla określonych warunków i parametrów filtrowania oraz dla przyjętych w tych eksperymentach porowatości i wielkości ziaren. Dla dowolnych innych warunków filtrowania opisanych przez nową porowatość początkową oraz wielkość ziaren, z równania (6.8) można obliczyć odpowiadającą tym warunkom nową długość boku L_j elementarnej komórki w idealnym modelu kapilarnym, równą wysokości elementarnej warstwy złoża.

Zmianie parametrów filtrowania, takich jak: prędkość filtracji, temperatura, średnica ziaren, porowatość początkową złoża, towarzyszyć będzie zmiana wartości σ_m i σ_{gr} . Założono więc, iż wartości stężeń osadu σ_m i σ_{gr} w zmienionych warunkach filtrowania zostaną osiągnięte przy zachowaniu takich samych wartości naprężeń ścinających, działających na cząstki o danej wielkości przy powierzchni kapilary, zgodnie z zapisem:

$$\tau_{\text{ref}} = \tau \quad (6.47)$$

W ten sposób uwzględniono to, że to właśnie wzrost naprężenia ścinającego decydować będzie o tym, kiedy rozpocznie się etap, podczas którego cząstki przestają być zatrzymywane w warstwie złoża, oraz kiedy rozpocznie się etap, podczas którego efektywność zatrzymywania cząstek zaczyna drastycznie maleć aż do zera.

Niewątpliwy wpływ na nagły spadek zatrzymywania cząstek będzie mieć także zmieniająca się morfologia osadu. W późniejszym etapie prawdopodobnie warstwa osadu będzie charakteryzować się mniejszą chropowatością i bardziej zwartą strukturą. To może również przyczyniać się do ograniczenia wzrostu powierzchni właściwej oraz efektywności zatrzymywania cząstek. W modelu założono jednak, iż wpływ morfologii będzie raczej decydować o stopniowej zmianie efektywności, natomiast o nagłym spadku efektywności zatrzymywania cząstek decydować będą głównie graniczne wartości naprężenia ścinającego. Zachowanie ich wartości, zgodnie z równaniem (6.47), będzie decydować o rozpoczęciu się kolejnych etapów procesu filtrowania.

Wpływ morfologii będzie uwzględniony dzięki przyjęciu wartości wyznaczonych eksperymentalnie w warunkach odniesienia, nie będzie natomiast uwzględniony wpływ zmiany morfologii wynikającej z przyjęcia innych warunków filtrowania niż podczas wyznaczania współczynników eksperymentalnych. Uwzględniając w równaniu (6.47) wartość naprężenia ścinającego, działającego na cząstkę znajdującą się przy ścianie kapilary wyznaczoną ze wzoru (6.29), uzyskano:

$$v_{\text{ref}} \frac{4q_{\text{ref}}}{\pi R_{\text{ref}}^3} = v \frac{4q_n}{\pi R^3} \quad (6.48)$$

Uwzględniając w równaniu (6.48) promień kapilar ze wzoru (6.26), otrzymano:

$$v_{\text{ref}} \frac{4q_{\text{ref}}}{\pi L_{\text{ref}}^3 \left[\frac{\varepsilon_{0,\text{ref}} - \sigma_{gr,\text{ref}} / (1 - \varepsilon_d)}{\pi} \right]^{3/2}} = v \frac{4q}{\pi L^3 \left[\frac{\varepsilon_0 - \sigma_{gr} / (1 - \varepsilon_d)}{\pi} \right]^{3/2}} \quad (6.49)$$

Wstawiając do równania (6.49) długości boków L_j zgodnie ze wzorem (6.8), uzyskano:

$$\begin{aligned} & v_{\text{ref}} \frac{4q_{\text{ref}}}{\pi \left[\frac{4\pi}{3(1 - \varepsilon_{0,\text{ref}})} \right] r_{0,\text{ref}}^3 \left[\frac{\varepsilon_{0,\text{ref}} - \sigma_{gr,\text{ref}} / (1 - \varepsilon_d)}{\pi} \right]^{3/2}} = \\ & = v \frac{4q}{\pi \left[\frac{4\pi}{3(1 - \varepsilon_0)} \right] r_0^3 \left[\frac{\varepsilon_0 - \sigma_{gr} / (1 - \varepsilon_d)}{\pi} \right]^{3/2}} \end{aligned} \quad (6.50)$$

Równanie (6.50) przekształcono matematycznie do postaci:

$$v_{\text{ref}} \frac{q_{\text{ref}}}{r_{0,\text{ref}}^3 \left[\frac{\epsilon_0 - \sigma_{gr,\text{ref}} / (1 - \epsilon_d)}{(1 - \epsilon_{0,\text{ref}})^{2/3}} \right]^{3/2}} = v \frac{q}{r_0^3 \left[\frac{\epsilon_0 - \sigma_{gr} / (1 - \epsilon_d)}{(1 - \epsilon_0)^{2/3}} \right]^{3/2}}, \quad (6.51)$$

$$\left(\epsilon_0 - \frac{\sigma_{gr}}{(1 - \epsilon_d)} \right) = \left(\frac{v}{v_{\text{ref}}} \frac{q}{q_{\text{ref}}} \frac{r_{0,\text{ref}}}{r_0} \frac{(1 - \epsilon_{0,\text{ref}})}{(1 - \epsilon_0)} \right)^{2/3} \left(\epsilon_{0,\text{ref}} - \frac{\sigma_{gr,\text{ref}}}{(1 - \epsilon_d)} \right), \quad (6.52)$$

$$\sigma_{gr} = (1 - \epsilon_d) \left(\epsilon_0 - \left(\frac{qv}{q_{\text{ref}} v_{\text{ref}}} \frac{r_{0,\text{ref}}}{r_0} \frac{(1 - \epsilon_{0,\text{ref}})}{(1 - \epsilon_0)} \right)^{2/3} \left(\epsilon_{0,\text{ref}} - \sigma_{gr,\text{ref}} / (1 - \epsilon_d) \right) \right) \quad (6.53)$$

Wstawiając do wzoru (6.53) przepływ przez pojedynczą kapilarę q wyznaczony z równania (6.30), otrzymano:

$$\sigma_{gr} = (1 - \epsilon_d) \left\{ \epsilon_0 - \left[\frac{w \pi R_0^2 \epsilon_{0,\text{ref}} v}{w_{\text{ref}} \pi R_{0,\text{ref}}^2 \epsilon_0 v_{\text{ref}}} \frac{d_{0,\text{ref}}}{d_0} \frac{(1 - \epsilon_{0,\text{ref}})}{(1 - \epsilon_0)} \right]^{2/3} \left[\epsilon_{0,\text{ref}} - \frac{\sigma_{gr,\text{ref}}}{1 - \epsilon_d} \right] \right\} \quad (6.54)$$

Wstawiając promień „czystej” kapilary wyznaczony z równania (6.22) i wartość L_j wyznaczoną z równania (6.8), obliczono wartość stężenia osadu σ_{gr} w nowych warunkach filtrowania, takich jak: prędkość filtracji, lepkość, uziarnienie i porowatość czystego złoża, na podstawie wyznaczonej eksperymentalnie wartości stężenia osadu w określonych warunkach odniesienia ze wzoru:

$$\sigma_{gr} = (1 - \epsilon_d) \left\{ \epsilon_0 - \left(\frac{w \cdot v}{w_{\text{ref}} v_{\text{ref}}} \frac{r_0}{r_{0,\text{ref}}} \right)^{2/3} \left[\frac{(1 - \epsilon_{0,\text{ref}})}{(1 - \epsilon_0)} \right]^{10/9} \left(\epsilon_{0,\text{ref}} - \frac{\sigma_{gr,\text{ref}}}{1 - \epsilon_d} \right) \right\} \quad (6.55)$$

Model Mackiego do wyznaczenia wartości σ_{gr} w nowych warunkach filtrowania wymagał rozwiązywania równania uwikłanego. Równanie (6.55) ma postać niewykłaną, która pozwala na analityczne wyznaczenie stężenia osadu σ_{gr} w nowych warunkach.

Analogiczne wyprowadzenie jak dla σ_{gr} można przeprowadzić dla stężenia osadu σ_m . W konsekwencji σ_m można wyznaczyć z analogicznego wzoru:

$$\sigma_m = (1 - \epsilon_d) \left\{ \epsilon_0 - \left(\frac{w \cdot v}{w_{\text{ref}} v_{\text{ref}}} \frac{r_0}{r_{0,\text{ref}}} \right)^{2/3} \left[\frac{(1 - \epsilon_{0,\text{ref}})}{(1 - \epsilon_0)} \right]^{10/9} \left(\epsilon_{0,\text{ref}} - \frac{\sigma_{m,\text{ref}}}{1 - \epsilon_d} \right) \right\} \quad (6.56)$$

Jeżeli przy zachowaniu tej samej wartości naprężenia ścinającego poszukiwana wartość σ_m w nowych warunkach filtrowania, takich jak: lepkość i prędkość filtracji, będzie miała znak ujemny, co oczywiście jest niemożliwe z fizycznego punktu widzenia, oznacza to, że nawet przy czystej kapilarze naprężenie ścinające w każdym punkcie wewnątrz tej kapilary przyjmie wartości wyższe niż poszukiwana wartość. Można to zapisać następująco:

$$\sigma_m = (1 - \varepsilon_d) \left\{ \varepsilon_0 - \left(\frac{w \cdot v}{w_{\text{ref}} v_{\text{ref}}} \frac{r_0}{r_{0,\text{ref}}} \right)^{2/3} \left[\frac{(1 - \varepsilon_{0,\text{ref}})}{(1 - \varepsilon_0)} \right]^{10/9} \left(\varepsilon_{0,\text{ref}} - \frac{\sigma_{m,\text{ref}}}{1 - \varepsilon_d} \right) \right\} < 0 \quad (6.57)$$

Sytuacja taka może mieć miejsce, jeżeli stężenie osadu σ_m osiągnęło niską wartość podczas eksperymentów w warunkach odniesienia. W takiej sytuacji w obliczeniach opracowanego modelu przyjęto wartość σ_m równą zero dla nowych warunków filtrowania, a odpowiadającą mu efektywność transportu przyjęto taką samą jak efektywność dla czystego złoża. Oznacza to, że wartość funkcji $\lambda(\sigma)$ od samego początku zmniejsza się aż do zera, a więc pierwszych dwóch etapów polepszania się efektywności i stabilności nie ma, od razu następuje etap pogarszania się efektywności. Oznacza to, że od początku filtrowania naprężenia są na tyle wysokie, iż wraz z przyrostem stężenia osadu i prędkości przepływu przez warstwę złoża efektywność stopniowo pogarsza się. Podejście takie wydaje się bardziej uzasadnione niż przyjęta w modelu Mackiego dość zagmatwana metoda opisana w rozdziale 3, poszukująca takiego samego naprężenia ścinającego na powierzchni kuli pod nieznanym kątem, z uwzględnieniem modelu kulistego. Wydaje się niewłaściwe wyznaczanie wartości σ_m przez Mackiego w warunkach odniesienia z modelu kapilarnego, a w warunkach, dla których prowadzimy obliczenia z modelu kulistego.

6.8. WYZNACZENIE σ_m, σ_{gr} DLA ZŁOŻA NATURALNEGO W OKREŚLONYCH WARUNKACH BADAWCZYCH

W niektórych przypadkach celem rozwiązywanego zagadnienia badawczego może być znalezienie stężenia osadu σ_{gr} w nowych warunkach, charakteryzujących się zmienioną prędkością filtracji oraz temperaturą i ewentualnie rozkładem wielkości cząstek w zawieszynie dopływającej do filtra. Wartość porowatości oraz wielkości cząstek może pozostać niezmienną. Z takim przypadkiem możemy mieć do czynienia, np. gdy filtr już istnieje, jest eksploatowany i możemy na nim przeprowadzić pomiary eksperymentalne. Chcąc ograniczyć liczbę wymaganych pomiarów przy różnych prędkościach filtracji, temperaturach i rozkładach wielkości cząstek dopływającej zawieszyny, co technicznie jest czasami trudne do zrealizowania, można zastosować uproszczone równanie (6.56). W przypadku tego samego złoża, a więc

i uziarnienia, lecz przy różnych: prędkości filtracji, temperaturze i rozkładzie wielkości cząstek w zawieszinie dopływającej, równanie (6.56) przyjmie prostszą postać:

$$\sigma_{gr} = (1 - \varepsilon_d) \varepsilon_0 \left[1 - \left(\frac{wV}{w_{ref} V_{ref}} \right)^{\frac{2}{3}} \right] - \left(\frac{w_n V_n}{w_{ref} V_{ref}} \right)^{2/3} \sigma_{gr,ref} \quad (6.58)$$

Analogiczną zależność do przedstawionej w równaniu (6.58) można wyprowadzić dla σ_m . Z równania (6.58) można także wyznaczyć dla złóż zastępczych o niejednorodnym uziarnieniu zależności pomiędzy wartościami stężenia osadu σ_m lub σ_{gr} w kolejnych, różnouziarnionych warstwach złoża. Jeżeli przyjmujemy, że prędkość filtracji, porowatość początkowa i temperatura we wszystkich warstwach złoża zastępczego będą takie same i warstwy różnić się będą tylko uziarnieniem, to z równania (6.58) można wyprowadzić wzór:

$$\sigma_{gr,ref,i+1} = \varepsilon_0 (1 - \varepsilon_d) + \left(\frac{r_{0,i}}{r_{0,i+1}} \right)^{2/3} \left[\sigma_{gr,ref,i} - \varepsilon (1 - \varepsilon_d) \right] \quad (6.59)$$

Równanie (6.59) pozwala na proste dobranie wartości $\sigma_{gr,ref,i}$ dla poszczególnych warstw złoża podczas badań w warunkach odniesienia tylko na podstawie pomiaru stężeń danych grup wielkości cząstek zawiesziny na wlocie i wylocie z filtra, bez informacji na ich temat pomiędzy tymi warstwami.

Analogiczną zależność do przedstawionej w równaniu (6.59) można wyprowadzić dla σ_m .

6.9. WYZNACZENIE PARAMETRÓW $\lambda_1, \lambda_m, \sigma_1$

Parametr $\lambda_{m,i}$ jest równy maksymalnej wartości współczynnika efektywności filtrowania, jaka pojawi się podczas przebiegu procesu. Wartość ta pojawi się przy stężeniu osadu równym $\sigma_{m,i}$.

Wartość $\sigma_{m,i,ref}$ wyznaczono eksperymentalnie dla warunków filtrowania umownie nazwanych warunkami odniesienia. Dla określonej granulacji złoża i porowatości przyjętych podczas eksperymentów w warunkach odniesienia, wyznaczono z równania (6.8) wysokość boku elementarnej komórki L_{ref} oraz promień kapilary R_{ref} przy stężeniu osadu $\sigma_{m,i,ref}$ z równania (6.23) z modelu kapilarnego. Dla tak wyznaczonego promienia kapilary R_{ref} oraz prędkości filtracji i temperatury przyjętych podczas eksperymentów obliczono z równania (6.30) przepływ cieczy przez pojedynczą kapilarę q_{ref} oraz efektywność transportu cząstek o określonej wielkości w obszar działania sił adhezji $\eta_{m,ref}$ z równania (6.32). Następnie przyjmując, że wysokość elementarnej warstwy złoża jest równa długości boku elementarnej komórki, można zapisać równanie (6.34) w postaci:

$$\lambda_{m,i,c,ref} = -\frac{1}{L_{ref}} \ln(1 - \eta_{m,i,ref}) \quad (6.60)$$

Tok obliczeń wartości stężenia osadu $\sigma_{m,i}$ dla dowolnej prędkości filtracji, temperatury, wielkości ziaren i porowatości początkowej został przedstawiony w rozdziale 6.8. Ostatecznie, wartość $\sigma_{m,i}$ wyznaczono z równania (6.56). Dla tak wyznaczonej wartości stężenia osadu $\sigma_{m,i}$ obliczono z równania (6.8) wysokość L_j odpowiadającą średnicy ziaren oraz porowatości początkowej, natomiast z równania (6.23) promień kapilary R . Dla prędkości filtracji oraz temperatury wyznaczono przepływ cieczy przez pojedynczą kapilarę q z równania (6.30), a na tej podstawie efektywność transportu cząstek η_m w obszar działania sił adhezji z równania (6.32).

Zastosowany model kapilarny pozwala jednak na uwzględnienie tylko jednego mechanizmu zatrzymywania cząstek: mechanizmu bezpośredniego zaczepiania, pomijając np. wpływ mechanizmu sedymentacji oraz wpływ prędkości przepływu cieczy. Chcąc zatem uwzględnić również mechanizm sedymentacji, wpływ prędkości, sił hydrodynamicznych, dyfuzji do obliczonej wartości efektywności zatrzymywania cząstek η_m wprowadzono poprawkę uwzględniającą równanie (6.18) opracowane w ostatecznej postaci przez Tiena i Payatakasa [37, 154, 156] w oparciu o kulisty model Happela, które mechanizmy te bierze pod uwagę. Założenia przyjęte w równaniu Tiena i Payatakasa opisano w rozdziale 6.3.

Obliczona wartość efektywności η_m z równania (6.32) na podstawie modelu kapilarnego uwzględniała jedynie wpływ zmieniającej się porowatości i wielkości ziaren, a więc parametrów, które decydują o mechanizmie bezpośredniego zaczepiania. Opierając się na równaniu (6.18) modelu kulistego, uwzględniono także wpływ prędkości i lepkości, a więc pośrednio temperatury. W tym celu z równania (6.18) obliczono wartości efektywności transportu cząstek dla prędkości filtracji i lepkości przyjętych podczas eksperymentów przeprowadzonych w warunkach odniesienia – η'_{ref} oraz w nowych warunkach filtrowania – η' . Porowatość czystego złoża i granulację wyznaczono w celu obliczania obu efektywności takich samych jak w nowych warunkach filtrowania. W ten sposób pominięto uwzględnianie wpływu zmiany porowatości i wielkości ziaren, która została wzięta pod uwagę już wcześniej przy obliczaniu efektywności transportu η_m z równań modelu kapilarnego.

Wartość efektywności transportu η'_m dla nowych warunków filtrowania, z uwzględnieniem obliczeń modelu kapilarnego oraz poprawki opartej na kulistym modelu Mackiego, przedstawia równanie (6.61):

$$\eta'_m = \eta_m \cdot \frac{\eta'_{ref}}{\eta'}, \quad (6.61)$$

gdzie:

- η'_{ref} – efektywność transportu obliczona z modelu kulistego dla prędkości i temperatury, takich samych jak podczas eksperymentu w warunkach odniesienia,
- η' – efektywność transportu obliczona z modelu kulistego dla prędkości i temperatury w nowych warunkach filtrowania,
- η_m – efektywność transportu obliczona z modelu kapilarnego dla nowych warunków filtrowania i wartości stężenia osadu σ_m wyznaczonego z równania (6.56).

Wstawiając obliczone wartości $\eta'_{m,i}$ do równania (6.34), można wyznaczyć parametr $\lambda_{m,i}$ dla poszczególnych grup wielkości cząstek z równania (6.62):

$$\lambda_{m,i,c} = -\frac{1}{L} \ln(1 - \eta'_{m,i}) \quad (6.62)$$

Równania (6.60) i (6.62) umożliwiają obliczenie wartości $\lambda_{m,i,c,\text{ref}}$ i $\lambda_{m,i,c}$ w warunkach odniesienia oraz w nowych warunkach filtrowania przy stężeniu osadu $\sigma_{m,i,\text{ref}}$ wyznaczonym eksperymentalnie oraz przy stężeniu osadu $\sigma_{m,i}$, które obliczono dla nowych warunków filtrowania przy zachowaniu tego samego naprężenia ścinającego, co podczas eksperymentów. Obliczone tak wartości $\lambda_{m,i,c,\text{ref}}$ i $\lambda_{m,i,c}$ zakładają stuprocentową efektywność adhezji. Przyjmując definicję współczynnika adhezji α zgodnego z równaniem (2.89) i zakładając, iż zmieniające się warunki filtrowania nie wpłyną na zmianę jego wartości, można przyjąć, iż zmiana eksperymentalnie wyznaczonych wartości λ_m dla warunków odniesienia i nowych warunków filtrowania będzie w takiej samej proporcji jak obliczone wartości przy założeniu 100% adhezji. Stąd wartość λ_m dla nowych warunków filtrowania uwzględniająca eksperymentalnie wyznaczoną wartość $\lambda_{m,\text{ref}}$ w warunkach odniesienia zapisano jako:

$$\lambda_{m,i} = \lambda_{m,i,\text{ref},\text{exp}} \frac{\lambda_{m,i,c}^{\infty}}{\lambda_{m,i,\text{ref},c}^{\infty}} = \lambda_{m,i,\text{ref},\text{exp}} \frac{\lambda_{m,i,c}}{\lambda_{m,i,\text{ref},c}}, \quad (6.63)$$

gdzie:

- $\lambda_{m,i,\text{ref},\text{exp}}$ – wartość λ_1 dla warunków odniesienia uzyskanych doświadczalnie,
- $\lambda_{m,i,\text{ref},c}$ – obliczona wartość λ_m dla warunków odniesienia, przy 100% efektywności adhezji,
- $\lambda_{m,i,c}$ – obliczona wartość λ_m dla nowych warunków filtrowania, przy 100% efektywności adhezji.

Założono, iż parametr λ_m zmienia swoją wartość wraz ze zmieniającymi się warunkami filtrowania w takiej samej proporcji jak parametr λ_1 . W związku z tym równanie (6.63) zapisano w odniesieniu do wartości λ_1 , za pomocą:

$$\lambda_{1,i} = \lambda_{1,i,\text{ref},\text{exp}} \frac{\lambda_{m,i,c}}{\lambda_{m,i,\text{ref},c}} \quad (6.64)$$

Wartości $\sigma_{1,i}$ przyjęto takie same jak wyznaczone z eksperymentów w warunkach odniesienia.

6.10. WYSOKOŚĆ STRAT CIŚNIENIA

Do opisu złoza Mackie zastosował równanie (3.23). W zmodyfikowanym modelu przyjęto do obliczenia strat jednostkowych w złożu równanie:

$$\frac{\Delta h}{\Delta x} = \left(\frac{\Delta h}{\Delta x} \right)_0 (1 + a_1 \sigma + a_2 \sigma^2 + a_3 \sigma^3), \quad (6.66)$$

które zdecydowanie lepiej opisywało straty ciśnienia uzyskane podczas przedstawionych w kolejnych rozdziałach badań eksperymentalnych.

Zaproponowano, by wartość początkową gradientu wysokości strat ciśnienia $\left(\frac{\Delta h}{\Delta x} \right)_0$, podobnie jak w modelu Mackiego, obliczyć z równania (2.21) Kozeny'ego-Carmana. Współczynnik Kozeny'ego-Carmana przyjęto równy 144.

7. ZASTOSOWANA METODA OBLICZENIOWA

Rozwiązanie matematyczne zmodyfikowanego modelu, który przedstawiono w rozdziale 6, oraz modelu Mackiego przedstawionego w rozdziale 3 sprowadzało się do wyznaczenia czterech funkcji stężenia zawiesiny dla każdej z analizowanych grup wielkości cząstek $C_1(x,t)$, $C_2(x,t)$, $C_3(x,t)$, $C_4(x,t)$, oraz jednej funkcji stężenia osadu $\sigma(x,t)$. W tym celu należało rozwiązać układ równań różniczkowych: bilansu masy oraz czterech równań kinetyki (6.1)–(6.2).

W równaniach różniczkowych (6.2) konieczne było wyznaczenie wielkości λ_0 , λ_m , σ_m , σ_1 i λ_1 . Dla warunków filtrowania, przy których przeprowadzono eksperymenty, parametry te zostały wyznaczone eksperymentalnie. Dla dowolnych innych warunków filtrowania zostały obliczone w oparciu o przedstawione w rozdziale 3 i 6 równania metod mikroskopowych i w konsekwencji są wielkościami zadanymi. W celu wyznaczenia jednoznacznego rozwiązania układ równań uzupełniono o warunki graniczne:

– warunki początkowe:

dla $t = 0$ i $0 \leq x \leq L$,

$$\sigma(x, 0) = 0, \quad h(L, 0) = h_0 = K \frac{\mu}{\rho_w} \frac{w}{g} \frac{(1 - \varepsilon_0)^3}{\varepsilon_0^3} \left(\frac{1}{d} \right)^2$$

$$\text{dla } 0 < x < L_1 \quad C_i(x, 0) = C_0 \exp(-\lambda_{0,1,i} x),$$

$$\text{dla } L_1 < x < L_2 \quad C_i(x, 0) = C_0 \exp[-\lambda_{0,1,i} L_1 - \lambda_{0,2,i} (x - L_1)],$$

$$\text{dla } L_2 < x < L_3 \quad C_i(x, 0) = C_0 \exp[-\lambda_{0,1,i} L_1 - \lambda_{0,2,i} (L_2 - L_1) - \lambda_{0,3,i} (x - L_2)],$$

$$\text{dla } L_3 < x < L \quad C_i(x, 0) = C_0 \exp[-\lambda_{0,1,i} L_1 - \lambda_{0,2,i} (L_2 - L_1) - \lambda_{0,3,i} (L_3 - L_2) - \lambda_{0,4,i} (x - L_2)],$$

$i = 1, \dots, 4$ – indeks określający grupę wielkości cząstek rozproszonych w zawieszynie,

$L_1, (L_2 - L_1), (L_3 - L_2), (L - L_3)$ – wysokości warstw w modelu zastępczym.

– warunki brzegowe:

$$\text{dla } x = 0 \text{ i } t > 0 \quad C_i(0, t) = C_{0,i} \quad i = 1, \dots, 4.$$

Pierwszy warunek początkowy oznacza, że w chwili początkowej $t = 0$ w całym przedziale $0 < x < L$, a więc na całej głębokości złoża, stężenie osadu będzie równe zero, czyli złożo będzie idealnie czyste. Drugi warunek oznacza, iż w chwili początkowej $t = 0$ opory hydrauliczne h_0 przepływu przez czyste złożo są wyrażone wzorem Kozeny'ego-Carmana dla przepływu laminarnego. Trzeci warunek opisuje

funkcję $C_i(x, 0)$ równaniem wynikającym z równania (2.12). Przy czym wartość $\lambda_{0,s,i}$ zostanie wyznaczona na podstawie pomiaru eksperymentalnego oraz z równań (6.35) lub (6.46). Warunek trzeci pomija przyrost stężenia osadu w czasie dopływu czoła fali do głębokości x . Czas, w którym to następuje, jest na tyle krótki, że podczas jego trwania złożę traktowano jako idealnie czyste.

We wszystkich przeprowadzonych obliczeniach uwzględniono złożę zastępcze składające z 4 warstw. Każda z tych warstw z osobna zastępowała warstwę złoża naturalnego i była wypełniona jednakowymi kulami. Częstki z zawiesiny naturalnej podzielono również na 4 grupy i zastąpiono je kulkami. Każda z tych grup z osobna charakteryzowała się jednakowymi kulkami.

Warunek brzegowy z kolei oznacza, iż na brzegu obszaru całkowania, tzn. przy $x = 0$, przez cały czas filtrowania ($t \geq 0$) wartości stężeń cząstek z poszczególnych grup wielkości będą stałe i będą równe $C_{0,i}$.

Przyjęto również określony czas końcowy t_k , który był ograniczony przez maksymalną wartość strat ciśnienia. Często jednak czas ograniczony był przez dopuszczalne stężenie zawiesiny. Ze względu na fakt, iż głównym celem opracowanego rozwiązania jest weryfikacja modeli, nie przyjęto ograniczenia związanego z maksymalną dopuszczalną wartością stężenia zawiesiny. Czas t_k był w niektórych przypadkach dodatkowo ograniczony względami technicznymi. Warunek końcowy dotyczy określenia wymaganej wysokości złoża $x = L$ dla wyznaczonej funkcji $h(x, t)$.

– warunki ograniczające proces: dla $x = L, t > 0$

$$h = (L, t) \leq h_{\text{dop}}$$

– warunki końcowe: dla $x = L, t = t_k$

$$h = (L, t_k) = h_{\text{dop}}$$

Do rozwiązania układu równań (6.1)–(6.2) i wyznaczenia funkcji $C(x, t)$ i $\sigma(x, t)$ wykorzystano metodę numeryczną, z zastosowaniem metody siatek (różnic skończonych) z założeniem odpowiednich kroków Δx i Δt dla obu zmiennych niezależnych. Rozważany obszar całkowania, dla $0 \leq x \leq L$ oraz $0 \leq t \leq t_k$, w którym poszukiwane było rozwiązanie, został równomiernie podzielony na jednakowe komórki prostokątne Δx i Δt . Równania różniczkowe (6.1)–(6.2), należące do klasy równań hiperbolicznych, w odniesieniu do węzłów siatki zastąpiono odpowiednimi równaniami różnicowymi (7.1) i (7.2) [5, 24, 45, 126] przy założeniu interpolacji wstecz. Układ równań różnicowych składał się z jednego równania (7.1) oraz m równań (7.2). Przy czym w przypadku gdy złożę traktujemy jako niejednorodne, funkcja $\lambda_{s,i}(\sigma)$ występująca w równaniach (7.1) i (7.2) będzie miała inny przebieg w każdej z n warstw złoża zastępczego, z których każdą będziemy traktować jako jednorodną. Równania (7.2) będą zapisane dla każdej z m grup wielkości cząstek osobno:

$$\sigma_{k,l} = \sigma_{k-1,l} + \sum_{i=1}^m \left\{ wt \left[\lambda(\sigma_{k-1,l}) \right]_{s,i} (C_i)_{k,l} \right\}, \quad (7.1)$$

$$m \text{ równań} \quad (C_i)_{k,l} = (C_i)_{k,l-1} - x \left[\lambda(\sigma_{k,l}) \right]_{s,i} (C_i)_{k,l-1}, \quad (7.2)$$

gdzie:

- $\sigma_{k,l}$ – wartość stężenia osadu w chwili k i na głębokości l ,
- $C_{k,l}$ – wartość stężenia zawiesiny w chwili k i na głębokości l ,
- $k = 1, \dots, z$,
- $l = 1, \dots, y$,
- $\Delta t = (k - (k - 1))$ – krok czasowy,
- $\Delta x = (l - (l - 1))$ – krok wzdłuż głębokości złoża,
- $i = 1, \dots, m$ – indeks określający grupę wielkości cząstek rozproszonych w zawieszynie zastępczej,
- $s = 1, \dots, n$ – indeks określający numer warstwy złoża zastępczego.

Zakresy wielkości cząstek w zawieszynie i ziaren w złożu we wszystkich przeprowadzonych weryfikacjach były do siebie dość zbliżone. Stąd we wszystkich rozwiązaniach matematycznych przyjętych dla celów weryfikacji modelu, cząstki rozproszone w zawieszynie zastępczej podzielono na cztery przedziały wielkości ($m = 4$), a ziarna w złożu zastępczym podzielono na cztery warstwy ($n = 4$) i założono, że każda z nich jest jednorodna i charakteryzuje się określoną wielkością kulek równą rozmiarom średnich ziaren danej warstwy. W związku z tym równania (7.1)–(7.2) można zapisać dla celów rozwiązań opisanych w dalszej części badań jako:

$$\begin{aligned} \text{dla } 0 > x > L_1 \quad \sigma_{k,l} &= \sigma_{k-1,l} + wt \sum_{i=1}^4 \left[\lambda_{1,i}(\sigma_{k-1,l}) (C_i)_{k,l} \right], \\ \text{dla } L_1 > x > L_2 \quad \sigma_{k,l} &= \sigma_{k-1,l} + wt \sum_{i=1}^4 \left[\lambda_{2,i}(\sigma_{k-1,l}) (C_i)_{k,l} \right], \\ \text{dla } L_2 < x < L_3 \quad \sigma_{k,l} &= \sigma_{k-1,l} + wt \sum_{i=1}^4 \left[\lambda_{3,i}(\sigma_{k-1,l}) (C_i)_{k,l} \right], \\ \text{dla } L_3 < x < L_z \quad \sigma_{k,l} &= \sigma_{k-1,l} + wt \sum_{i=1}^4 \left[\lambda_{4,i}(\sigma_{k-1,l}) (C_i)_{k,l} \right], \end{aligned} \quad (7.3)$$

$i = 1, \dots, 4$

$$\begin{aligned}
 \text{dla } 0 > x > L_1 \quad & (C_i)_{k,l} = (C_i)_{k,l-1} - x\lambda_{1,i}(\sigma_{k,l})C_{k,l-1}, \\
 \text{dla } L_1 > x > L_2 \quad & (C_i)_{k,l} = (C_i)_{k,l-1} - x\lambda_{2,i}(\sigma_{k,l})C_{k,l-1}, \\
 \text{dla } L_2 < x < L_3 \quad & (C_i)_{k,l} = (C_i)_{k,l-1} - x\lambda_{3,i}(\sigma_{k,l})C_{k,l-1}, \\
 \text{dla } L_3 < x < L_z \quad & (C_i)_{k,l} = (C_i)_{k,l-1} - x\lambda_{4,i}(\sigma_{k,l})C_{k,l-1}
 \end{aligned} \tag{7.4}$$

Równanie (7.4) zostało zapisane osobno dla $m = 4$ grup wielkości cząstek rozproszonych w zawiesinie zastępczej. Równanie (7.3) i równania (7.4) w przedziałach głębokości x różnić się będą przebiegami funkcji $\lambda_{s,i}(\sigma)$. Jedno z równań różnicowych pozwoli wyznaczyć stężenia osadu, a cztery pozostałe pozwolą na wyznaczenie stężenia zawiesiny dla każdej z czterech grup wielkości cząstek. Przy czym wszystkie te równania w poszczególnych przedziałach x są do siebie analogiczne, różnią się tylko funkcjami $\lambda_{s,i}(\sigma)$, zależenie od średniej wielkości ziaren w poszczególnych warstwach. Przyjęto, iż pozostałe parametry w danych warstwach złoża zostaną zachowane.

Do rozwiązania układu równań potrzebna jest znajomość funkcji $\lambda(\sigma)$ dla określonych 4 grup wielkości cząstek, ale także przebiegi te będą się różnić w poszczególnych warstwach złoża. Do rozwiązania przedstawionego układu równań różnicowych musi być znana także prędkość filtracji w oraz postać funkcji stężenia osadu $\lambda_{s,i}(\sigma)$ występująca w każdym z równań. Przyjęto ogólną postać funkcji stężenia osadu zapisaną równaniem (6.5). Każda z występujących w układzie funkcji stężenia osadu wymaga znajomości współczynników λ_0 , λ_m , σ_m , σ_{gr} i λ_1 . Znajomość tych współczynników dla jednej warstwy pozwala wyznaczyć, na podstawie modelu opisanego w rozdziałach 6.5–6.9, odpowiadające im wartości współczynników w pozostałych warstwach złoża zastępczego, przy założeniu, iż jedyną różnicą pomiędzy warstwami jest średnia średnica ziaren.

Warunki filtrowania w jednej z warstw złoża będą potraktowane jako warunki odniesienia, warunki w pozostałych trzech warstwach będą różniły się tylko średnicą ziaren. Znając wartości współczynników dla jednej z warstw, można wyznaczyć z podanych wcześniej równań, traktując warunki panujące w pozostałych warstwach jako nowe wartości poszukiwanych współczynników. Za pomocą równań (6.35) i (6.36) można powiązać wartości λ_0 dla poszczególnych warstw złoża, natomiast za pomocą równań (6.56) i (6.58) można powiązać wartości σ_m , σ_{gr} . Równanie (6.64) pozwala powiązać wartości λ_1 dla danych warstw.

Porowatość dla całego złoża wyznaczono jednakową, równą średniej efektywności złoża naturalnego. Również efektywność adhezji można przyjąć taką samą

w warstwach złoża dla tych samych wielkości cząstek. W konsekwencji równania $\lambda_{s,i}$ ($\sigma_{k-1,l}$) dla warstw złoża występujące w (7.3) i (7.4) będą ze sobą matematycznie powiązane. To znacznie ograniczy liczbę współczynników koniecznych do rozwiązania układu równań. Niezbędna więc będzie znajomość współczynników λ_0 , λ_m , σ_m , σ_{gr} i λ_1 dla każdej z 4 grup wielkości cząstek zawiesziny dla jednej z warstw złoża. Dane takie można uzyskać z literatury albo opierając się na eksperymentach. Eksperymentalne poszukiwanie tych wartości wymaga dopasowania funkcji $\lambda(\sigma)$ do wyników pomiarów eksperymentalnych. Do najlepszego dopasowania wyników obliczeń z pomiarami eksperymentalnymi zastosowano metodę najmniejszych kwadratów.

Model przedstawiony w rozdziale 6 pozwala na wyznaczenie współczynników λ_0 , λ_m , σ_m , σ_{gr} i λ_1 funkcji $\lambda(\sigma)$ na podstawie posiadanych informacji na temat wartości tychże współczynników przy innym uziarnieniu, prędkości filtracji, temperaturze i porowatości złoża. Przedstawione w rozdziale 6 równania pozwalają również na wyznaczenie tychże współczynników na podstawie pomiaru eksperymentalnego stężenia określonych grup wielkości cząstek na wlocie i wylocie z filtra, przeprowadzonego na tej samej kolumnie w tych samych warunkach, dla którego chcemy uzyskać rozwiązanie, lub różniących się prędkością filtracji i temperaturą. W tym celu wyprowadzono równanie (6.46), które pozwala bezpośrednio z pomiarów uzyskać wartości λ_0 w poszczególnych warstwach złoża. Równania (6.56)–(6.64) mogą być pomocne przy poszukiwaniu współczynników λ_m , σ_m , σ_{gr} i λ_1 dla danych warstw.

Na podstawie zadanych warunków ograniczających dla węzłów siatki poszukiwano wartości rozwiązania, które uzyskano poprzez rozwiązanie układu równań. W ten sposób otrzymano dyskretne wartości poszukiwanych funkcji w węzłach siatki. Do rozwiązania układu równań różniczkowych opracowano program obliczeniowy.

We wszystkich wykonanych obliczeniach przyjęto krok czasowy Δt równy 6 minut oraz krok wzdłuż głębokości złoża Δx równy 1 mm. Zaletą opisanego w rozdziale 6 modelu jest możliwość matematycznego rozwiązania układu równań (7.3)–(7.4) dla zmieniających się warunków filtrowania: prędkości filtracji, temperatury oraz udziałów procentowych poszczególnych grup wielkości cząstek w dopływającej zawieszinie. Zmianie tych wielkości towarzyszy zmiana wartości λ_m , σ_m , σ_{gr} i λ_1 , którą można wyznaczyć z równań opisanych w rozdziale 6. Znając zmienione wartości λ_m , σ_m , σ_{gr} i λ_1 dla danych grup wielkości cząstek, można wyznaczyć wszystkie konieczne funkcje $\lambda(\sigma)$ dla grup wielkości cząstek i warstw złoża, które występują w układzie równań (7.3)–(7.4).

Współczynnik lepkości występujący w równaniach modelu przyjęto jak dla czystej wody, zgodnie z równaniem empirycznym:

$$v = \frac{1,79 \cdot 10^{-3}}{999,8395 \cdot (1 + 0,033T + 0,000221T^2)}$$

Celem przeprowadzonych i opisanych w dalszej części rozprawy eksperymentów była weryfikacja zmodyfikowanego modelu opisanego w rozdziale 6 oraz oryginalnego modelu Mackiego opisanego w rozdziale 3. Szczegółowe warunki tych obliczeń matematycznych i eksperymentów przedstawiono w rozdziale 9.

8. STANOWISKA BADAWCZE

Eksperymenty w skali laboratoryjnej przeprowadzono na stanowiskach do badania filtracji pospiesznej, znajdujących się w hali Wydziałowego Laboratorium Inżynierii Środowiska Politechniki Krakowskiej. Pierwotnie, jedno ze stanowisk wybudowano² w celu wykorzystania badań związanych z eksploatacją filtrów pospiesznych o skokowo zmiennej wydajności [108, 188, 189, 190, 193]. Stanowisko to zostało przebudowane przez autora i dostosowane do potrzeb niniejszych badań³. Pomiary analityczne zostały przeprowadzone przez autora⁴.

8.1. STANOWISKO LABORATORYJNE NR 1

Stanowisko laboratoryjne nr 1 przedstawiono schematycznie na rysunku 8.1.

Składało się ono z części zasilającej, znajdującej się w hali Wydziałowego Laboratorium Inżynierii Środowiska, oraz z odpowiednio oprzyrządowanych kolumn filtracyjnych umieszczonych w piwnicy pod tą halą.

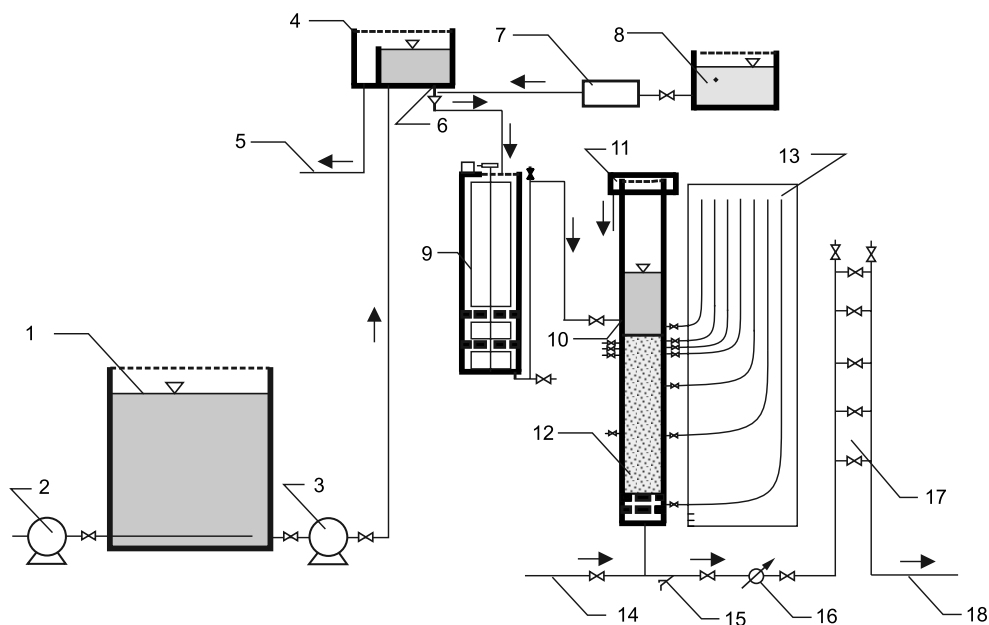
Układ zasilania pozwalał przygotować zawiesinę dopływającą do filtrów o odpowiedniej jakości i we właściwej ilości. Wykorzystywano do tego celu zbiornik ze stali nierdzewnej o przekroju kołowym i pojemności 1,2 m³ (1). Zbiornik wyposażony był w instalację wymuszającą ciągły ruch wody, który zapobiegał sedymentacji cząstek rozproszonych w wodzie. System wymuszający ruch wody skonstruowany był z perforowanych rurek miedzianych ułożonych na dnie oraz pompy cyrkulacyjnej (2). Dzięki systemowi mieszającemu zawiesina w zbiorniku zachowywała podobny skład granulometryczny przez cały czas trwania eksperymentu. Tak przygotowana zawiesina była przepompowywana za pomocą pompy wirowej UPS 25-40 firmy Grundfos (3) do zbiornika przelewowego (4), który dzięki stałemu poziomowi zwierciadła wody gwarantował zachowanie stałej wartości natężenia dopływu

² Pierwotne stanowisko zaprojektowali i zbudowali profesor Wojciech Dąbrowski oraz autor niniejszej rozprawy, w ramach projektu badawczego KBN Nr 3 TO9C 058 18, realizowanego w Katedrze Wodociągów i Monitoringu Środowiska Politechniki Krakowskiej.

³ Inwestycję przebudowy stanowiska przeprowadzono w ramach projektu badawczego Ministerstwa Nauki i Szkolnictwa Wyższego nr 4 T09D 03125 w latach 2002–2006. Autor rozprawy był kierownikiem owego projektu.

⁴ Pomiar stężeń, mętności, rozkładów wielkości cząstek w zawiesinach oraz potencjału zeta i pozostałych parametrów został przeprowadzony w Laboratorium Pomiaru Parametrów Zawiesin Politechniki Krakowskiej, którego kierownikiem jest autor, oraz w Laboratorium Katedry Inżynierii Wodnej i Rekultywacji Środowiska SGGW.

do flokulatorów. Wartość natężenia przepływu można było regulować dzięki odpowiednio dobranej średnicy łatwo wymiennej kryzy na wylocie ze zbiornika (6). Strumień swobodnie wypływającej ze zbiornika (4) wody przepływał przez lejek, do którego bezpośrednio dozowano koagulant z użyciem pompy perystaltycznej firmy Zalimp (7). Do strumienia dozowano w sposób ciągły przygotowany wcześniej w zbiorniku (8) pięcioprocentowy roztwór siarczanu glinu. W zbiorniku tym utrzymywano zawsze tę samą wartość pH, zapewniającą rozpuszczenie wszystkich związków glinu. Następnie we flokulatorach (9) zachodził proces flokulacji.



Rys. 8.1. Schemat stanowiska laboratoryjnego (1 – zbiornik z zawiesziną, 2 – pompa cyrkulacyjna, 3 – pompa zasilająca, 4 – zbiornik przelewowy, 5 – odpływ przelewającej się wody, 6 – kryza, 7 – pompa perystaltyczna dawkująca, 8 – zbiornik z roztworem koagulantu, 9 – flokulator, 10 – dopływ do kolumny filtracyjnej, 11 – odpływ popłuczyn, 12 – kolumna filtracyjna, 13 – tablica piezometryczna, 14 – dopływ wody do płukania, 15 – kranik do poboru filtratu, 16 – przepływomierz, 17 – system regulujący ciśnienie w odpływie, 18 – odpływ filtratu)

Flokulatory zaprojektowano na podstawie literaturowych wartości gradientu prędkości mieszania G , czasu przetrzymania i liczby Campa $M = G \cdot t$ [27]. Dzięki zblokowaniu i pionowemu ułożeniu flokulatorów możliwe było zastosowanie wspólnej osi mieszadeł. Obroty silnika przenoszone były na oś mieszadła za pomocą kół zębatach i łańcucha, co gwarantowało zachowanie stałej prędkości obrotowej. Prędkość obrotową przyjęto równą 13 obrotów na minutę, a czas przetrzymania 22 minuty przy przepływie 0,76 l/min.

Tak przygotowana zawieszina dopływała (10) do pleksiglasowej kolumny filtracyjnej (12). Kolumna miała średnicę wewnętrzną równą 0,094 m, co przy przyjętym uziarnieniu złoża i prędkości filtracji pozwoliło na potraktowanie wpływu efektu przyściennego na przebieg procesu jako pomijalnie mały. Całkowita wysokość kolumny wynosiła 3 metry, co dawało komfort prowadzenia eksperymentów bez konieczności regulacji ciśnienia w odpływie w czasie pracy filtra, co mogłoby zaburzać przebieg procesu. Kolumnę wypełniono 80-centymetrowym złożem piaskowym o granulacji zgodnej z przedstawioną w tabeli 8.1 i zmierzonej porowatości równej 38%. Złoże piaskowe ułożono na zwirowej warstwie podtrzymującej o wielkościach ziaren z przedziału od 2 do 17 milimetrów. Uziarnienia złoża i warstwy podtrzymującej zostały dobrane zgodnie z wytycznymi literaturowymi [86, 175]. Warstwę podtrzymującą ułożono na perforowanej płycie rusztowej. Pod płytą znajdowała się druga przegroda perforowana, której zadaniem było równomierne rozdzielenie strugi wody dopływającej do złoża podczas płukania.

Przez cały czas trwania eksperymentów przepływ przez kolumnę był kontrolowany za pomocą przepływomierza turbinowego (16) DPL firmy Kobold o liniowości $\pm 1\%$, dokładności $\pm 2,5\%$ pełnej skali i zakresie pomiarowym (0,05–1,8) l/min. Dodatkowo podczas badań wyrywkowo weryfikowano pomiar przepływu, mierząc stoperem czas napełniania litowego cylindra miarowego. Wodomierz eksploatowano przy przepływie w pobliżu wartości Q nominalne. Pomiaru kontrolne wskazywały na błędy pomiaru w granicach $\pm 0,5\%$.

Pomiary wysokości ciśnienia na różnych głębokościach złoża możliwe były dzięki szklanym rurkom piezometrycznym umieszczonym na tablicy (13). Piezometry podłączono do kolumny przezroczystymi przewodami elastycznymi w siedmiu punktach pomiarowych. Punkty pomiaru ciśnienia zlokalizowano w taki sposób, aby ich zagęszczenie było dużo większe w górnej części złoża, gdyż właśnie w tej części zmiany ciśnienia podczas filtrowania są zdecydowanie intensywniejsze niż w dolnych częściach kolumny. Punkty pomiaru ciśnienia umieszczono więc na głębokościach 0 cm, 2,3 cm, 5,3 cm, 8,3 cm, 23,3 cm, 48,3 cm i 80 cm poniżej górnej powierzchni złoża. Na tych samych głębokościach z przeciwległej strony kolumny zaprojektowano metalowe kapilary pozwalające na pobór próbek zawiesziny. Średnice kapilar dobrano w zależności od głębokości złoża od 0,15 mm do 0,5 mm. Średnice dostosowano z jednej strony do uziarnienia złoża na danej głębokości, z drugiej strony dobrano je tak, aby prędkość przepływu przez daną kapilarę była zbliżona do prędkości przepływu filtrowanej zawiesziny wewnątrz porów złoża, co gwarantowało reprezentatywność pobranych próbek zawieszin. Kapilara była wpuszczona poziomo około 4 cm w głąb złoża, mierząc od ścianki kolumny.

W trakcie badań okazało się jednak, że dopasowanie średnic do obu wymagań jest niemożliwe. Kapilary dobrane dla górnych warstw drobniej uziarnionego zło-

za okazały się zbyt wąskie i często ulegały zatykaniu. Dlatego pomiary zawiesin z wyższych położonych kapilar nie były brane pod uwagę w tej kolumnie.

Tabela 8.1

Wagowy udział wielkości ziaren w złożu filtracyjnym

Wielkość cząstek	Procentowy udział wagowy
0,4 mm–0,5 mm	5%
0,5 mm–0,63 mm	20%
0,63 mm–0,8 mm	32%
0,8 mm–1,0 mm	37%
1,0 mm–1,25 mm	6%

W odpływie przewidziano rozwiązanie (17) umożliwiające uzyskanie wymaganego ciśnienia. Ciśnienie w odpływie można było bardzo precyzyjnie regulować, przymykając lub otwierając zawory regulacyjne umieszczone na różnych wysokościach. Przez cały czas trwania eksperymentów utrzymywano wartość wysokości ciśnienia w odpływie wyższą od wysokości złoża. Dawało to pewność, że rzędne linii ciśnień w odpływie i dopływie będą zawsze znajdować się powyżej złoża. Wyprowadzenie odpływu powyżej powierzchni złoża pozwala uniknąć zapowietrzania się filtra podczas jego pracy. Mogłoby to wystąpić w przypadku pojawienia się zbyt grubych cząstek rozproszonych w dopływającej do filtra zawieszinie względem drobnego uziarnienia górnych warstw złoża, w konsekwencji czego górne warstwy złoża ulegałyby intensywnej kolmatacji lub blokowaniu się porów, podczas gdy warstwy dolne przez cały czas pozostawałyby niezakolmatowane. W takich warunkach pracy filtra oraz przy niskim ciśnieniu w odpływie istniałoby duże zagrożenie spadku ciśnienia wewnątrz złoża poniżej ciśnienia atmosferycznego.

W celu uniknięcia zapowietrzenia przed rozpoczęciem każdego cyklu badawczego złożo było wstępnie zalewane od dołu.

Odpływ (17) umożliwiał również regulację układu dla uzyskania ustabilizowanych stanów przepływu przez złożo podczas pomiarów.

Stanowisko było także wyposażone w możliwość ciągłego pomiaru temperatury, pH i konduktancji w dopływie oraz ciągłego pomiaru mętności w dopływie i odpływie z filtra. Stanowisko posiadało układ do płukania filtrów, pozwalający na wytworzenie do 40% ekspansji za pomocą wody wodociągowej i ciśnienia w instalacji wodociągowej. Popłuczyny były zbierane przez rynnę odpływową zaprojektowaną na odpowiedniej wysokości ponad złożem oraz o odpowiednich wymiarach gwarantujących jej wymaganą przepustowość.

8.2. STANOWISKO LABORATORYJNE NR 2

Stanowisko laboratoryjne nr 2 różniło się od stanowiska laboratoryjnego nr 1 tylko w części zasilającej. Pominięto koagulację i flokulację zawiesiny. Usunięto więc elementy 7, 8 i 9 (na rys. 8.1). Zawiesina z wypływu ze zbiornika przelewowego (nr 6 na rys. 8.1) bezpośrednio dopływała do dopływu do kolumny filtracyjnej (nr 10 na rys. 8.1). Wszystkie pozostałe elementy pozostały niezmienione względem stanowiska nr 1.

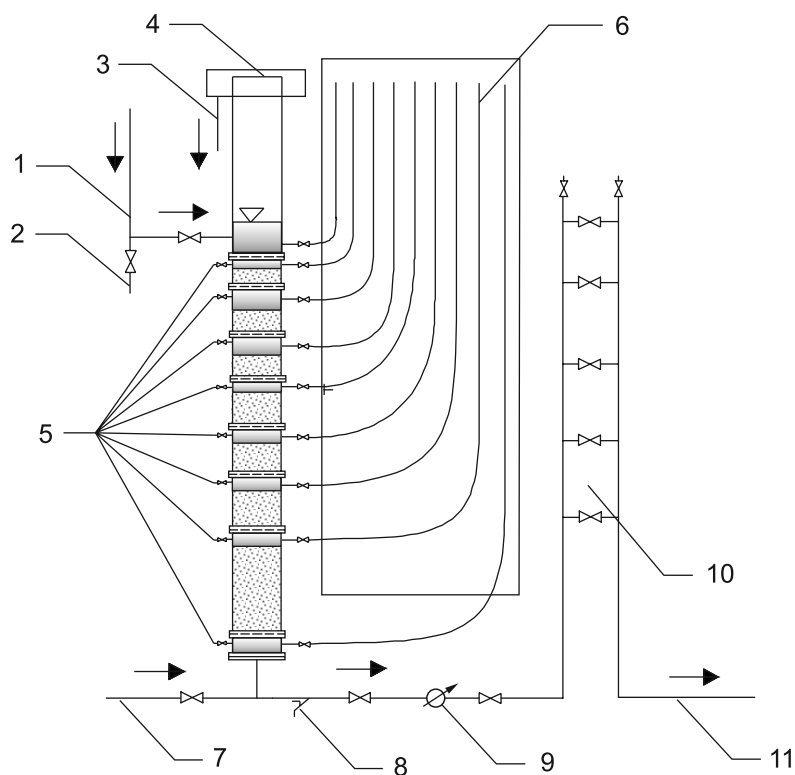
8.3. STANOWISKO LABORATORYJNE NR 3

Stanowisko nr 3 z kolei było identyczne w części zasilającej jak stanowisko nr 2. Inna była natomiast kolumna filtracyjna. Druga spośród kolumn wykorzystanych do przeprowadzenia opisanych w niniejszej rozprawie eksperymentów była zaprojektowana i zbudowana przez autora w ramach grantu nr 4 T09D 03125. Była skonstruowana z rozkładalnych segmentów, wyposażonych w możliwość poboru próbek pomiędzy tymi segmentami (rys. 8.2). Wysokość tej kolumny wynosiła również około 3 metry, a średnica wewnętrzna 0,094 m. Poszczególne segmenty były zamknięte od dołu metalową siatką, co dawało pewność, że ziarna złoża o różnych wielkościach nie mieszają się ze sobą w kolumnie. Kolumna umożliwiała zmianę uziarnienia poszczególnych warstw. Podczas badań zastosowano segmenty wypełnione ziarnami piasku o stratyfikacji przedstawionej w tabeli 8.2. Wysokość złoża, czyli sumaryczna wysokość piasku w danych segmentach, wynosiła 0,916 m. Przed badaniami ziarna złoża zostały oczyszczone. Porowatość warstw zmierzono i wynosiła ona około 40%. Kapilary do poboru próbek zlokalizowano pomiędzy segmentami, gdyż w warstwach tych nie było ziaren piasku mogących je zatykać. pomiędzy segmentami były również zlokalizowane podłączenia do piezometrów zamontowanych na tablicy piezometrycznej.

Tabela 8.2

Stratyfikacja ziaren złoża kolumny skonstruowanej z rozkładalnych segmentów

Wysokość warstwy piasku [cm]	Masa [g]	Średnica ziaren [mm]
3,5	410	0,4–0,5
4,8	547	0,5–0,63
6,3	690	0,5–0,63
12	1278	0,63–0,8
7,8	833	0,8–1,0
16,5	1726	1–1,25
40,7	4189	1–1,25



Rys. 8.2. Schemat kolumny filtracyjnej z rozkładalnymi segmentami (1 – dopływ wody surowej, 2 – pobór próbki na wlocie do kolumny, 3 – odpływ popłuczyn, 4 – kolumna filtracyjna z rozkładanymi segmentami, 5 – punkty poboru wody, 6 – tablica piezometryczna, 7 – dopływ wody płucznej, 8 – pobór próbki filtratu, 9 – przepływomierz, 10 – układ regulujący ciśnienie w odpływie, 11 – odpływ filtratu)

Kolumna, podobnie jak poprzednia, posiadała własny system odpływowy, umożliwiający utrzymanie wymaganego ciśnienia w odpływie. Na górze kolumny zbudowano przelew z blachy miedzianej pozwalający na zbieranie wód po płukaniu i odprowadzanie ich do kanalizacji.

Chcąc uniknąć zbyt dużego wpływu efektu brzegowego na wyniki badań, w przypadku obu kolumn zachowano w miarę niską wartość ilorazu średnicy ziaren złoża do średnicy wewnętrznej kolumny filtracyjnej. Efekt brzegowy w kolumnie filtracyjnej zazwyczaj objawia się tym, że w odległości około trzy razy większej niż średnica ziarna [100], od wewnętrznej powierzchni kolumny następuje gwałtowny wzrost prędkości, a następnie spadek aż do zera przy ścianie kolumny. Również porowatość w strefie przyściennej jest nieznacznie większa niż w pozostałej części przekroju poziomego przez kolumnę.



Rys. 8.3. Układ zasilający (zbiornik z zawiesziną, zbiornik przelewowy i flokulator) – stanowisko 1



Rys. 8.4. Kolumna filtracyjna skonstruowana z rozkładalnych segmentów – stanowisko 3 (po lewej), kolumna filtracyjna wypełniona złożem – stanowisko 1 i 2 (po prawej)

Obliczenia prędkości filtracji w przekroju poziomym uwzględniające efekt przyścienny w ośrodku porowatym przedstawili w swojej pracy S. Liu i J.H. Masliyah [100]. Obliczenia te zostały wyprowadzone z równania Naviera-Stokesa przy uwzględnieniu hydrodispersji. Zgodnie z tym modelem matematycznym [100] błąd wynikający z pominięcia podczas przeprowadzonych badań wpływu efektu przyściennego na prędkość filtracji nie przekroczył $\pm 2\%$. Błąd ten wyznaczono jako wartość sumy ilorazów odchyień prędkości pozornej filtracji od profilu prędkości uwzględniającego efekt przyścienny podzieloną przez wartość prędkości filtracji.

8.4. STANOWISKO BADAWCZE W SKALI TECHNICZNEJ NR 1

Część eksperymentów dotyczącą badań w skali technicznej przeprowadzono w stacjach filtrów dwóch krakowskich zakładów uzdatniania wody: na rzece Dłubni i na rzece Rabie.

Ciąg technologiczny w stacji uzdatniania wody na rzece Dłubni jest relatywnie prosty. Woda surowa dostaje się do zbiornika szybkiego mieszania, gdzie dozowany jest koagulant i zachodzi koagulacja. Następnie w zbiorniku wolnego mieszania tworzą się kłaczkki, które trafiają do osadnika poziomego i w nim sedymentują. W filtrze, w którym przeprowadzono eksperymenty, złożo filtracyjne miało wysokość 1,2 m i uziarnienie podane w tabeli 8.3, a porowatość 0,39. Filtr wypełniony był piaskiem.

Tabela 8.3
Stratyfikacja ziaren złoża filtra w stacji uzdatniania wody
na rzece Dłubni

Średnica ziaren [mm]	Wysokość warstwy piasku [cm]
> 1,25	28
1–1,25	59
0,8–1,0	16,3
0,63–0,8	7,1
0,5–0,63	4,1
0,4–0,5	2,8
< 0,4	2,6

8.5. STANOWISKO BADAWCZE W SKALI TECHNICZNEJ NR 2

Ciąg technologiczny na rzece Rabe jest bardziej złożony. Woda surowa pobierana jest ze zbiornika dobczyckiego w ujęciu wieżowym. Za pomocą pomp diagonalnych woda pompowana jest z ujęcia do zbiornika kontaktowego, w którym następuje proces jej utleniania wstępnego ozonem. Po ozonowaniu woda wpływa do komory mieszania i rozdziału, gdzie dozowane są środki chemiczne. W pierwszej kolejności dawkowany jest węgiel aktywny w postaci pulpy węglowej, a następnie koagulant. Tutaj następuje rozdział na dwa osobne ciągi technologiczne.

Część wody odpływa na ciąg technologiczny Raba I, a pozostała ilość wody, przelewając się przez komorę rozdziału, napływa na cztery akcelatory ciągu technologicznego Raba II. Badany filtr znajdował się w ciągu technologicznym Raba I. Woda na ciągu technologicznym Raba I przepływa przez komorę mieszania, a następnie rozdziela się na 12 komór wirowych, z których zawiesina odpływa kanałem odpływowym i dostaje się do osadników poziomych o pojemności 0,67 tys. m³. Z osadników woda wpływa do wspólnego koryta i trafia na filtry. Do koryta doprowadzającego zawiesinę do filtra dawkowane jest mleko wapienne. Woda z koryta zbiorczego rozprowadzana jest na poszczególne filtry pospieszne. Dopływ wody na filtry następuje powyżej zwierciadła wody na filtrze. Poziom wody na filtrach mierzony jest za pomocą sondy ultradźwiękowej. Ciśnienie na wypływie rejestruje czujnik ciśnienia firmy Aplsens. Przepływ przez filtry obliczany jest dla znanego poziomu w korycie dopływowym. Badany filtr wypełniony jest antracytowo-piaskowym złożem o wysokości około 100 cm. Uziarnienie poszczególnych warstw złoża przedstawiono w tabeli 8.4. Porowatość wynosiła 0,41.

Tabela 8.4

Stratyfikacja ziaren złoża piaskowo-antracytowego filtra
w stacji uzdatniania wody na rzece Rabe

Średnica ziaren [mm]	Wysokość warstwy piasku [cm]
warstwa antracytowa	
0,9–1,1	15
1,1–1,3	20
1,3–1,5	15
warstwa piaskowa	
0,5–0,63	10
0,63–0,8	23
0,8–1,0	17

8.6. APARATURA POMIAROWA

Pomiary mętności na dopływie i odpływie z filtra przeprowadzono za pomocą dwóch nefelometrów firmy WTW – Turb 555 IR i Turb 550. Nefelometr Turb 555 IR Technologie „Nephelometric near IR turbidimeters, non-ratiometric” zastosowana w mętnościomierzu WTW Turb-550 IR oraz „Nephelometric near IR turbidimeters, ratiometric” zastosowana w mętnościomierzu WTW – Turb 555 IR odpowiadają wymaganiom standardów ISO [63] oraz polskiemu odpowiednikowi tej normy [136]. Źródłem światła podczerwonego o długości 860 nm jest w obu przypadkach fotodioda. W tego typu mętnościomierzach detektor umieszczony jest pod kątem $90 \pm 2,5^\circ$ w stosunku do źródła. Widmowa szerokość pasma wynosi 60 nm, a długość mierzonej warstwy próbki jest mniejsza niż 10 cm. Dzięki zastosowaniu długich promieni światła metody te są mało wrażliwe na wpływ koloru. Zakłócenia mogą wywołać dopiero próbki absorbujące promienie świetlne dłuższe niż 800 nm. Metody te są bardzo stabilne. Zgodnie z normą jednostką jest FNU, często przyrównywane do NTU. Zakres pracy mętnościomierzy mieści się w przedziale 0–40 jednostek. Jednak pomiar w przypadku mętnościomierza Turb 550 możliwy jest do 1000 jednostek, pomiar mętnościomierzem Turb 555 IR możliwy jest aż do 10 000 jednostek.

Technologia „Nephelometric near IR turbidimeters, ratiometric” w mętnościomierzu WTW – Turb 555 IR uwzględnia dodatkowe detektory umieszczone pod innymi kątami niż detektor podstawowy. Służą one tylko do korekty odczytów i redukcji szumów wywołanych odbiciem fal świetlnych od rozproszonych cząstek, barwą cząstek i roztworu, a także bańkami powietrza. Dzięki temu możliwy jest pomiar próbek w wysokim stopniu absorbujących światło poniżej 800 nm oraz o bardzo wysokiej mętności. Mętnościomierz Turb 555 IR miał dodatkowo możliwość pracy on-line, której nie posiadał Turb 550.

Natomiast, pomiar wielkości i liczby cząstek w zawiesinie przeprowadzono z użyciem objętościowych spektrometrów przepływowych Liquilaz E-20 oraz Liquizal SO5 wraz z modułem pobierającym próbkę LS200 firmy Particle Measuring System. Liczniki te wymagają, aby liczba cząstek w 1 mililitrze wody nie przekraczała 10 000. W przeciwnym razie prawdopodobieństwo pojawienia się więcej niż jednej cząstki w polu światła w momencie pomiaru rośnie, a tym samym dokładność spada poniżej 90%. Podczas badań warunek ten został zachowany. Zakresy pracy aparatów E-20P i SO5 wynoszą odpowiednio 2–125 mikrometrów oraz 0,5–20 mikrometrów. Przepływ podczas pomiaru był utrzymany na poziomie 70 ml/min. Licznik był wyposażony w diodę laserową. Fotografię aparatu zaprezentowano na zdjęciu 5.2 w podrozdziale 5.3.

W niektórych badaniach zastosowano także aparat do pomiaru objętościowego rozkładu wielkości cząstek Mastersizer 2000 firmy Malvern Instruments, którego

układ optyczny umożliwia pomiar wielkości cząstek w zakresie od 0,03 do 2000 mikrometrów. Podczas pomiaru wykorzystywane jest światło lasera helowo-neonowego o długości 632,8 nanometra oraz półprzewodnikowe źródło światła niebieskiego. Pomiary dokonywane są z powtarzalnością powyżej 98,5% oraz odtwarzalnością powyżej 97%. Aparat na podstawie pomiaru rozproszenia światła pod różnymi kątami oblicza – zgodnie z teoriami Mie lub Fraunhofera – rozkład wielkości cząstek w próbce oraz stężenie zawiesiny. Fotografię aparatu przedstawiono na rysunku 5.3 w podrozdziale 5.3.

Podczas badań mierzono także potencjał zeta, który jest jednym z czynników decydujących o prawdopodobieństwie adhezji podczas filtracji. Do tego celu zastosowano aparat Zetasizer Nano ZS firmy Malvern Instruments. Umożliwia on pomiar potencjału zeta cząstek od 3 nanometrów do 10 mikrometrów przy szerokim zakresie stężeń objętościowych w próbce od 0,1 ppm aż do 40% oraz zakresie przewodności od 0 do 200 mS/cm. Pomiar dokonywany jest laserem helowo-neonowym o długości 633 nanometrów pod kątem 173 stopni.

8.6.1. UZASADNIENIE WYBORU APARATURY DO POMIARU WIELKOŚCI CZĄSTEK

Ogólny przegląd istniejących metod pomiaru cząstek rozproszonych w wodzie przedstawiono w rozdziale 5, natomiast szczegółowy w innych artykułach [183]. Wybór właściwej metody pomiaru liczby i wielkości cząstek rozproszonych w zawieszynie zależy od wymaganych: zakresu pomiarowego, dokładności, powtarzalności i czasochłonności pomiaru, posiadanej wiedzy na temat gęstości i składu cząstek, a także konieczności ingerencji w badaną próbkę i możliwości pomiaru on-line.

Metoda przesiewowa, będąca najstarszą ze znanych metod pomiaru wielkości cząstek, nie nadaje się do analizy cząstek mniejszych od 25 mikrometrów, a i te wielkości, nawet przy pomiarze na mokro, są trudne do zmierzenia tą techniką.

Jest wiele urządzeń, które do pomiaru wielkości cząstek wykorzystują zjawisko sedymentacji w warunkach ruchu laminarnego, opisane przez prawo Stokesa. Takimi urządzeniami są np. aerometr, aparat Kohna, pipeta, fotosedymentator. Niestety wymienione urządzenia wymagają informacji na temat gęstości mierzonych cząstek. Część z eksperymentów przeprowadzono dla zawiesin składających się z cząstek o znanej gęstości, część natomiast – dla zawiesin po flokulacji. Gęstość kłaczków podczas tych eksperymentów nie była mierzona. Większość z technik sedymentacyjnych do poprawnego pomiaru wymaga dość wysokich stężeń zawiesiny, znacznie przekraczających te, które obserwowano podczas badań w wpływającym filtracji. Kolejną cechą aparatów pomiarowych wykorzystujących zjawisko sedymentacji jest wyjątkowo długi czas pomiaru, nawet gdy są one wyposażone w możliwość dokonywania pomiarów optycznych (fotosedymentator). Podczas eksperymentów

konieczny był do przeprowadzenia pomiar nawet kilkudziesięciu próbek, co zajęłoby kilka dni. Metody sedymentacyjne na ogół wymagają objętości próbek rzędu kilkuset mililitrów. Podczas niektórych eksperymentów pobór tak dużej ilości cieczy mógłby zaburzać przebieg procesu. Kolejną cechą dyskwalifikującą metody sedymentacyjne była ich relatywnie niska dokładność. Wynika ona z rozbieżności pomiędzy rzeczywistymi warunkami pomiaru a warunkami idealnymi, przy których obowiązuje prawo Stokesa. Na cząstki o rozmiarach od 1 do około 5–10 μm wpływ ma zjawisko dyfuzji, którego prawo Stokesa nie uwzględnia. Natomiast cząstki większe od 15 mikrometrów dość szybko opadają na dno, zazwyczaj w czasie nie dłuższym niż około 30 minut. Przez pierwsze 10 minut pomiaru zazwyczaj warunki ruchu panujące w aparacie są dalekie od laminarnego, gdyż przed pomiarem próbka musi być wymieszana, w celu równomiernego rozkładu cząstek w całej zawieszynie. Zaletą metod sedymentacyjnych jest prostota oraz niskie koszty, niestety wymienione wcześniej cechy dyskwalifikowały ich zastosowanie w eksperymentach.

Metoda elektrycznie czułej strefy z użyciem licznika Coultera wymaga, aby cząstki znajdowały się w elektrolicie o określonym stężeniu, w postaci zdyspergowanej. Mogłoby to zaburzać niektóre z przeprowadzonych eksperymentów. Dodatkowo, niezbędna jest w tego typu pomiarach znajomość gęstości cząstek. Pomiar tego typu techniką jest pracochłonny ze względu na konieczność ciągłego dostosowywania wielkości otworów kryz, przez które przepływa zawiesina. Utrudnia to – albo wręcz uniemożliwia – wykonanie pomiarów na cząstkach o wielkościach nieznacznie większych od 2 mikrometrów.

Metody mikroskopowe mają zalety w postaci możliwości oceny kształtów cząstek oraz tworzenia się aglomeratów. Pomiar dokonywany jest jednak na niewielkiej próbce – zazwyczaj około 1 ml. Uzyskanie poprawnego wyniku wymaga więc doboru reprezentatywnej próbki lub też przebadania dużej ich liczby. Uzyskanie wyników reprezentatywnych jest wyjątkowo czasochłonne. Pomiar większej próbki może wiązać się natomiast z trudnością w dostosowaniu ostrości obiektywu mikroskopu do głębokości cieczy. Cząstki, w zależności od ich wielkości, będą znajdowały się na różnej głębokości próbki i można je obserwować przy różnej ostrości obiektywu. Istnieją dzisiaj techniki pozwalające na [200] dynamiczny pomiar optyczny, charakteryzujący się automatycznym pomiarem kilkuset tysięcy zdjęć na minutę przepływającej zawiesiny. Pozwala to na uzyskanie w krótkim czasie reprezentatywnego wyniku. Niestety, aparatura ta jest dziś jeszcze bardzo droga, kilkukrotnie droższa od wykorzystanej w przeprowadzonych badaniach.

Do pomiaru wielkości cząstek podczas eksperymentów wybrano techniki optyczne oparte na pomiarze światła rozproszonego lub osłabionego. Spełniały one najlepiej postawione wymagania. Jednak trzeba stwierdzić, iż do pomiaru uzdatnionej wody w warunkach technicznych żadna z metod nie jest idealna. Jak już napisano wcześniej w rozdziale 5.2, jedną z grup aparatów optycznych stosowanych

do pomiaru wielkości cząstek w wodach o niskim stężeniu zawiesiny są monitory. Charakteryzują się one niską dokładnością pomiaru, ale za to wysoką czułością, nawet przy pomiarze bardzo małych cząstek, o wielkościach już od 0,05 mikrometrów, w małych ilościach wody. W przeprowadzonych eksperymentach dokładność odgrywała zdecydowanie większą rolę niż czułość pomiaru. Możliwość pomiaru cząstek tak małych jak 0,05 mikrometra nie była konieczna.

Do celów przeprowadzonych badań wybrano dwa urządzenia. Spektrometr przepływowy do pomiaru liczby i wielkości cząstek opisany w rozdziale 5.2. Zastosowano go podczas eksperymentów, w których przed filtrowaniem zawiesina była flokulowana. Pozwala on na pomiar cząstek w wymaganym przedziale wielkości 0–300 μm . Czas pomiaru pojedynczej próbki był relatywnie krótki, nie przekraczał 1 minuty, co stanowiło dużą zaletę w przypadku dużej liczby próbek, wszystkie próbki mogły być mierzone w podobnym okresie. Dużym ograniczeniem tych urządzeń jest możliwość pomiaru tylko próbek nisko stężonych. Przyjmuje się, iż stężenie to nie powinno być większe od 10 000/ml, co zazwyczaj jest równoważne mętności na poziomie 5–10 NTU. Wraz ze wzrostem stężenia rośnie prawdopodobieństwo pomiaru kilku cząstek jednocześnie. Błąd pomiaru przy wspomnianym stężeniu wynosi wtedy około 10%. Podczas badań, w których zawiesina dopływająca poddana była wcześniejszej flokulacji, stężenie zawiesiny nie przekraczało maksymalnej dopuszczalnej wartości dla tego typu urządzeń. Urządzenia te nie wymagają znajomości gęstości cząstek ani też współczynnika refrakcji, których wyznaczenie dla cząstek poddanych flokulacji byłoby wyjątkowo trudne. Przepływ podczas tego typu pomiarów wynosił 70 ml/min, można zatem mieć nadzieję, iż mierzone kłaczkki nie uległy zniszczeniu.

Drugi spośród użytych aparatów należał do grupy laserowych analizatorów wielkości cząstek opisanych w rozdziale 5.2. Został on zastosowany podczas eksperymentów, w których zawiesina dopływająca do filtra nie była poddana flokulacji. Podczas tych eksperymentów konieczne było przyjęcie zdecydowanie wyższych stężeń dopływającej zawiesiny niż wspomniane 10 000 cząstek/ml. Laserowe analizatory wielkości cząstek pozwalają na pomiar przy zdecydowanie wyższych stężeniach zawiesiny. W celu zwiększenia dokładności pomiaru w tego typu instrumentach w czasie pomiaru próbki są cyrkulowane. Wymuszona cyrkulacja powoduje, iż aparat ten nie nadaje się do pomiaru delikatnych kłaczków po flokulacji, jest natomiast odpowiedni do pomiaru cząstek mineralnych nie poddanych flokulacji. Instrument wymagał informacji na temat współczynnika refrakcji cząstek, mógł więc być stosowany tylko podczas eksperymentów, w których współczynnik ten był znany. Zaletą tego typu instrumentów były: duży zakres pomiarowy (od 0,03 do 2000 μm) i precyzyjna informacja na temat rozkładu wielkości cząstek, uwzględniająca wąskie przedziały wielkości cząstek.



9. BADANIA EKSPERYMENTALNE

9.1. POMIARY WSTĘPNE

Część spośród przeprowadzonych eksperymentów dotyczyła procesu filtrowania z poprzedzającymi go koagulacją i flokulacją, natomiast część – dla modelowej zawiesiny z ominięciem procesów koagulacji i flokulacji. Do badań użyto wodę wodociągową oraz pyły glinokrzemianu i krzemionki produkowane przez firmę Degussa AG pod nazwami handlowymi Sipernat 820A oraz Sipernat 310, Sipernat 320 i Sipernat 22S. Rozkłady wielkości cząstek tych pyłów wyznaczono na analizatorze wielkości cząstek Mastersizer 2000 i przedstawiono na rysunku 9.1.1. Skład chemiczny i powierzchnie właściwe BET poszczególnych pyłów, które zastosowano podczas eksperymentów do modelowania zawiesiny, podane przez producenta przedstawiono w tabeli 9.1.1.

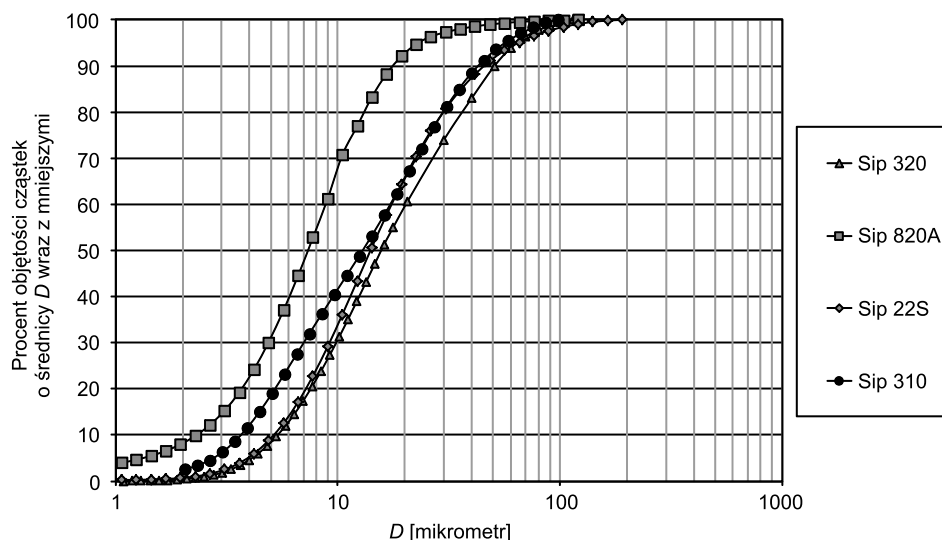
Wykonano pomiary potencjału zeta cząstek proszków oraz ziaren piasku złoża użytych podczas eksperymentów laboratoryjnych. Pomiary wykonano aparatem Zetasizer Nano ZS firmy Malvern Instruments przy temperaturze około 15°C. Zmierzone przez autora wartości potencjałów zeta przedstawiono w tabeli 9.1.2. Z badań tych wynika, że cząstki pyłu Sipernat 310 mają bardzo dużą powierzchnię właściwą oraz relatywnie niską wartość ujemną potencjału zeta. Cząstki pyłu Sipernat 820A z kolei mają dość małą powierzchnię właściwą i charakteryzują się zdecydowanie wyższymi wartościami ujemnymi potencjału zeta. Zgodnie z przypuszczeniem, również piasek wchodzący w skład złoża charakteryzował się dość wysokimi ujemnymi wartościami potencjału zeta.

Tabela 9.1.1

Parametry badanych granulatów (podane przez producenta)

Granulat	Skład chemiczny	Powierzchnia właściwa BET ⁵ [m ² /g]
SIPERNAT 820A	82% SiO ₂ ; 9,5% Al ₂ O ₃ ; 8% Na ₂ O, 0,03% Fe ₂ O ₃ ; 0,4 % SO ₃	90
SIPERNAT 310	99% SiO ₂ ; 0,5% Na ₂ O; 0,02 Fe ₂ O ₃ ; 0,3% SO ₃	750

⁵ Powierzchnia właściwa wyznaczona za pomocą analizy izotermy adsorpcji BET. Izoterma BET została opracowana w 1938 r. przez S. Brunauera, P. Emmetta i E. Teller jako modyfikacja izotermy Langmuira. Uznaje się ją jako odpowiednią do opisu właściwości adsorpcyjnych (decydujących o adsorpcji fizycznej) materiałów pozbawionych mikroporów.



Rys. 9.1.1. Rozkład wielkości cząstek pyłów Sipernat 310, Sipernat 820A, Sipernat 320 i Sipernat 22S (zmierzone przez autora)

Tabela 9.1.2

Potencjał zeta cząstek pyłów oraz ziaren piasku ze złoża w wodzie zdemineralizowanej oraz w wodzie wodociągowej użytej podczas badań laboratoryjnych (zmierzone przez autora)

Granulat	Potencjał zeta w wodzie destylowanej [mV]	Potencjał zeta w wodzie wodociągowej [mV]
Sipernat 310	–27	–24
Sipernat 820A	–42	–28
piasek w złożu	–37	–15

9.2. EKSPERYMENTALNA WERYFIKACJA MODELU MACKIEGO

Model zaproponowany przez Mackiego i opisany w rozdziale 3 został przez niego i Zhao tylko częściowo zweryfikowany [109] w warunkach laboratoryjnych i to znacznie odbiegających od warunków technicznych, w których prowadzi się zazwyczaj proces filtrowania. Przeprowadzono zatem badania eksperymentalne pozwalające na zweryfikowanie modelu w warunkach bliższych warunkom technicznym.

Badania wykonano na opisanych w poprzednim rozdziale stanowiskach laboratoryjnych oraz w warunkach technicznych w dwóch krakowskich stacjach uzdatniania wody. Badania w warunkach laboratoryjnych przeprowadzono dla dopływających

do filtrów zawieszin granulatów krzemionki i glinokrzemianu o różnych rozkładach wielkości cząstek opisanych w poprzednim rozdziale, które w niektórych seriach były dodatkowo koagulowane, w innych natomiast dopływały z pominięciem tego procesu. Wyniki te skonfrontowano z wynikami obliczeń numerycznych wykonanych z użyciem modelu Mackiego.

Współczynniki występujące w równaniu (3.5) przyjęto zgodnie z wyznaczonymi eksperymentalnie przez Mackiego [109]. Podczas tych eksperymentów Mackie zastosował zawiesinę z PCW o relatywnie niskiej gęstości i drobnym uziarnieniu. Gęstość cząstek PCW wynosiła $1,36 \text{ kg/m}^3$, a zakres wielkości mieścił się w przedziale od 0,5 do 10 mikrometrów. Potencjał powierzchniowy cząstek PCW był dodatni, a potencjał jednorodnych kulek szklanych wypełniających kolumnę filtracyjną ujemny. Pozwoliło to na pominięcie efektu działania odpychających sił elektrycznych.

Warunki panujące podczas eksperymentów opisanych w niniejszej rozprawie odbiegały od przyjętych przez Mackiego. Złoże filtracyjne stanowił wpracowany niejednorodny piasek o stratyfikacji zgodnej z podaną w tabeli 8.1. Ziarna piasku charakteryzowały się kolistością⁶ równą około 0,85 i – podobnie jak kulki szklane – ujemnym potencjałem powierzchniowym. W wodzie zdemineralizowanej potencjał zeta dla ziaren piasku wynosił (-37 mV), a w wodzie wodociągowej użytej do badań (-24 mV). Zastosowane w eksperymentach granulaty krzemionek i glinokrzemianów charakteryzowały się, w przeciwieństwie do mikrocząstek z PCW, dość wysokimi ujemnymi wartościami potencjału zeta. W wodzie zdemineralizowanej, dla cząstek granulatu Sipernat 820 A potencjał zeta wynosił (-42 mV), a dla granulatu Sipernat 310 (-27 mV). Natomiast w wodzie wodociągowej wykorzystanej podczas eksperymentów odpowiednio (-28 mV) i (-15 mV). Wyraźnie ujemne wartości potencjału zeta cząstek rozproszonych w zawiesinach oraz ziaren piasku pozwalały spodziewać się znacznych sił odpychających pomiędzy cząstkami i ziarnami piasku.

Zastosowane do weryfikacji modelu zakresy wielkości cząstek krzemionek i glinokrzemianów były zdecydowanie szersze niż zakres wielkości mikrocząstek PCW zastosowanych podczas eksperymentów Mackiego [109]. Rozkład wielkości cząstek granulatów krzemionki i glinokrzemianów wykorzystanych do weryfikacji przedstawiono na rysunku 9.1.1. Granulaty Sipernat 310 i Sipernat 820 A były najdrobniejsze. Jednak nawet w przypadkach tych granulatów około 20–40% objętości cząstek było większych od 10 mikrometrów – górnej granicy zakresu wielkości mikrocząstek PCW użytych w eksperymentach Mackiego.

Rozbieżności pomiędzy warunkami panującymi podczas eksperymentów, w czasie których Mackie wyznaczył współczynniki empiryczne użyte w modelu, i wery-

⁶ Koliistość zdefiniowano jako iloraz długości obwodu figury przez długość obwodu koła o polu powierzchni równym polu powierzchni tejże figury.

fikujących model spowodowały, iż wyniki obliczeń numerycznych przeprowadzonych dla modelu Mackiego i wyniki weryfikacji eksperymentalnej znacznie różniły się od siebie. Różnice te dotyczyły tak usuwania cząstek zaraz po płukaniu złoża, jak i usuwania cząstek w kolejnych etapach procesu filtrowania.

Cele eksperymentów przedstawionych w rozdziale 9.2

1. Porównanie wyników obliczeń wykonanych na podstawie modelu Mackiego uwzględniających opracowane przez Mackiego współczynniki empiryczne z wynikami pomiarów przeprowadzonych podczas eksperymentów laboratoryjnych i w skali technicznej.
2. Ocena możliwości zastosowania modelu Mackiego i opracowanych przez niego współczynników empirycznych do modelownia zawieszin o różnych własnościach adhezyjnych. Zgodność wyników obliczeń z wynikami eksperymentalnymi wskazywałaby nie tylko na poprawność przyjętego przez Mackiego algorytmu obliczeniowego, ale również na dominujący wpływ uwzględnionych w modelu parametrów (prędkość filtracji, rozkład wielkości cząstek, porowatość złoża czystego, uziarnienie złoża) na przebieg procesu filtrowania. Poszczególne eksperymenty różniły się między sobą nie tylko parametrami uwzględnionymi w obliczeniach, ale również parametrami, które w nich nie zostały uwzględnione, takie jak: potencjał powierzchniowy, powierzchnia właściwa, hydrofobowość, kształt i uwodnienie.
3. Przeanalizowanie różnic pomiędzy przebiegami efektywności usuwania cząstek o różnych wielkościach.

9.2.1. PRZEBIEG EKSPERYMENTÓW I WERYFIKACJA LABORATORYJNA Z UŻYCIEM ZAWIESINY KRZEMIONKI Z POMINIĘCIEM KOAGULACJI

Pierwszy z eksperymentów przeprowadzono na stanowisku laboratoryjnym nr 2 opisanym w rozdziale 8.2. Dopływająca zawiesina skonstruowana była z równomiernie rozproszonych w wodzie wodociągowej cząstek krzemionki Sipernat 310, których rozkład wielkości przedstawiono na rysunku 9.1.1. Obliczenia numeryczne wykonano na podstawie opisanego w rozdziale 3 modelu Mackiego. W obliczeniach uwzględniono przedstawione w tabeli 3.3.2 wartości parametrów λ_0 , σ_1 , λ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} , które wyznaczono w oparciu o eksperymenty przeprowadzone przez Mackiego. Do obliczeń przyjęto zastępczą zawiesinę składającą się z cząstek należących do 4 grup wielkości, zgodnie z tabelą 9.2.1.

W tabeli przedstawiono stężenia objętościowe cząstek z określonych przedziałów wielkości zawiesiny zastępczej. Zawiesinę zastępczą starano się tak dobrać, aby stężenia objętościowe cząstek z poszczególnych grup wielkości były takie same jak

zmierzone podczas eksperymentów weryfikujących. Ze względu na różne zakresy wielkości cząstek użytych podczas eksperymentów Mackiego oraz eksperymentów weryfikujących, objętość wszystkich cząstek większych od 5 mikrometrów została uwzględniona w jednej grupie wielkości cząstek o średniej średnicy równej 7,2 mikrometry, gdyż tej wielkości cząstki były największymi, uwzględnionymi podczas eksperymentów Mackiego.

Tabela 9.2.1

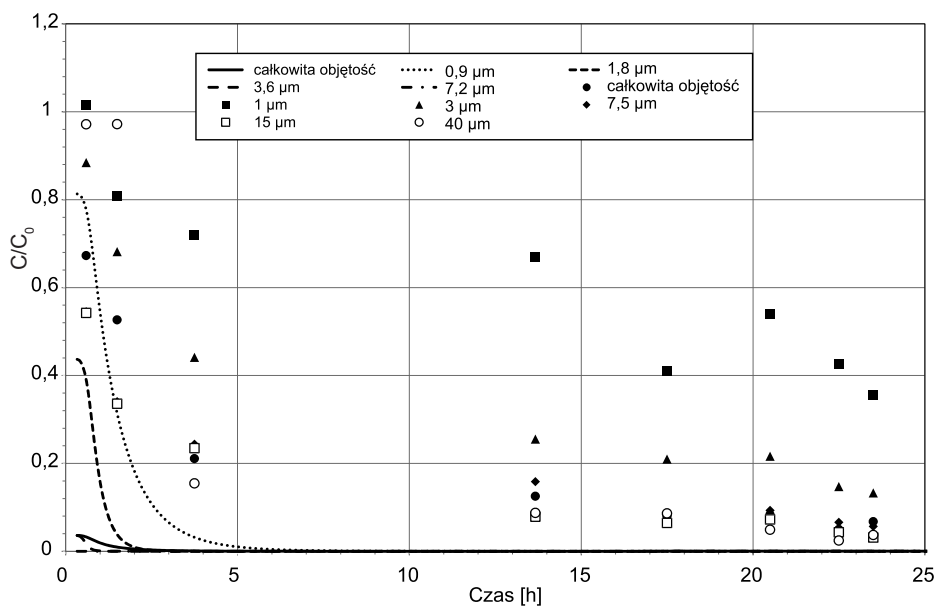
Granulacja cząstek dopływającej do filtra zawiesiny

Przedział średnic cząstek [μm]	0,6–1,4	1,4–2,3	2,3–5,5	5,5–9,5
Średnia średnica cząstek [μm]	0,9	1,8	3,6	7,2
Stężenie objętościowe [ppm]	2,0	2,0	5,1	65,7

Pomiary liczby i wielkości cząstek dokonano za pomocą analizatora wielkości cząstek Mastersizer 2000. Podczas pomiarów wyznaczono współczynnik refrakcji 1,5 jak dla krzemionki. Gęstość cząstek użytych w czasie eksperymentów zmierzono piknometrem jako równą 2000 kg/m^3 . Taką też gęstość cząstek przyjęto w obliczeniach. Złoże filtracyjne przyjęte do eksperymentów zostało dobrane zgodnie ze stratyfikacją ziaren przedstawioną w tabeli 8.1. Do obliczeń przyjęto złoże zastępcze składające się z 4 warstw, z których każda składała się z kulek o identycznej średnicy, równej średniej arytmetycznej największych i najmniejszych ziaren wchodzących w skład danej warstwy złoża rzeczywistego. Przy czym dwie dolne warstwy o średnicach z przedziału (0,8–1,0 mm i 1,0–1,25 mm) zastąpiono jedną o wysokości równej tym dwóm warstwom, wypełnioną kulkami o jednakowej średnicy równej średniej ważonej średnich średnic obu warstw. Złoże zastępcze przyjęte do obliczeń przedstawiono w rozdziale 9.3.1.1.1 w tabeli 9.3.2. Podczas eksperymentów laboratoryjnych oraz w obliczeniach wykonanych na podstawie modelu Mackiego przyjęto prędkość filtracji równą 5,3 m/h, temperaturę $19,5^\circ\text{C}$ i porowatość początkową złoża 0,38. Pozostałe parametry wody, wpływające na efektywność adhezji, lecz nieuwzględnione w modelu Mackiego, były podczas eksperymentów następujące: $\text{pH} = 8,3$, przewodność elektryczna właściwa $0,43 \text{ mS/cm}$, potencjał zeta (-24mV).

Efektywności usuwania cząstek z wszystkich grup wielkości były szczególnie niskie zaraz po płukaniu i wynosiły od około 60% do 0% w zależności od wielkości cząstek, co pokazano na rysunku 9.2.1. Stopniowo efektywności te ulegały poprawie, osiągając już po 5 godzinach wartości z przedziału od 12% do 40% w zależności od wielkości cząstek. Jedynie cząstki najdrobniejsze z przedziału wielkości 0,5–2 mikrometrów osiągały niższe efektywności usuwania. Po około dobie efektywność usuwania cząstek większych od 2 mikrometrów osiągnęła wartości z przedziału od 80% do 97%, w zależności od wielkości tych cząstek. Pod sam koniec filtracyklu zaobserwowano nieznaczne pogorszenie efektywności usuwania cząstek.

Wzrost efektywności usuwania cząstek można wytłumaczyć powiększającą się powierzchnią właściwą ziaren oraz lepszymi zdolnościami adhezyjnymi osadu powstałego z zatrzymanych cząstek zawiesiny Sipernat 310 od zdolności adhezyjnych ziaren piasku zaraz po jego płukaniu. Zatrzymane na ziarnach cząstki zawiesiny Sipernat 310 charakteryzowały się niższą ujemną wartością potencjału zeta niż ziarna piasku i wysoką powierzchnią właściwą (tabela 9.1.1). Wraz ze wzrostem stopnia zakolmatowania złoża maleje porowatość, rośnie rzeczywista prędkość przepływu oraz siły i naprężenia ścinające. Dlatego pod koniec filtracyklu obserwowano brak poprawy efektywności usuwania cząstek, a od pewnego momentu nawet jego pogarszanie się.

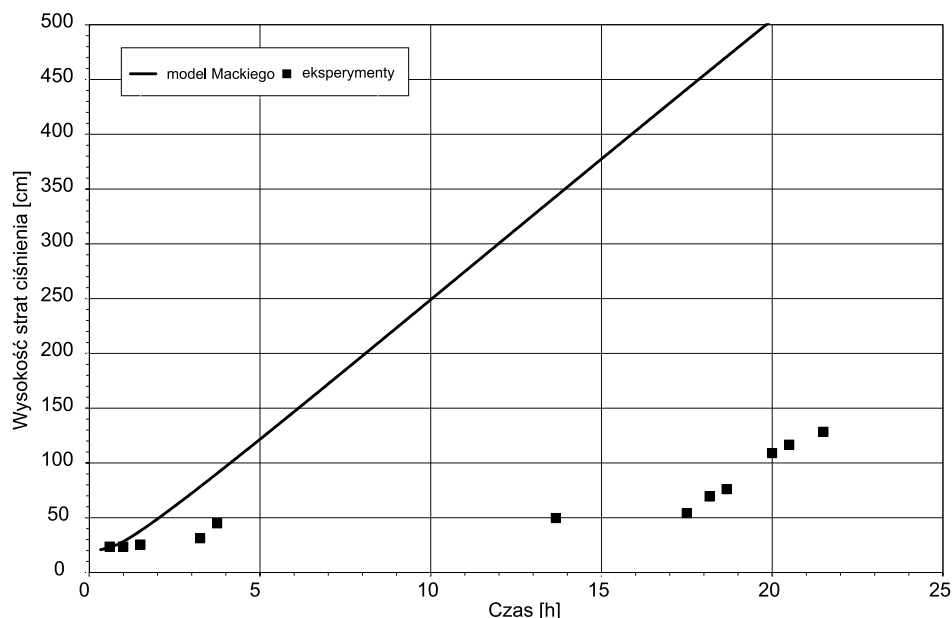


Rys. 9.2.1. Porównanie wyników eksperymentalnych i obliczeń modelem Mackiego dla cząstek krzemionki Sipernat 310 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

W wynikach obliczeń oraz podczas eksperymentów obserwowano charakterystyczne etapy początkowej poprawy efektywności usuwania cząstek, stabilizacji i pogorszenia. Jednak efektywności uzyskane podczas obliczeń osiągały kilkukrotnie wyższe wartości niż uzyskane eksperymentalnie.

Drobniejsza zawiesina zastosowana podczas eksperymentów Mackiego do wyznaczenia współczynników uwzględnionych w obliczeniach powinna skutkować niższą efektywnością usuwania cząstek. Jednak lepsze własności adhezyjne i dodatni potencjał powierzchniowy cząstek PCW sprawiły, iż obliczone efektywności były znacznie wyższe od zmierzonych eksperymentalnie.

Obliczone z równania (3.7) wartości efektywności usuwania cząstek w czystym złożu również dostarczały wyższe wartości niż wyznaczone eksperymentalnie. Równanie (3.7) nie uwzględniało zjawiska adhezji. Wyższe obliczone efektywności usuwania cząstek skutkowały wyższymi stratami ciśnienia niż wyznaczone eksperymentalnie. Straty ciśnienia obliczono z równania (3.23) z uwzględnieniem współczynników wyznaczonych eksperymentalnie przez Mackiego: $a_1 = 376,41$, $a_2 = 39\,210,5$.



Rys. 9.2.2. Porównanie wyników eksperymentalnych i obliczeń modelem Mackiego całkowitych wysokości strat ciśnienia na złożu dla cząstek krzemionki Sipernat 310 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

Wnioski na podstawie wyników przedstawionych na rysunkach 9.2.1 i 9.2.2

1. Duże rozbieżności pomiędzy wartościami obliczonymi i zmierzonymi (rys. 9.2.1 i 9.2.2) świadczą o znacznym wpływie parametrów zawiesiny, których nie uwzględniono w modelu Mackiego, takich jak na przykład potencjał powierzchniowy cząstek, pH czy też moc jonowa roztworu wodnego, w którym się znajdowały. Pozostałe parametry uwzględnione w modelu Mackiego, poza szerszym zakresem wielkości cząstek, w niewielkim stopniu różniły się od tych, dla których wyznaczono współczynniki empiryczne. Opracowany model nie nadaje się więc do wyznaczania przebiegów filtrowania dla zawiesin o znacząco różniących się własnościach fizykochemicznych względem tych, dla których wyznaczono współczynniki empiryczne.

2. Rozbieżności pomiędzy efektywnościami usuwania cząstek o różnych wielkościach w czystym złożu, obliczone na podstawie modelu kulistego Mackiego były znacznie większe od rozbieżności pomiędzy efektywnościami usuwania cząstek o różnej wielkości, zaobserwowanymi podczas eksperymentów. Świadczy to o uwzględnieniu w modelu Mackiego zbyt dużego wpływu wielkości cząstek na efektywność ich usuwania.
3. Efektywności usuwania tych samych wielkości cząstek zawiesiny obliczone z modelu Mackiego opartego na modelu Happela dla złoża czystego były znacznie niższe od wyznaczonych eksperymentalnie. Oznacza to, że cząstki zawieszin użyte podczas eksperymentów charakteryzowały się dużo niższą niż stu-procentową efektywnością adhezji.
4. Zaobserwowano znaczne różnice pomiędzy efektywnością usuwania cząstek z różnych przedziałów wielkości.
5. Obliczone i zmierzone eksperymentalnie wysokości strat ciśnienia w złożu czystym były zbliżone ze sobą, co świadczy o poprawności równania Kozeny'ego-Carmana.

9.2.2. WERYFIKACJA LABORATORYJNA Z UŻYCIEM ZAWIESINY GLINOKRZEMIANU Z POMINIĘCIEM KOAGULACJI

W kolejnym eksperymencie weryfikującym model Mackiego zastosowano pył glinokrzemianu o handlowej nazwie Sipernat 820A. Rozkład wielkości cząstek pyłu Sipernat 820A przedstawiono na rysunku 9.1.1, natomiast skład chemiczny i powierzchnię właściwą BET w tabeli 9.1.1. Eksperyment przeprowadzono na stanowisku laboratoryjnym nr 2 opisanym w rozdziale 8.2. Podczas tych eksperymentów pominięto proces koagulacji. W trakcie eksperymentów i w obliczeniach wyznaczono prędkość filtracji równą 5,0 m/h, a temperaturę 18,5°C. Stężenie zawiesiny dopływającej do filtra podczas eksperymentów utrzymane było na poziomie 150 mg/l, wartość pH wynosiła około 8,75, wartość konduktancji 0,42 mS/cm, a wartość potencjału zeta (–28mV). Do obliczeń przyjęto wartości λ_0 , σ_1 , λ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} wyznaczone na podstawie eksperymentów Mackiego i przedstawione w tabeli 3.3.2. Zawiesina zastępcza przyjęta w obliczeniach składała się z cząstek należących do 4 grup wielkości, zgodnie z tabelą 9.2.2.

Tabela 9.2.2

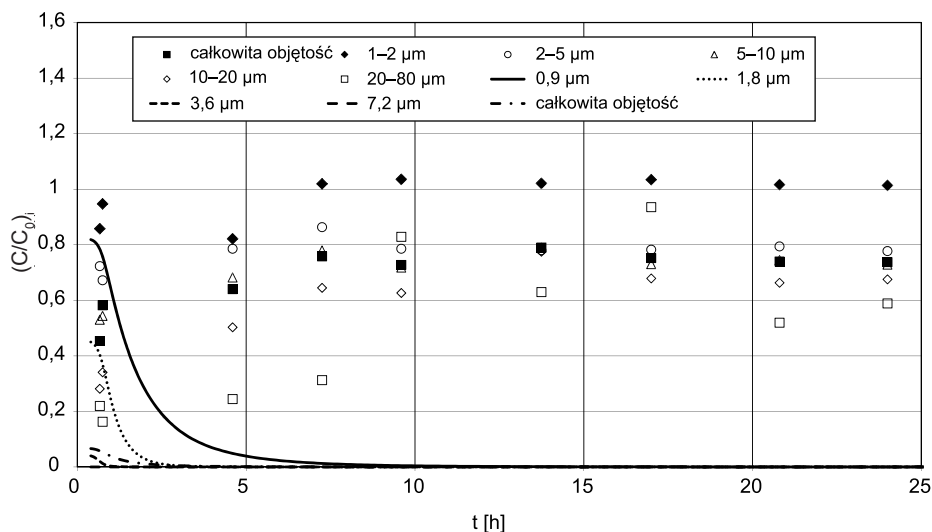
Granulacja cząstek dopływającej do filtra zawiesiny

Przedział średnic cząstek [μm]	0,6–1,4	1,4–2,3	2,3–5,5	5,5–9,5
Średnia średnica cząstek [μm]	0,9	1,8	3,6	7,2
Stężenie objętościowe [ppm]	2,6	5,0	15,0	52,5

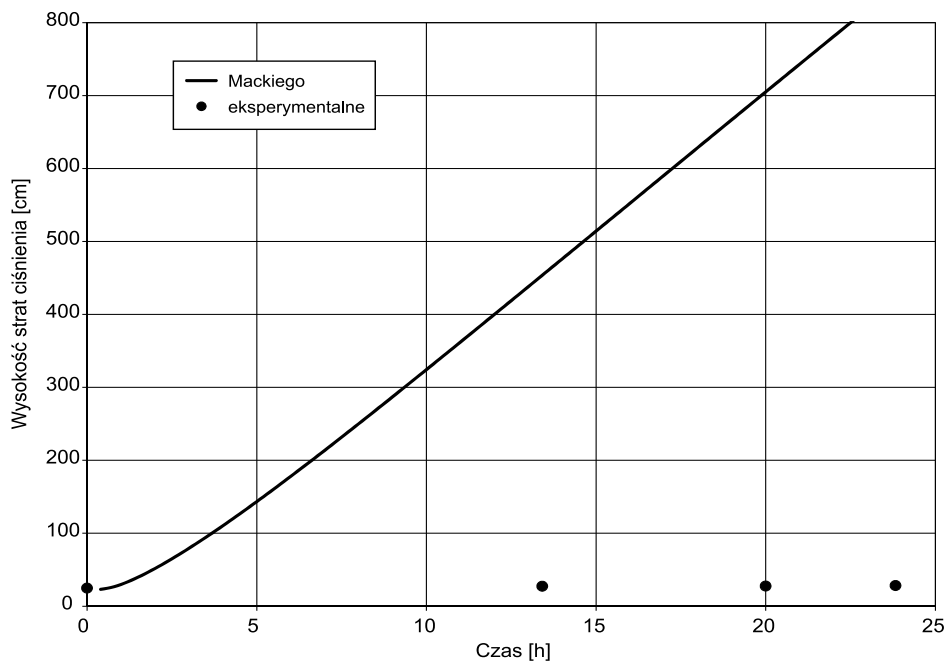
Podobnie jak przy weryfikacji opisanej w rozdziale 9.2.1 objętość wszystkich cząstek większych od 5 mikrometrów została uwzględniona w zawiesinie zastępczej w jednej grupie wielkości cząstek o średniej średnicy równej 7,2 mikrometry, gdyż tej wielkości cząstki były największymi, uwzględnionymi podczas eksperymentów Mackiego. Pomiary liczby i wielkości cząstek dokonano analizatorem wielkości cząstek Mastersizer 2000. Podczas pomiarów uwzględniono współczynnik refrakcji 1,5 jak dla krzemionki.

Gęstość cząstek użytych w czasie eksperymentów zmierzono piknometrem jako równą 2000 kg/m^3 . Taką też gęstość cząstek uwzględniono w przeprowadzonych obliczeniach. Złoże filtracyjne przyjęte do eksperymentów zostało dobrane zgodnie ze stratyfikacją ziaren przedstawioną w tabeli 8.1. Do obliczeń przyjęto złoże zastępcze składające się z 4 warstw, z których każda składała się z kulek o identycznej średnicy, równej średniej arytmetycznej największych i najmniejszych ziaren wchodzących w skład danej warstwy złoża rzeczywistego. Przy czym dwie dolne warstwy o średnicach z przedziału (0,8–1,0 i 1,0–1,25) zastąpiono jedną o wysokości równej wysokości tych dwóch warstw wypełnionej kulkami o jednakowej średnicy, równej średniej ważonej średnich średnic obu warstw. Złoże zastępcze przyjęte do obliczeń przedstawiono w rozdziale 9.3.1.1.1 w tabeli 9.3.2. Jak wspomniano w rozdziale 9.1, pył glinokrzemianowy Sipernat 820A charakteryzuje się wyjątkowo wysoką wartością ujemnego potencjału powierzchniowego, w związku z czym można się spodziewać występowania znacznych elektrycznych sił odpychających pomiędzy tymi cząstkami a ziarnami piasku.

Dodatkowo mikrocząstki Sipernat 820 A cechowały się dość niską powierzchnią właściwą. Dlatego podczas procesu filtrowania sukcesywnie tworząca się na ziarnach złoża warstwa osadu powodowała pogarszanie warunków adhezji i spadek usuwania cząstek zawiesiny, mimo powiększającej się powierzchni właściwej ziaren. Tego typu przebiegi filtrowania były wcześniej opisywane w literaturze [137]. Wprowadzenie do obliczeń współczynników wyznaczonych przez Mackiego podczas eksperymentów z cząstkami zawiesiny o dodatnim potencjale powierzchniowym, pozwalającym pominąć efekt elektrycznego odpychania cząstek i nieuwzględnienie tego wpływu w modelu, spowodowało znaczne rozbieżności pomiędzy wynikami obliczeniowymi i eksperymentalnymi, co pokazano na rysunku 9.2.3. W konsekwencji obliczone wartości efektywności usuwania cząstek oraz wysokości strat ciśnienia były dużo wyższe od zmierzonych eksperymentalnie, co przedstawiono na rysunku 9.2.4. Wartości współczynników $a_1 = 376,41$, $a_2 = 39\,210,5$ z równania (3.23) wyznaczono na podstawie eksperymentów Mackiego.



Rys. 9.2.3. Pozostałe stężenia cząstek w filtracji uzyskane eksperymentalnie z użyciem cząstek glinokrzemianu Sipernat 820A i obliczone modelem Mackiego (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)



Rys. 9.2.4. Wysokości strat ciśnienia na złożu wyznaczone eksperymentalnie dla cząstek glinokrzemianu Sipernat 820 A i obliczone modelem Mackiego (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

Wnioski na podstawie wyników przedstawionych na rysunkach 9.2.3 i 9.2.4

- Identyczne jak wnioski (1)–(4) przedstawione pod rysunkami 9.2.1 i 9.2.2.
- Obserwowany w początkowym etapie procesu filtrowania spadek efektywności zatrzymywania cząstek świadczy o stopniowo pogarszających się własnościach adhezyjnych ziaren pokrytych osadem. Efektywność filtrowania malała od samego początku, mimo iż powierzchnia właściwa ziaren musiała powiększać się wraz ze wzrostem stężenia osadu. Oznacza to, że własności adhezyjne cząstek zatrzymanych na złożu były znacznie gorsze od własności ziaren czystego złoża. Cząstki zawiesiny charakteryzowały się wyjątkowo wysoką ujemną wartością potencjału powierzchniowego i wyjątkowo niską wartością powierzchni właściwej BET.

9.2.3. WERYFIKACJA LABORATORYJNA Z UŻYCIEM ZAWIESINY GLINOKRZEMIANU PO FLOKULACJI

Model Mackiego jest opracowany głównie do opisu procesu filtrowania cząstek niekoagulowanych. Uwzględnione równania modeli EWZ opracowane są dla cząstek, a nie kłaczków. Dodatkowo proces flokulacji może być kontynuowany w przestrzeniach porowatych wewnątrz złoża, stanowiąc kolejny mechanizm efektywności transportu w obszar działania sił adhezji. Pomimo to zweryfikowano model Mackiego również dla kłaczków po flokulacji, gdyż równania modeli EWZ uwzględnione są tylko do wyznaczenia wpływu zmian warunków filtrowania, a nie do bezpośredniego wyznaczenia przebiegu procesu filtrowania, a analogiczne zależności powinny być również spełnione dla zawiesin po flokulacji.

Uwzględnione równanie bilansu masy jest prawdziwe dla zawiesiny koagulowanej i niekoagulowanej. Zastosowane w modelu Mackiego równanie kinetyki opracowane było dla cząstek niekoagulowanych, można jednak przypuszczać, iż będzie spełnione także dla cząstek po flokulacji, gdyż podobne przebiegi filtrowania obserwuje się dla cząstek koagulowanych, jak i niekoagulowanych. Podczas badań zastosowano zawiesinę skonstruowaną w oparciu o przefiltrowaną wodę wodociągową oraz pył glinokrzemianu 820 A.

Eksperymenty przeprowadzono na stanowisku laboratoryjnym nr 1 opisanym w rozdziale 8.1. Stężenie zawiesiny surowej przed koagulacją utrzymane było na poziomie 6,3 mg/l. Następnie do zawiesiny dozowano pięcioprocentowy roztwór siarczanu glinu w ilości 250 ml/m³. Podczas eksperymentów i w obliczeniach przyjęto prędkość filtracji równą 6,6 m/h, a temperaturę równą 15,9°C. Podczas eksperymentów średnia wartość pH wynosiła 7,0, wartość konduktancji 0,41 mS/cm, a wartość potencjału zeta (+3mV).

Do obliczeń wprowadzono wartości λ_0 , σ_1 , λ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} wyznaczone na podstawie eksperymentów Mackiego i przedstawione w tabeli 3.3.2. Zawiesina zastępcza

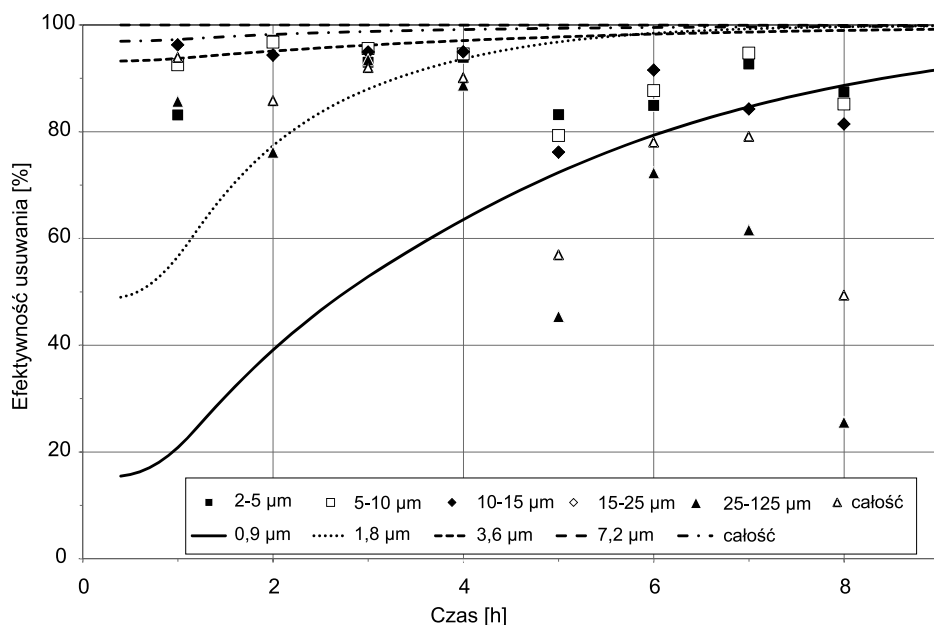
przyjęta w obliczeniach składała się z cząstek należących do 4 grup wielkości, zgodnie z tabelą 9.2.3. Podobnie jak we wcześniejszych weryfikacjach objętość wszystkich cząstek większych od 5 mikrometrów została uwzględniona w zawieszynie zastępczej w jednej grupie wielkości cząstek o średniej średnicy równej 7,2 mikrometry, gdyż tej wielkości cząstki były największymi, wziętymi pod uwagę podczas eksperymentów Mackiego.

Pomiary liczby i wielkości cząstek dokonano z wykorzystaniem licznika cząstek Liquilaz. Podobnie jak w poprzednich weryfikacjach złoża filtracyjne przyjęte do eksperymentów zostało dobrane zgodnie ze stratyfikacją ziaren przedstawioną w tabeli 8.1, a złożo zastępcze dobrane zgodnie z tabelą 9.3.2 z rozdziału 9.3.1.1.1.

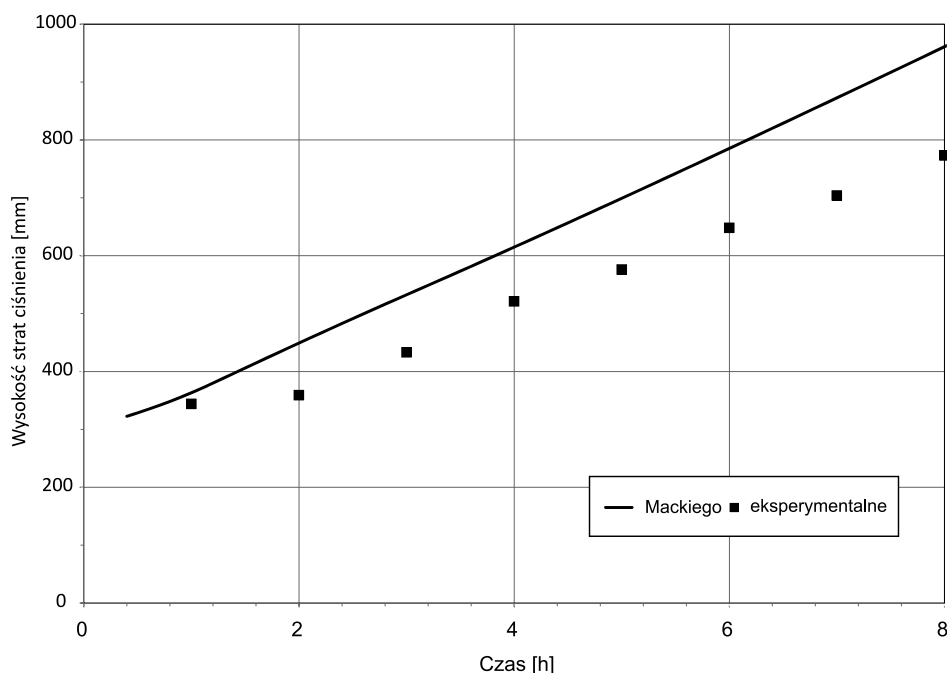
Tabela 9.2.3

Granulacja cząstek dopływającej do filtra zawiesziny

Przedział średnic cząstek [μm]	0,6–1,4	1,4–2,3	2,3–5,5	5,5–9,5
Średnia średnica cząstek [μm]	0,9	1,8	3,6	7,2
Stężenie objętościowe [ppm]	0,5	1	1,5	31



Rys. 9.2.5. Porównanie efektywność usuwania cząstek z poszczególnych grup wielkości dla skoagulowanej zawiesziny zmierzonej eksperymentalnie i obliczonej modelem Mackiego (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)



Rys. 9.2.6. Porównanie wyników eksperymentalnych i obliczeń modelem Mackiego całkowitych wysokości strat ciśnienia na złożu – dla cząstek po flokulacji (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

Ze względu na niewielką wartość potencjału zeta, gwarantującą ograniczenie elektrycznych sił odpychających i uzyskanie wysokiej efektywności adhezji, efektywności usuwania cząstek były zdecydowanie wyższe niż obserwowane podczas wcześniejszych weryfikacji przeprowadzonych dla zawieszin niepoddanych flokulacji. Równie wysokie efektywności usuwania cząstek dostarczał model Mackiego. Uwzględnione współczynniki wyznaczone były przez Mackiego podczas eksperymentów z zawiesziną o podobnej wartości potencjału zeta. Jednak przebiegi usuwania cząstek poszczególnych grup wielkości wyznaczone eksperymentalnie i obliczone znacznie różniły się od siebie.

Efektywności usuwania cząstek drobniejszych w modelu Mackiego podczas całego filtrocyklu ulegały poprawie, co pokazano na rysunku 9.2.5. Eksperymenty laboratoryjne wskazywały na poprawę efektywności usuwania cząstek drobniejszych tylko w pierwszej godzinie zaraz po płukaniu, następnie efektywność ta utrzymywała się na stałym poziomie, a pod koniec ulegała pogorszeniu. Natomiast efektywność usuwania cząstek najgrubszych od początku ulegała wyraźnej degradacji, by osiągnąć pod koniec filtrocyklu niemal pięciokrotnie niższe wartości niż na początku. Model Mackiego nie wskazuje na równie wyraźne pogarszanie się

efektywności zatrzymywania cząstek najgrubszych. Przyczyną tego mógł być fakt, iż zakres cząstek brany pod uwagę w modelu Mackiego nie uwzględniał tak dużych cząstek, jakie pojawiły się w czasie eksperymentów, a efektywność najgrubszych w modelu cząstek ulegała tylko niewielkiemu pogorszeniu podczas procesu.

Inną przyczyną nagłego pogorszenia jakości filtratu mogło być pojawienie się zjawiska cedzenia, które dotyczyło głównie cząstek najgrubszych i powodowało nagły wzrost ich stężenia w filtracie. Pojawiające się w zawieszynie po flokulacji kłaczkii osiągały znaczne rozmiary, nawet 100 mikrometrów, co przy przyjętych stosunkowo drobnych ziarnach złoża groziło pojawieniem się niepożądanego zjawiska cedzenia. Liczni badacze [13, 56, 161] wskazywali na pojawianie się tego zjawiska w warunkach pozornie niewskazujących na takie zagrożenie. Pojawia się ono jednak często przy dużej niejednorodności ziaren i cząstek zawiesin. Nie obserwowano jednak nienaturalnie wysokiego wzrostu strat ciśnienia na złożu zazwyczaj towarzyszącego zjawisku cedzenia.

Na rysunku 9.2.6 porównano również straty ciśnień uzyskane z modelu Mackiego i eksperymentalnie. Wartości współczynników $a_1 = 376,41$, $a_2 = 39\,210,5$ z równania (3.23) przyjęto na podstawie eksperymentów Mackiego. Ze względu na dość wysokie efektywności usuwania cząstek w obu przypadkach, uzyskane straty wysokości ciśnienia osiągały relatywnie zbliżone wartości. Straty uzyskane z modelu Mackiego są nieznacznie wyższe. Przyczyną tego mogła być zawiesina składająca się z cząstek o zdecydowanie większych wymiarach niż użyta w badaniach Mackiego. Większość badaczy [30, 169, 170] wskazuje na wyższe straty stawiane przez osad składający się z drobniejszych cząstek niż z cząstek grubszych. Wyniki uzyskane dla zawieszyny po flokulacji i przedstawione na rysunku 9.2.5 również nie są satysfakcjonujące, choć są zdecydowanie bardziej zbliżone z wynikami modelu Mackiego niż w przypadku zawiesin nieskoagulowanych, co pokazuje, jak istotne są elektryczne siły odpychające.

Wnioski na podstawie wyników przedstawionych na rysunkach 9.2.5 i 9.2.6

1. Podczas eksperymentów z zawiesziną po flokulacji nie zaobserwowano tak znacznej poprawy usuwania cząstek, jaka by wynikała z obliczeń. Świadczy to o niższych wartościach σ_{gr} i σ_m dla kłaczków niż wyznaczone dla cząstek PCW o tych samych wielkościach, lub o niepoprawności przyjętego modelu.
2. Obliczenia efektywności dla czystego złoża dostarczały dla tych samych wielkości cząstek o niecałe 8% wyższe wartości niż zmierzone eksperymentalnie. Wartości potencjału zeta przyjmowały niewielką dodatnią wartość w obu przypadkach.
3. Obliczone wartości wysokości strat ciśnienia na początku przyjmowały wartości równe eksperymentalnym, co świadczy o poprawności równania Kozeny'ego. Podczas eksperymentów wartości obliczone były o około 10% wyższe

od zmierzonych eksperymentalnie, co było konsekwencją niższych wartości usuwalności cząstek podczas eksperymentów.

4. Obserwowano znaczne rozbieżności pomiędzy usuwaniem cząstek o różnych wielkościach.

9.2.4. WERYFIKACJA W SKALI TECHNICZNEJ

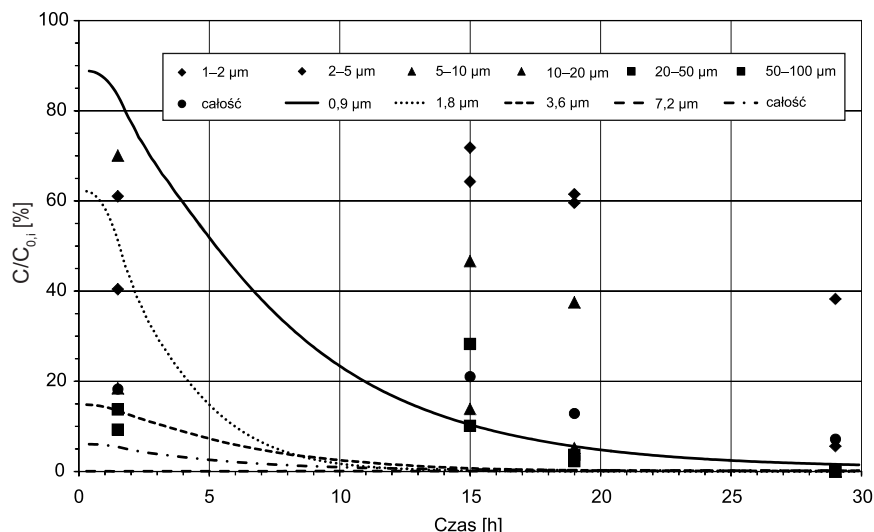
Model Mackiego zweryfikowano również w oparciu o eksperymenty przeprowadzone na stanowisku badawczym w skali technicznej nr 1 opisanym w rozdziale 8.4. Eksperyment przeprowadzono przy prędkości filtracji równej 4,86 m/h i temperaturze 13°C. Te same wartości prędkości i temperatury przyjęto w obliczeniach. Wyznaczone uziarnienie złoża przedstawiono w tabeli 8.3. Porowatość złoża po płukaniu wyznaczono jako równą 0,39. Na podstawie zmierzonych uziarnienia i porowatości wprowadzono do obliczeń złożo zastępcze składające się z 4 warstw, których uziarnienie przedstawiono w tabeli 9.3.26 w rozdziale 9.3.2.1.

Dopływająca do filtra zawiesina była wcześniej poddana flokulacji i sedymentacji. Liczbę cząstek z poszczególnych przedziałów wielkości zmierzono licznikiem cząstek i podano w tabeli 9.3.25. Opierając się na zmierzonych liczbach cząstek, przyjęto zawiesinę zastępczą, przyjmując średnicę cząstek z danego przedziału równą średniej geometrycznej największych i najmniejszych cząstek w tym przedziale. Natomiast stężenia objętościowe cząstek z poszczególnych przedziałów wyznaczono, mnożąc objętość cząstki o średniej średnicy przez liczbę zmierzonych cząstek z danego przedziału. Podczas badań średnia wartość zmierzonej konduktancji wynosiła 0,717 mS/cm, pH = 8,37. Do obliczeń wprowadzono wartości λ_0 , σ_1 , λ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} wyznaczone w oparciu o eksperymenty Mackiego i przedstawione w tabeli 3.3.2. Wartości współczynników z równania (3.23) również przyjęto na podstawie eksperymentów Mackiego: $a_1 = 376,41$, $a_2 = 39\,210,5$.

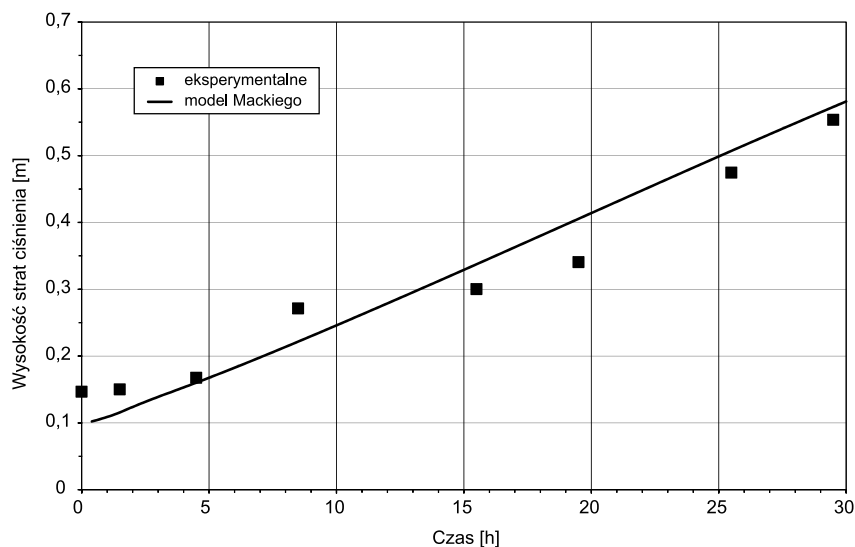
Wyniki weryfikacji w skali technicznej przedstawiono na rysunkach 9.2.7 i 9.2.8. Podobnie jak w przypadku wcześniejszych weryfikacji efektywności usuwania cząstek uzyskane w oparciu o model Mackiego były wyższe od uzyskanych eksperymentalnie, aczkolwiek w przypadku tej weryfikacji różnice te były zdecydowanie mniejsze. Obliczenia oparte na modelu Mackiego sugerowały natychmiastowy wzrost efektywności usuwania cząstek najgrubszych zaraz po płukaniu i w krótkim czasie osiągnięcie niemal stuprocentowego ich usuwania.

Wyniki eksperymentalne wskazywały na stopniową poprawę efektywności usuwania wszystkich wielkości cząstek, przy czym cząstki grubsze – podobnie jak w przypadku obliczeń – były od początku o wiele lepiej usuwane niż cząstki drobniejsze. Przyczyną rozbieżności mogły być – podobnie jak wcześniej – wyższe ujemne wartości potencjału zeta podczas badań w skali technicznej, powodujące obniżenie efektywności adhezji. Efektywność transportu mogła z kolei być obniżo-

na ze względu na niejednorodne wartości gęstość kłaczków, w niektórych przypadkach niemal równą gęstości wody. Niskie gęstości kłaczków o dużych rozmiarach mogły powodować, iż pomimo poprzedzających filtry osadników, do filtrów



Rys. 9.2.7. Porównanie pozostałych w filtracie stężeń cząstek z poszczególnych grup wielkości pomierzonych eksperymentalnie w skali technicznej i obliczonych z modelu Mackiego (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)



Rys. 9.2.8. Porównanie wysokości ciśnienia na złożu zmierzonych eksperymentalnie w skali technicznej i obliczonych z modelu Mackiego (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

przeniknęły kłaczki o rozmiarach większych od 50 mikrometrów, a nawet osiągających rozmiary równe kilkuset mikronów. Tej wielkości kłaczki nawet przy stosunkowo grubym uziarnieniu złoża mogą przyczyniać się do pojawienia się zjawiska cedzenia, jeśli nie od początku procesu, to przy pewnym stopniu jego zakolmatowania.

Badania ziaren piasku złoża filtra w stacji uzdatniania wody na rzece Dłubnia wskazują, iż ziarna te są w znacznym stopniu pokryte warstwą biofilmu, co mogło znacząco wpływać na efektywność transportu i adhezji poprzez wzrost prędkości wewnątrz porów oraz dodatkowe elektryczne siły odpychające na powierzchni warstwy biofilmu. Zazwyczaj jednak zjawisku cedzenia towarzyszy znaczący wzrost strat ciśnienia, a takiego podczas pomiarów nie zaobserwowano. Straty ciśnienia przedstawiono na rysunku 9.2.8. Układały się one dość podobnie do wyznaczonych z modelu Mackiego.

Wnioski

Wnioski analogiczne do przedstawionych pod rysunkami 9.2.1 i 9.2.2.

9.2.5. OCENA WERYFIKACJI MODELU MACKIEGO

Przedstawione wyniki badań eksperymentalnych przeprowadzonych w laboratorium i w stacji uzdatniania wody dla zawiesin poddanych koagulacji i niepoddanych koagulacji wskazują na dość duże rozbieżności w porównaniu z wynikami obliczeń uzyskanymi na podstawie modelu Mackiego. Jedną z tego przyczyn mogą być uwzględnione w modelu wartości współczynników λ_0 , σ_1 , λ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} wyznaczone przez Mackiego (tabela 3.3.2) w warunkach odbiegających od panujących podczas eksperymentów weryfikujących model.

Podczas badań Mackiego zastosowano złożę jednorodne, składające się z kulek szklanych. Weryfikacje eksperymentalne przeprowadzono na niejednorodnych złożach piaskowych, składających się z wpracowanych ziaren o nieregularnych kształtach, w przypadku filtra w stacji uzdatniania wody na rzece Dłubni, w znacznym stopniu pokrytego warstwą biofilmu. Wynikiem tego mogło być pojawienie się nieuwzględnianego w modelu wpływu zjawiska cedzenia. Warstwa biofilmu mogła wywołać dodatkowe elektryczne siły odpychające, obniżające efektywność adhezji.

Duże różnice dotyczyły również zastosowanych podczas weryfikacji oraz podczas eksperymentów Mackiego zawiesin. Zakres wielkości cząstek zawiesin dopływających do filtrów podczas weryfikacji znacznie przekraczał zakres wielkości cząstek zawiesin zastosowanych przez Mackiego. Większe rozmiary cząstek powinny teoretycznie poprawiać efektywność transportu w początkowym etapie procesu, ze względu na zależne od wielkości cząstek zjawiska bezpośredniego zaczepiania i se-

dymmentacji, ewentualnie obniżyć ją pod koniec filtracyklu. Przyczyną rozbieżności mógł także być nieregularny kształt cząstek po flokulacji, to jednak również raczej przyczyniałoby się do poprawy efektywności, a nie pogarszania. Pewne obniżenie efektywności mogły natomiast powodować kłaczkii o dużych rozmiarach, których gęstości mogły być znacznie niższe od przyjętych średnich wartości. Wydaje się jednak, że czynnikiem decydującym o niższych wartościach efektywności usuwania cząstek podczas eksperymentów weryfikujących, szczególnie tych nieuwzględniających koagulacji, były rozbieżności pomiędzy efektywnościami adhezji cząstek. Cząstki PCW zastosowane podczas eksperymentów Mackiego charakteryzowały się niewielkim dodatnim ładunkiem powierzchniowym, natomiast cząstki użyte podczas eksperymentów weryfikujących w większości przypadków charakteryzowały się dość wysokimi ujemnymi wartościami potencjałów powierzchniowych. Ładunki te i ujemne potencjały powierzchniowe ziaren złoża decydowały o zdecydowanie niższej efektywności adhezji podczas eksperymentów weryfikujących niż podczas eksperymentów Mackiego.

9.3. WERYFIKACJA EKSPERYMENTALNA OPRACOWANEGO ZMODYFIKOWANEGO MODELU

Model teoretyczny zaproponowany przez Mackiego i uwzględniający wyznaczone przez niego (tabela 3.3.2) wartości referencyjne parametrów λ_0 , σ_1 , λ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} dostarczał rozbieżne wyniki w porównaniu z wynikami wyznaczonymi eksperymentalnie w laboratorium i w stacji uzdatniania wody. Prawdopodobnie najistotniejszymi przyczynami tych rozbieżności były odmienne zawiesiny oraz ziarna złoża zastosowane podczas eksperymentów w warunkach odniesienia przeprowadzonych przez Mackiego oraz podczas badań weryfikacyjnych opisanych w rozdziale 9.2. Konsekwencją tego były wyraźnie różniące się od siebie własności adhezyjne cząstek.

Aby uzyskać wyniki obliczeń bliższe wyznaczonym eksperymentalnie, konieczne byłoby uwzględnienie w równaniach teoretycznych wpływu zmian wszystkich parametrów wpływających na własności adhezyjne cząstek. Oceniono jednak, iż aktualny stan wiedzy nie pozwala w sposób satysfakcjonujący na uwzględnienie wpływu zmian wszystkich tych parametrów. Postanowiono zatem zweryfikować model, opierając się na eksperymentach, w których zmieniać będą się tylko: prędkość filtracji, temperatura, stężenie zawiesiny, rozkład wielkości cząstek, stężenie zawiesiny, ewentualnie także uziarnienie i porowatość złoża. Założono natomiast, iż podczas eksperymentów w warunkach odniesienia i eksperymentów weryfikujących, użyte cząstki zawiesiny będą miały zbliżone do siebie własności adhezyjne. Weryfikacji poddano zmodyfikowany model Mackiego, przedstawiony szczegółowo w rozdziale 6. Zastosowaną metodę obliczeniową opisano w rozdziale 7. Szczegółowe wa-

runki poszczególnych weryfikacji zaprezentowano w niniejszym rozdziale przy opisie tych weryfikacji.

9.3.1. WERYFIKACJA LABORATORYJNA ZMODYFIKOWANEGO MODELU

Cele eksperymentów przedstawionych w rozdziale 9.3.1

1. Wyznaczenie współczynników empirycznych występujących w równaniu (6.5) dla trzech typów zawiesin o różnych właściwościach adhezyjnych: niekoagulowanej o potencjale powierzchniowym -27mV (rys. 9.2.9), niekoagulowanej o potencjale powierzchniowym -42mV (rys. 9.2.21) oraz dla zawiesin po flokulacji (rys. 9.2.24).
2. Weryfikacja równania (6.5) dla trzech typów zawiesin o różnych właściwościach adhezyjnych: niekoagulowanej o potencjale powierzchniowym -27mV (rys. 9.2.9), niekoagulowanej o potencjale powierzchniowym -42mV (rys. 9.2.21) oraz dla zawiesin po flokulacji (rys. 9.2.24).
3. Weryfikacje eksperymentalne zmodyfikowanego modelu, przy zmienionych warunkach filtrowania względem warunków, dla których wyznaczano współczynniki empiryczne: przy zmienionej prędkości filtracji (rys. 9.2.11), przy zmienionych prędkości filtracji, temperaturze i stężeniu zawiesiny (rys. 9.2.13), przy zmienionych temperaturze, uziarnieniu i wysokości złoża (rys. 9.2.15–9.2.18), przy zmienionych temperaturze i prędkości filtracji (rys. 9.2.23), przy zmienionych prędkości filtracji, temperaturze i rozkładzie wielkości kłaczków rozproszonych w dopływającej zawieszynie (9.2.26), przy zmienionych własnościach adhezyjnych zawiesiny i temperaturze (rys. 9.2.20).
4. Weryfikacja eksperymentalna zmodyfikowanego modelu na poszczególnych głębokościach złoża (rys. 9.2.13, 9.2.15–9.2.18).
5. Wyznaczenie współczynników empirycznych występujących w równaniu (6.66) (rys. 9.2.10).
6. Weryfikacja laboratoryjna równań (2.21) i (6.66) wysokości strat ciśnienia (rys. 9.2.12, 9.2.14, 9.2.19, 9.2.22, 9.2.25, 9.2.27, 9.2.30).

9.3.1.1. EKSPERYMENTY Z UŻYCIEM ZAWIESINY KRZEMIONKI SIPERNAT 310 Z POMINIĘCIEM KOAGULACJI

9.3.1.1.1. EKSPERYMENT 1

Pierwszy z eksperymentów w tej serii przeprowadzono na stanowisku laboratoryjnym nr 2 opisanym w rozdziale 8.2. Doświadczenie to pozwoliło na wyznaczenie współczynników wykorzystanych do modelowania przebiegów pozostałych eksperymentów weryfikacyjnych tej serii, które zostały przeprowadzone przy innych

warunkach filtrowania. Dopływająca zawiesina składała się z równomiernie rozproszonych cząstek krzemionki Sipernat 310, których rozkład wielkości przedstawiono na rysunku 9.1.1. W przyjętej metodzie obliczeniowej opisanej w rozdziale 7 cząstki rozproszone w zawieszynie należą do 4 grup wielkości. Zatem przyjęto do obliczeń zastępczą zawiesinę składającą się z cząstek należących do 4 grup wielkości, zgodnie z tabelą 9.3.1.

Założono, iż cząstki w danej grupie są kulkami o identycznych średnicach równych średniej geometrycznej największej i najmniejszej średnicy cząstek z danego przedziału. W tabeli przedstawiono także zmierzone stężenia objętościowe cząstek z poszczególnych przedziałów wielkości. Pomiary liczby i wielkości cząstek dokonano za pomocą analizatora wielkości cząstek Mastersizer 2000. Wyznaczono współczynnik refrakcji 1,5 jak dla krzemionki. Gęstość cząstek użytych w czasie eksperymentów zmierzono piknometrem jako równą 2000 kg/m^3 . Taką też gęstość cząstek przyjęto w przeprowadzonych obliczeniach. Złoże filtracyjne przyjęte do eksperymentów zostało dobrane zgodnie ze stratyfikacją ziaren przedstawioną w tabeli 8.1.

Opisana w rozdziale 7 metoda uwzględnia w obliczeniach złoże zastępcze składające się z 4 warstw, z których każda składa się z kulek o średnicy równej średniej arytmetycznej największych i najmniejszych ziaren wchodzących w skład danej warstwy złoża rzeczywistego. Przy czym dwie dolne warstwy o średnicach z przedziału 0,8–1,0 mm i 1,0–1,25 mm zastąpiono jedną o wysokości równej tym dwóm warstwom, wypełnioną kulkami o jednakowej średnicy ekwiwalentnej, równej średniej ważonej powierzchni właściwej ziaren tych dwóch frakcji, opisanych przez średnie arytmetyczne najmniejszych i największych wymiarów ziaren wchodzących w skład danej frakcji. Złoże zastępcze przyjęte do obliczeń przedstawiono w tabeli 9.3.2.

Tabela 9.3.1

Granulacja cząstek dopływającej do filtra zawiesiny

Przedział średnic cząstek [μm]	1,8–5	5–11	11–20	20–80
Średnia średnica cząstek [μm]	3	7,5	15	40
Stężenie objętościowe [ppm]	4	8	13,7	15,8

Tabela 9.3.2

Uziarnienie złoża

Numer warstwy licząc od góry	1	2	3	4
Wysokość warstwy [m]	0,04	0,16	0,26	0,34
Średnia średnica ziaren [mm]	0,45	0,57	0,72	0,93

Tabela 9.3.3

Warunki prowadzenia eksperymentu

Prędkość filtracji [m/h]	Temperatura [°C]	Porowatość początkowa w złożu	Porowatość osadu
5,3	19,5	0,38	0,75

Tabela 9.3.4

Parametry empiryczne wyznaczone w oparciu o eksperymenty występujące
w równaniu (6.5) dla ziaren złoża 0,45 mm

Wielkość cząstki [μm]	λ_0 [m^{-1}]	σ_1	λ_m [m^{-1}]	σ_m	σ_{gr}
1,8–5	0,37	0,00085	4,5	0,05	0,1
5–10	1,18	0,00066	6,8	0,04	0,07
10–20	1,24	0,00070	7,8	0,04	0,07
20–150	1,3	0,00075	8,6	0,035	0,06

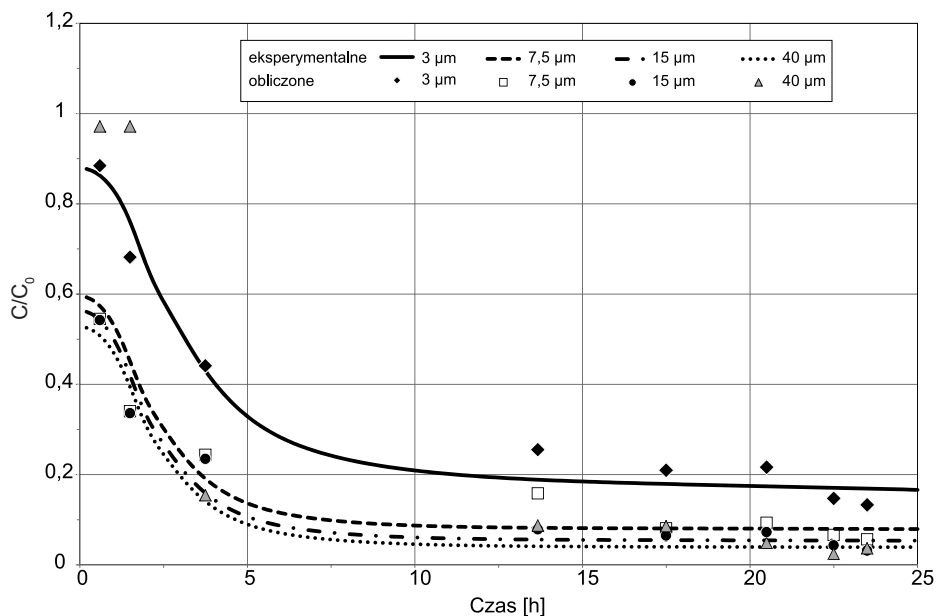
Tabela 9.3.5

Parametry empiryczne wyznaczone w oparciu o eksperymenty występujące
w równaniu (6.66)

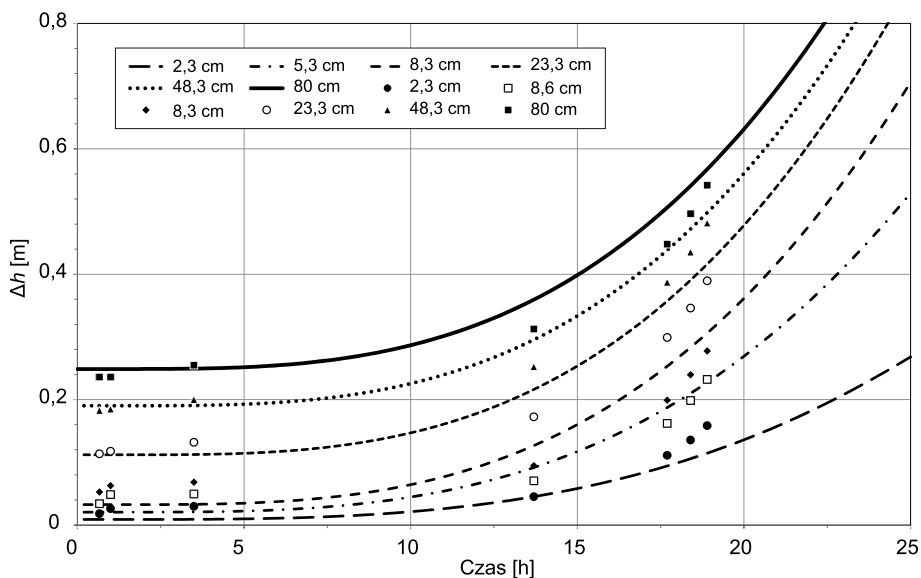
a_1	a_2	a_3
0	0	550 000

Eksperymenty przeprowadzono w warunkach przedstawionych w tabeli 9.3.3. Podczas eksperymentów $\text{pH} = 8,3$, konduktancja 0,45 mS/cm i potencjał zeta (–15mV). Przy czym lepkość przyjęto jak dla czystej wody przy określonej temperaturze. Przyjęto stałą wartość porowatości osadu i dobrano ją zgodnie z literaturą [22, 32, 62, 78]. Dyskusję na temat porowatości osadu przedstawiono w dalszej części rozprawy.

Do obliczeń przyjęto identyczne warunki jak podczas eksperymentów, a więc zgodnie z tabelą 9.3.3. Dla tak przyjętych warunków zmierzono stężenia zawiesiny z poszczególnych grup wielkości cząstek w odpływie i na dopływie oraz straty ciśnienia w określonych warstwach złoża. Do naniesionych na wykresie punktów dopasowano krzywe opisane równaniem 6.5. Współczynniki występujące w modelu w równaniach 6.5 i 6.66 wyznaczono metodą najmniejszych kwadratów i przedstawiono je w tabeli 9.3.4 oraz 9.3.5. Jak widać na rysunkach 9.2.9 i 9.2.10, wyznaczone współczynniki empiryczne i obliczone przebiegi w zadowalającym stopniu opisują wyniki pomiarów eksperymentalnych. Warunki początkowe, graniczne i końcowe przyjęto tak jak w rozdziale 7, przy czym h_{dop} wynosiło 0,8 m. Dopasowanie krzywych na rysunkach 9.2.9 i 9.2.10 pozwoliło zweryfikować założony model makroskopowy w równaniach 6.5 i 6.6.



Rys. 9.2.9. Iloraz pozostałego stężenia cząstek w filtracie do stężenia cząstek dopływających o określonej wielkości. Eksperyment 1 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)



Rys. 9.2.10. Wysokości strat ciśnienia na poszczególnych warstwach złoża oraz na całkowitej wysokości złoża. Eksperyment 1 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

Wnioski

1. Równanie (6.5) po dopasowaniu współczynników empirycznych metodą najmniejszych kwadratów opisuje z wysoką dokładnością przebieg efektywności usuwania mikrocząstek krzemianu z poszczególnych grup wielkości. Równanie (6.5) nadaje się do opisu etapu poprawy efektywności usuwania cząstek podczas procesu.
2. Równanie Kozeny'ego z wysoką dokładnością opisuje straty wysokości ciśnienia dla złoża czystego.
3. Równanie (6.66) z dużą dokładnością opisuje przyrost strat wysokości ciśnienia.

9.3.1.1.2. EKSPERYMENT 2

Kolejny eksperyment weryfikacyjny w pierwszej serii przeprowadzono na tym samym stanowisku laboratoryjnym nr 2 oraz tej samej kolumnie filtracyjnej, z zastosowaniem tego samego złoża, jakie użyto podczas eksperymentów opisanych w rozdziale 9.3.1.1. Przyjęto jednak około dwukrotnie wyższą prędkość filtracji. Dopływająca do filtra zawiesina utworzona została na podstawie tego samego pyłu krzemionkowego Sipernat 310.

Tabela 9.3.6

Przedział średnic cząstek [μm]	1,8–5	5–11	11–20	20–80
Średnia średnica cząstek [μm]	3	7,5	15	40
Stężenie objętościowe [ppm]	6,0	12,0	20,6	23,6

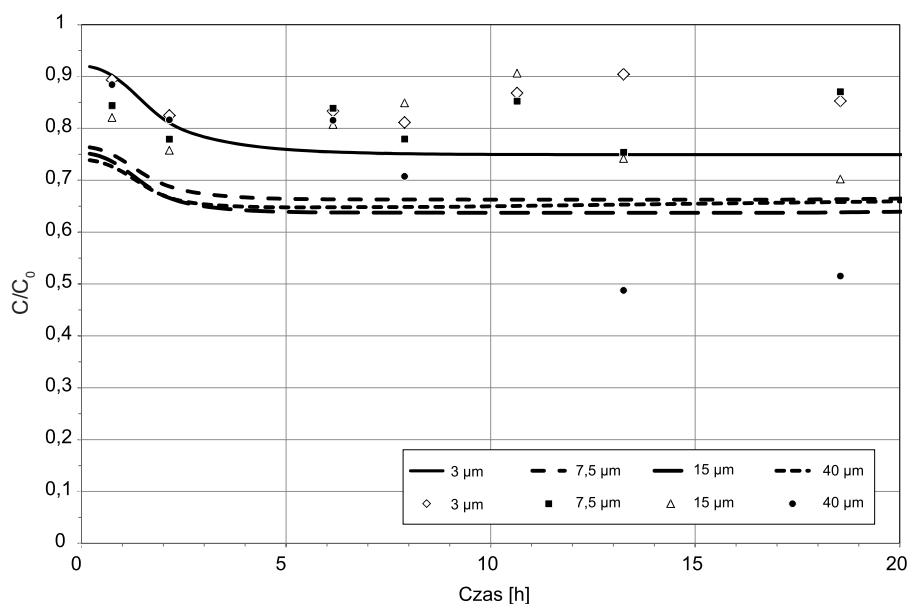
Wartości pH, konduktancji i potencjału zeta były zbliżone do przyjętych podczas eksperymentu 1 opisanego w rozdziale 9.3.1.1.1. Do obliczeń przyjęto – podobnie jak w eksperymentcie 1 – złoże zastępcze zgodnie z tabelą 9.3.1 i zawiesinę zastępczą zgodnie z tabelą 9.3.6. Prędkość filtracji i temperaturę określono zgodnie z tabelą 9.3.7.

Tabela 9.3.7

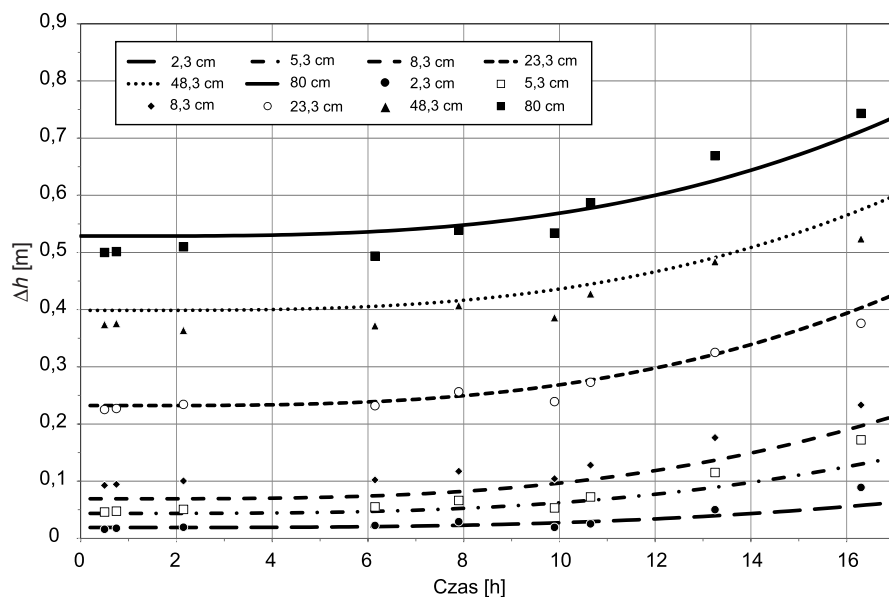
Warunki przeprowadzonych eksperymentów do wyznaczenia parametrów uwzględnionych w modelu Mackiego

Prędkość filtracji [m/h]	Temperatura [$^{\circ}\text{C}$]	Porowatość początkowa w złożu	Porowatość osadu
10,6	19,5	0,38	0,75

Opisany w rozdziale 6 model pozwolił na obliczenie dla poszczególnych warstw złoża, zmian parametrów (λ_0 , σ_m , λ_m , σ_{gr}) przedstawionych w tabeli 9.3.4, wyznaczonych podczas eksperymentu 1, wynikających ze zmienionej prędkości filtracji i temperatury. Współczynniki występujące w równaniu (6.66) przyjęto zgodnie z tabelą 9.3.5, takie same jak podczas eksperymentu 1.



Rys. 9.2.11. Iloraz pozostałego stężenia cząstek w filtracie do stężenia cząstek dopływających o określonej wielkości. Eksperyment 2 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)



Rys. 9.2.12. Wysokości strat ciśnienia na poszczególnych warstwach złoża oraz na całkowitej wysokości złoża. Eksperyment 2 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

Na rysunkach 9.2.11 i 9.2.12 porównano zmierzone eksperymentalnie i obliczone przebiegi pozostałego w odpływie stężenia cząstek z poszczególnych przedziałów wielkości oraz przyrostu strat ciśnienia na różnych głębokościach. Wartości teoretyczne uzyskane zgodnie z opracowanym opisem matematycznym były zdecydowanie bliższe wartościom eksperymentalnym niż uzyskane wcześniej na podstawie modelu Mackiego. Niestety, wyniki eksperymentalne charakteryzowały się dość dużymi chwilowymi zmianami, stąd rozbieżności względem uzyskanych wyników. Z kolei obliczone straty ciśnienia układały się niemal tak samo jak wartości zmierzone podczas eksperymentów. Celem eksperymentu 2 było zweryfikowanie modelu przy zmieniającej się prędkości filtracji i temperaturze.

Wnioski do wyników przedstawionych na rysunkach 9.2.11 i 9.2.12

1. Zmodyfikowany model dostarczał od 6% do 28% rozbieżne wartości pozostałego w filtracie stężenia cząstek dla złoża zakolmatowanego i od 1% do około 20% dla złoża czystego względem wartości zmierzonych eksperymentalnie. Uwzględnione w modelu współczynniki empiryczne uzyskano podczas eksperymentów (rozdział 9.3.1.1.1) z identyczną zawiesiną krzemionkową, lecz przy dwukrotnie niższej prędkości filtracji.
2. Równania Kozeny'ego i (6.66) prawidłowo opisują straty ciśnienia podczas filtrowania.

9.3.1.1.3. EKSPERYMENT 3

Kolejny eksperyment weryfikujący został przeprowadzony również na stanowisku 2 i na kolumnie, na której przeprowadzano eksperyment 1 opisany w rozdziale 9.3.1.1.1. Dobrano zawiesinę skonstruowaną w oparciu o pył krzemionki Sipernat 310, opisany w podrozdziale 9.1. Założono jednak prędkość filtracji równą 9,5 m/h i temperaturę równą 23°C oraz wartość stężenia zawiesiny równą 17 mg/l. Podczas tych eksperymentów mierzono próbki nie tylko na dopływie i odpływie z kolumny, ale także na głębokości 23 cm. Dzięki temu możliwa była wnikliwsza weryfikacja. W obliczeniach uwzględniono analogiczny sposób doboru zawiesiny zastępczej do opisanego w rozdziale 9.3.1.1.1. Dobraną zawiesinę zastępczą przedstawiono w tabeli 9.3.8. Złoże zastępcze przyjęto identyczne jak w rozdziale 9.3.1.1.1 i w tabeli 9.3.2. Prędkość filtracji i temperaturę przyjęto jak w tabeli 9.3.9.

Tabela 9.3.8

Granulacja zawiesin dopływających

Przedział średnic cząstek [μm]	1,8–5	5–11	11–20	20–80
Średnia średnica cząstek [μm]	3	7,5	15	40
Stężenie objętościowe [ppm]	0,8	1,6	27,4	31,5

Tabela 9.3.9

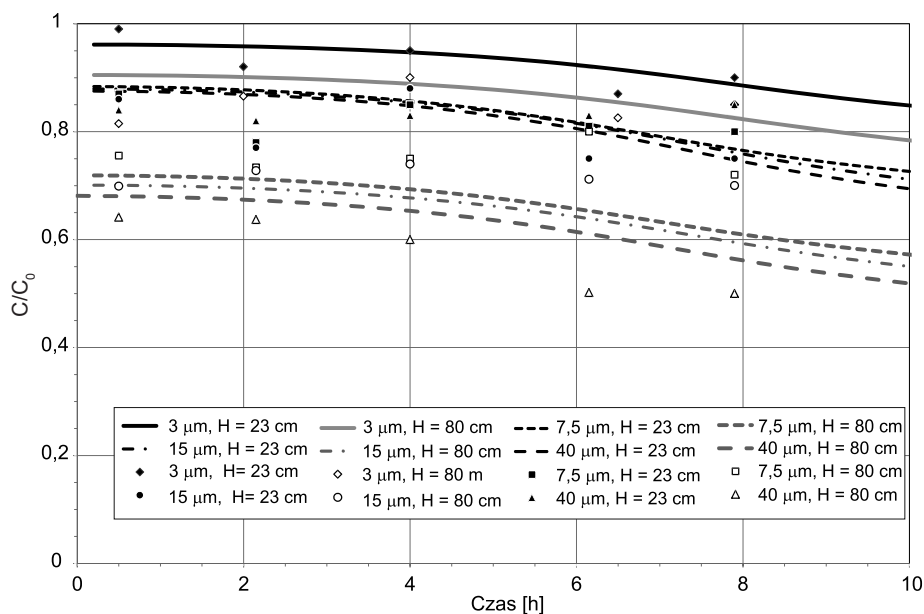
Warunki przeprowadzonego eksperymentu

Prędkość filtracji [m/h]	Temperatura [°C]	Porowatość początkowa w złożu	Porowatość osadu
9,5	23	0,38	0,75

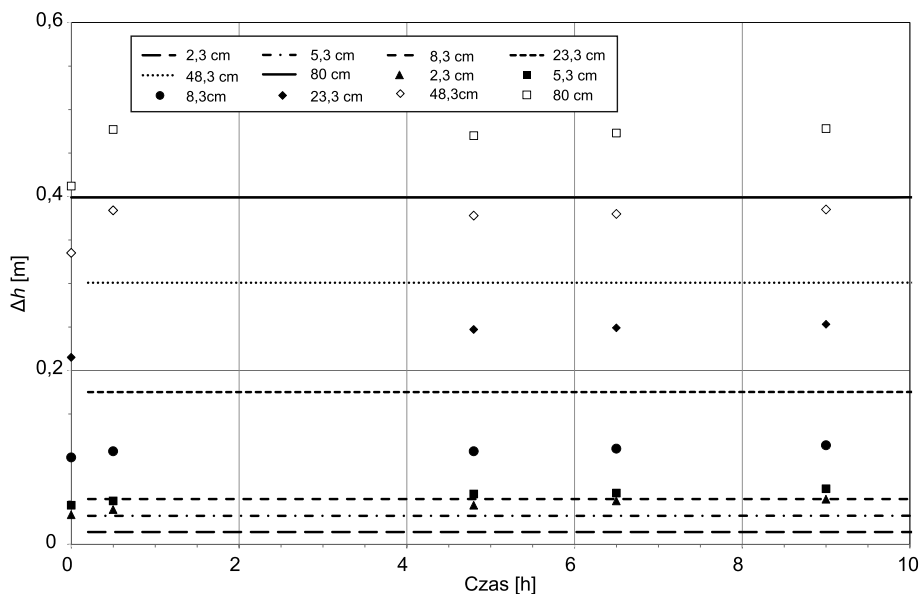
Współczynniki (λ_0 , σ_m , λ_m , σ_{gr}) dla danych warstw złoża i grup wielkości cząstek wyliczono za pomocą przyjętego opisu matematycznego dla warunków eksperymentu 3, w oparciu o współczynniki z tabeli 9.3.4, wyznaczone dla warunków eksperymentu 1. Przy obliczaniu strat ciśnienia uwzględniono współczynniki z tabeli 9.3.5 jak dla eksperymentu 1.

Wyniki przedstawione na rysunku 9.2.13 wskazują na dość niską usuwalność cząstek przez cały czas trwania filtrocyclu, co można uzasadnić dość wysoką prędkością filtracji. Cząstki najgrubsze charakteryzowały się wyższą niż pozostałe cząstki usuwalnością. Mógł się do tego przyczynić mechanizm bezpośredniego zaczepiania, którego znaczenie rośnie wraz z wielkością cząstek, a jednocześnie jest on niezależny od prędkości filtracji. Zgodnie z przypuszczeniem dolna część złoża charakteryzowała się znacznie niższym stopniem usuwania cząstek w porównaniu z warstwą górną złoża, w przeliczeniu na tę samą jednostkę wysokości złoża. Jest to spowodowane trochę grubszym uziarnieniem dolnej części złoża, ale także faktem, iż cząstki charakteryzujące się lepszymi zdolnościami do bycia wychwytywanymi przez złożo mają większe szanse, aby być zatrzymane w pierwszej kolejności, a więc w górnych warstwach złoża. Do dolnych warstw złoża dotrą zatem cząstki charakteryzujące się raczej gorszymi zdolnościami do bycia wychwytywanymi przez złożo. Usuwalność cząstek w górnych warstwach złoża, wyznaczona eksperymentalnie, była nieznacznie wyższa od obliczonej, podczas gdy obliczona usuwalność cząstek w dolnych warstwach złoża była nieznacznie wyższa od wyznaczonej eksperymentalnie. Świadczyło to o niejednorodności cząstek o tej samej wielkości i o tym samym składzie. Te z nich, które miały lepsze własności adhezyjne, usuwane były w górnych warstwach złoża. Jedynie cząstki najgrubsze podczas eksperymentów były lepiej usuwane w dolnej części złoża, niż wynikałoby to z obliczeń.

Na ogół zgodność wyników obliczeń z wynikami pomiarów eksperymentalnych była satysfakcjonująca. Podobnie jak podczas eksperymentów weryfikacyjnych przeprowadzonych przy prędkości filtracji 10,6 m/h, największą rozbieżnością charakteryzowały się usuwalności cząstek najgrubszych. Pomiar eksperymentalne wskazywały na wyższe efektywności usuwania cząstek od obliczonych. Przyczyną tego może być szeroki przedział wielkości cząstek z grupy o największych rozmiarach, dla którego przyjmowano średnią wartość wielkości cząstek. Duże zróżnicowanie wielkości cząstek w tym przedziale mogło generować błąd. Pomiar na głębokości 23 cm pozwolił na zweryfikowanie nie tylko obliczonej efektywności



Rys. 9.2.13. Iloraz pozostałego stężenia cząstek w filtracie (80 cm) oraz na głębokości 23 cm do stężenia cząstek w wodzie surowej o określonej wielkości. Eksperyment 3 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)



Rys. 9.2.14. Wysokości strat ciśnienia na poszczególnych warstwach złoża oraz na całkowitej wysokości złoża. Eksperyment 2 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

usuwania cząstek w całym złożu, ale także osobno w górnej i dolnej warstwie złoża. Straty ciśnienia podczas przeprowadzonych eksperymentów przedstawiono na rysunku 9.2.14. Przez cały czas trwania eksperymentu straty pozostawały na tym samym poziomie. Trudne jest zatem jednoznaczne zweryfikowanie modelu na podstawie rysunku 9.2.14. Niemniej jednak obliczenia numeryczne potwierdzają brak wzrostu strat ciśnienia w całym złożu oraz w poszczególnych warstwach złoża, a wartości strat w tych warstwach złoża osiągały zbliżone wartości do obliczonych.

Zastosowana podczas opisanych powyżej eksperymentów kolumna filtracyjna, dzięki gęsto zaprojektowanym piezometrom, umożliwiała wnikliwe monitorowanie przebiegu zmian strat ciśnienia w poszczególnych warstwach złoża. Zdecydowanie trudniejszy do przeprowadzenia okazał się monitoring efektywności usuwania cząstek z danych grup wielkości. Kapilary zamontowane na określonych głębokościach filtra były tak dobrane, aby pobierane próbki można było potraktować jako reprezentatywne i aby wpływ z tych kapilar nie wpływał znacząco na prędkość filtracji w złożu. Dobrane na tej podstawie niewielkie rozmiary kapilar utrudniały pobór wody i powodowały częste zatykanie się kapilar.

Wnioski do wyników przedstawionych na rysunkach 9.2.13 i 9.2.14

1. Zmodyfikowany model dostarczał od 0% do około 20% rozbieżne wartości pozostałego w filtracie stężenia cząstek względem wartości zmierzonych eksperymentalnie. Uwzględnione w obliczeniach współczynniki empiryczne uzyskano podczas eksperymentów (rozdział 9.3.1.1.1) z identyczną zawiesiną krzemionkową, lecz przy innej temperaturze i prędkości filtracji. Uzyskane wyniki dotyczyły pozostałego stężenia cząstek z poszczególnych grup wielkości na wypływie z całego złoża oraz na głębokości 23 cm.
2. Cząstki o różnych wielkościach usuwane były z różnymi efektywnościami.

9.3.1.1.4. EKSPERYMENT 4

Chcąc dokładniej zmierzyć przebieg usuwania cząstek na określonych jej głębokościach, eksperyment 4 przeprowadzono na stanowisku laboratoryjnym nr 3 opisanym w rozdziale 8.3. Zastosowano kolumnę zbudowaną z segmentów o uziarnieniu przedstawionym w tabeli 8.2. Dopływająca zawiesina skonstruowana była z pyłu Sipernat 310 o rozkładzie wielkości cząstek jak na rysunku 9.1.1. Stężenie zawiesiny dopływającej do filtra wynosiło 60 mg/dm^3 .

Podczas eksperymentów wyznaczono prędkość filtracji i temperaturę jak w tabeli 9.3.12. Do obliczeń przyjęto tę samą prędkość filtracji i temperaturę co w tabeli 9.3.12. Uziarnienie zastępczych zawiesin i złoża wyznaczono analogicznie do eksperymentów nr 1 opisanych w rozdziale 9.3.1.1.1 i przedstawiono w tabeli 9.3.10 i 9.3.11. Porowatość początkową złoża wyznaczono, przyjmując gęstość ziaren równą gęstości pisaku kwarcowego – $2,5 \text{ kg/dm}^3$. Założono jednakową wartość poro-

watości dla wszystkich warstw równą średniej ważonej porowatości poszczególnych warstw.

Tabela 9.3.10

Zawiesina dopływająca

Przedział średnic cząstek [μm]	1,8–5	5–11	11–20	20–80
Średnia średnica cząstek [μm]	3	7,5	15	40
Stężenie objętościowe [ppm]	4	8	13,7	15,8

Tabela 9.3.11

Granulacja złoża

Numer warstwy licząc od góry	1	2	3	4
Wysokość warstwy [m]	0,035	0,11	0,12	0,65
Średnia średnica ziaren [mm]	0,45	0,57	0,72	0,93

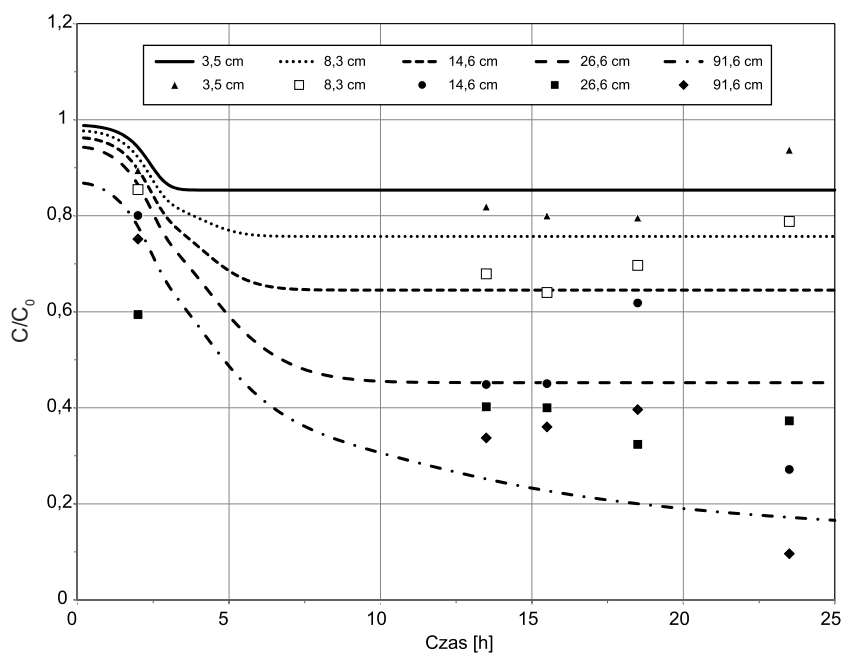
Tabela 9.3.12

Warunki przeprowadzonych eksperymentu

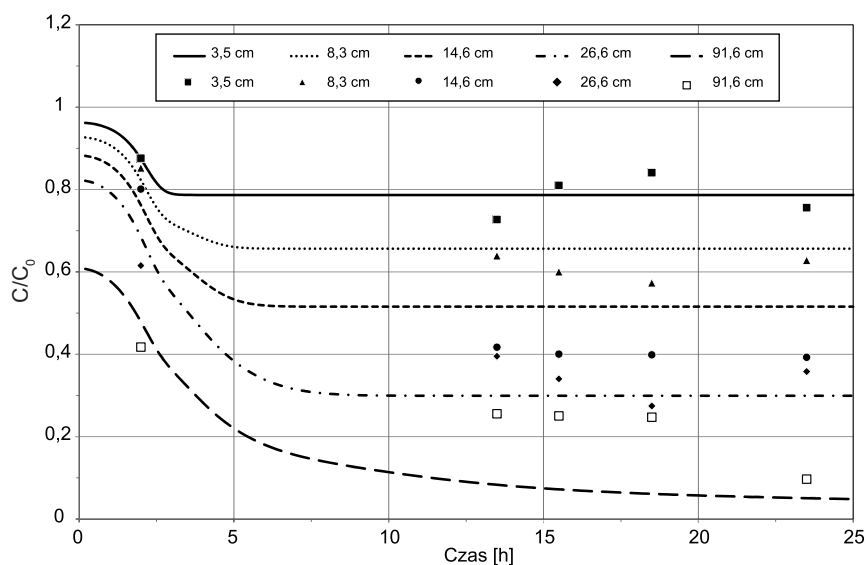
Prędkość filtracji [m/h]	Temperatura [$^{\circ}\text{C}$]	Porowatość początkowa w złożu	Porowatość osadu
5,5	22	0,39	0,75

Współczynniki λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} dla poszczególnych warstw złoża zostały obliczone w oparciu o współczynniki wyznaczone podczas eksperymentów 1, które przedstawiono w tabeli 9.3.4. Współczynniki z tabeli 9.3.5 przyjęto takie same jak podczas eksperymentu nr 1. Uzyskane dla danych grup wielkości cząstek wyniki eksperymentalne i obliczone za pomocą zmodyfikowanego modelu przedstawiono na rysunkach 9.2.15–9.2.19. Eksperymentalne wyniki usuwania cząstek w dolnej warstwie były wyższe od obliczonych. Przyczyną mogło być przyjęcie średniej wartości porowatości złoża dla wszystkich warstw, podczas gdy warstwa dolna o największym uziarnieniu będzie charakteryzowała się większymi wartościami porowatości niż warstwy z drobniejszym uziarnieniem.

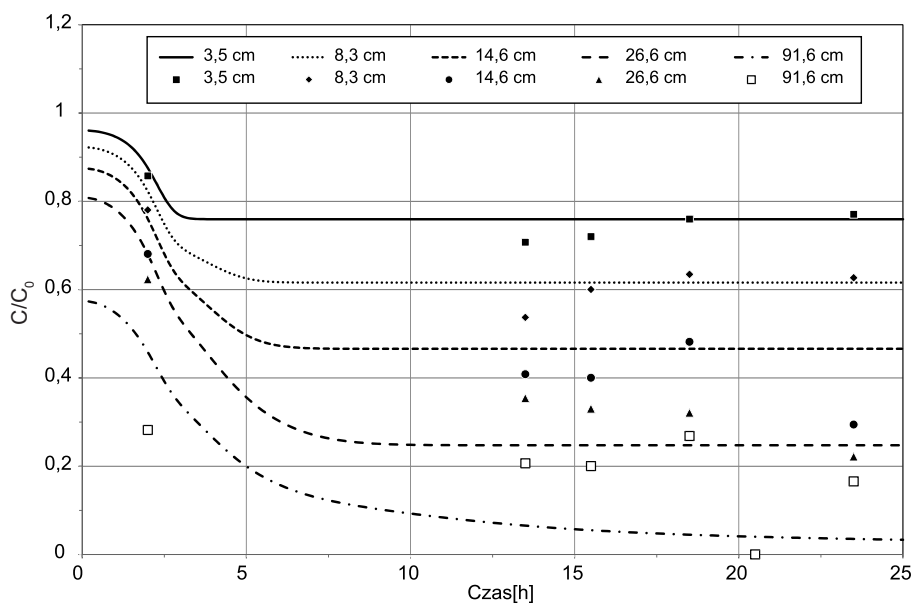
Zgodność wyników obliczeń z wyznaczonymi eksperymentalnie była satysfakcjonująca. Eksperymenty pozwoliły wnikliwie zweryfikować model dla zmieniającej się prędkości filtracji, temperatury i stężenia zawiesiny na różnych głębokościach złoża.



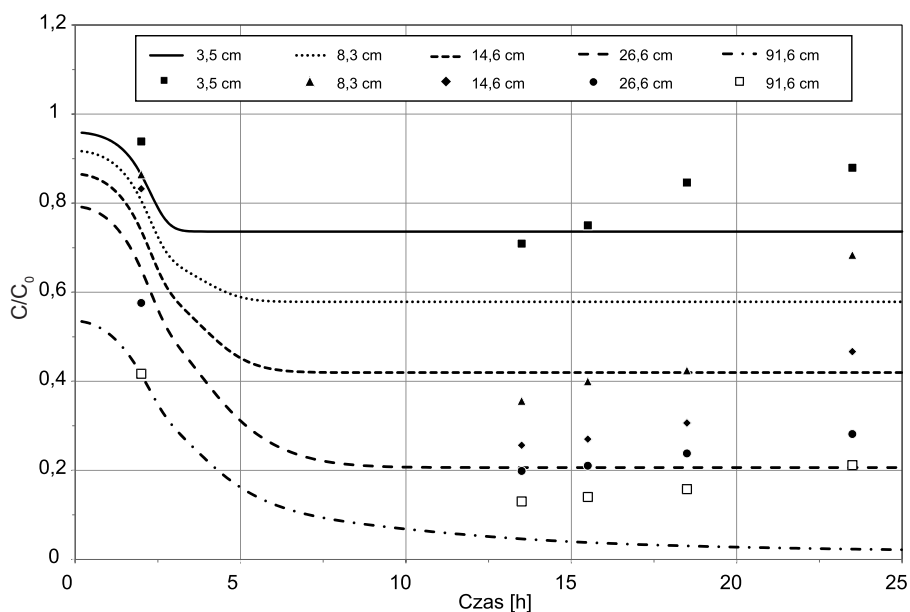
Rys. 9.2.15. Iloraz pozostałego stężenia cząstek o wielkościach 1–5 μm na różnych głębokościach złoża do stężenia cząstek dopływających. Eksperyment 4 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)



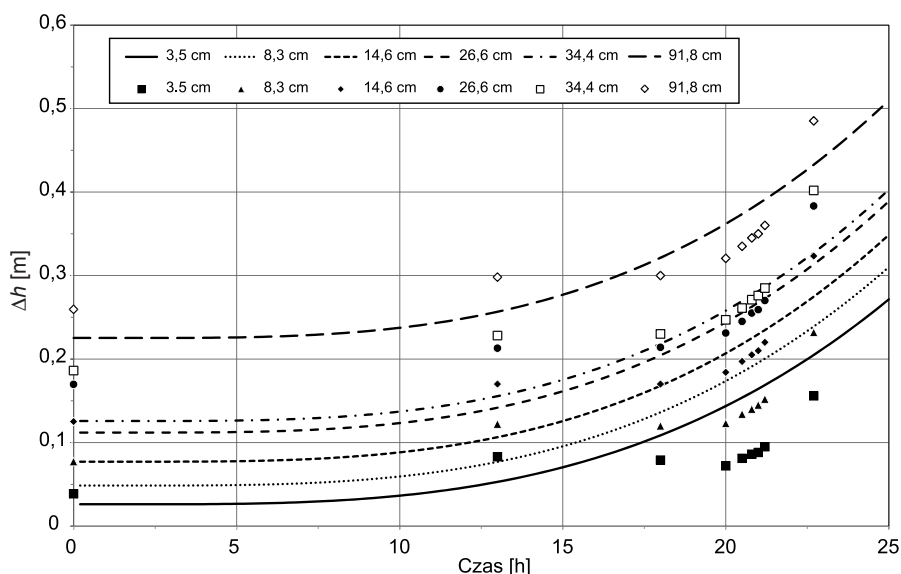
Rys. 9.2.16. Iloraz pozostałego stężenia cząstek o wielkościach 5–10 μm na różnych głębokościach złoża do stężenia cząstek dopływających. Eksperyment 4 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)



Rys. 9.2.17. Iloraz pozostałego stężenia cząstek o wielkościach 10–20 μm na różnych głębokościach złoża do stężenia cząstek dopływających. Eksperyment 4 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)



Rys. 9.2.18. Iloraz pozostałego stężenia cząstek o wielkościach 20–40 μm na różnych głębokościach złoża do stężenia cząstek dopływających. Eksperyment 4 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)



Rys. 9.2.19. Wysokości strat ciśnienia na poszczególnych warstwach złoża oraz na całkowitej wysokości złoża. Eksperyment 4 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

Wnioski do wyników przedstawionych na rysunkach 9.2.15–9.2.19

1. Pomiary eksperymentalne przeprowadzone na różnych głębokościach złoża, przy zmienionej porowatości i uziarnieniu złoża oraz temperaturze dostarczały zbliżone przebiegi usuwania cząstek z poszczególnych grup wielkości na różnych głębokościach złoża, w porównaniu z obliczonymi na podstawie zmodyfikowanego modelu. Wiele spośród zmierzonych wartości charakteryzowało się dość wysoką zbieżnością z wartościami obliczonymi. Świadczy to o pewnym stopniu zgodności uwzględnionego w zmodyfikowanym modelu wpływu uziarnienia, porowatości złoża i temperatury na przebieg procesu z wpływem wynikającym z pomiarów eksperymentalnych. Uwzględnione w obliczeniach współczynniki empiryczne uzyskano podczas eksperymentów (rozdział 9.3.1.1.1) z identyczną zawiesiną krzemionkową.
2. Zaobserwowano rozbieżności pomiędzy pomiarami usuwania cząstek z poszczególnych grup wielkości.

9.3.1.2. EKSPERYMENTY Z UŻYCIEM ZAWIESINY GLINOKRZEMIANU Z POMINIĘCIEM KOAGULACJI

9.3.1.2.1. EKSPERYMENT 5

Kolejną weryfikację eksperymentalną modelu przeprowadzono dla zawiesiny niekoagulowanej, skonstruowanej z pyłu glinokrzemianu Sipernat 820A opisanego

w rozdziale 9.1. Eksperyment nr 5 miał na celu zweryfikowanie zmodyfikowanego modelu z uwzględnieniem współczynników λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} wyznaczonych z użyciem zawiesiny pyłu krzemianu Sipernat 310 podczas eksperymentu nr 1, opisanego w rozdziale 9.3.1.1.1. Eksperyment 5 przeprowadzono na stanowisku laboratoryjnym nr 2 opisanym w rozdziale 8.2, przy prędkości filtracji równej 5,0 m/h i temperaturze 18,5°C, stężeniu zawiesiny dopływającej równym 230 mg/l, pH = 8,75 oraz konduktancji równej 0,42 mS/cm. Rozkład wielkości cząstek glinokrzemianu Sipernat 820 A zamieszczono na rysunku 9.1.1, natomiast skład chemiczny, powierzchnię właściwą i wartość potencjału zeta – w tabeli 9.1.1 i 9.1.2.

Obliczenia z zastosowaniem zmodyfikowanego modelu wykonano dla tej samej prędkości i temperatury co w czasie eksperymentów, zgodnie z tabelą 9.3.14. Zawiesinę zastępczą przyjęto jak w tabeli 9.3.13. Złoże zastępcze przyjęto identyczne jak w tabeli 9.3.2. Współczynniki λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} przyjęto do obliczeń zgodnie z tabelą 9.3.4. Podczas obliczeń z zastosowaniem opracowanego opisu matematycznego współczynniki te zostały przeliczone dla prędkości i temperatury panującej podczas eksperymentów 5.

Tabela 9.3.13

Granulacja cząstek dopływającej do filtra zawiesiny

Przedział średnic cząstek [μm]	1,8–5	5–11	11–20	20–80
Średnia średnica cząstek [μm]	3	7,5	15	40
Stężenie objętościowe [ppm]	21	30	27	31

Tabela 9.3.14

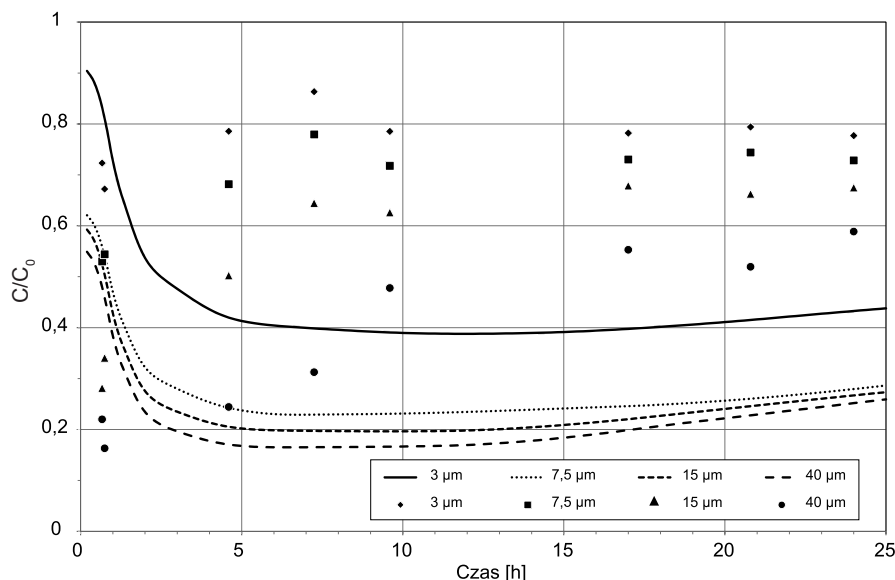
Warunki prowadzenia eksperymentu nr 5

Prędkość filtracji [m/h]	Temperatura [°C]	Porowatość początkowa w złożu	Porowatość osadu
5,4	17	0,38	0,75

Charakterystyczną cechą cząstek pyłu Sipernat 820A jest dość drobna granulacja, bardzo wysoka ujemna wartość potencjału zeta oraz relatywnie mała powierzchnia właściwa. Te cechy przede wszystkim decydowały o ich niskiej efektywności adhezji. Potwierdza to wykres 9.2.20, na którym efektywność usuwania tych cząstek od samego początku po płukaniu złoża była dość niska i systematycznie się pogarszała. Oznacza to, że własności adhezyjne zatrzymywanych w złożu cząstek Sipernat 820A były gorsze niż własności ziaren piasku i mimo wzrostu powierzchni właściwej ziaren piasku, efektywność się pogarszała. Własności adhezyjne cząstek Sipernat 820A były także gorsze od własności zastosowanych podczas eksperymentu nr 1 cząstek Sipernat 310, charakteryzujących się zdecydowanie większą wartością BET, i mniejszą ujemną wartością potencjału zeta. W związku z tym przebiegi usuwania

zawiesiny Sipernat 310 i Sipernat 820A przedstawione na rysunkach 9.2.9 i 9.2.20 okazały się różne.

Na rysunku 9.2.20 widać, że obliczenia uwzględniające parametry λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} wyznaczone w czasie eksperymentów opisanych w rozdziale 9.3.1.1.1 z zastosowaniem zawiesiny Siperant 310, dostarczały wyniki wyraźnie odbiegające od uzyskanych eksperymentalnie dla zawiesiny Sipernat 820A.



Rys. 9.2.20. Iloraz pozostałego stężenia cząstek w filtracie do stężenia cząstek dopływających o określonej wielkości. Eksperyment 5 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

Założono, iż powodem tych rozbieżności są odmienne własności adhezyjne cząstek pyłu Sipernat 310 użytych w eksperymencie nr 1, na podstawie których wyznaczono parametry λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} przedstawione w tabeli 9.3.4, i cząstek pyłu Sipernat 820A, który zastosowano w eksperymencie nr 5.

Wyznaczono więc nowe współczynniki λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} w oparciu o wyniki pomiarów uzyskanych w czasie eksperymentu nr 5 oraz przyjmując funkcję $\lambda(\sigma)$ zgodną z równaniem (6.5). Warunki prowadzenia eksperymentu 5 opisano już wcześniej w tym rozdziale. Warunki obliczeń przyjęto zgodnie z tabelą 9.3.14, zawiesinę zastępczą zgodnie z tabelą 9.3.13, złożę zastępcze jak dla stanowiska 2 – zgodnie z tabelą 9.3.2. Współczynniki λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} dobrano metodą najmniejszych kwadratów, opierając się na pomiarach przeprowadzonych podczas eksperymentu nr 5 oraz przyjmując postać funkcji $\lambda(\sigma)$ zgodną z równaniem (6.5) i tok obliczeń przedstawiony w rozdziałach 6 i 7.

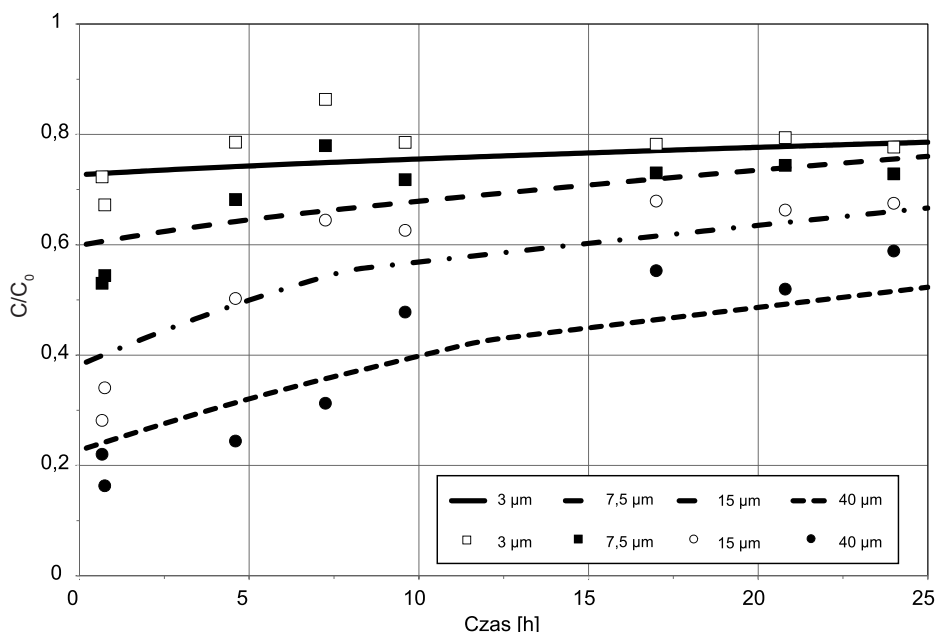
Tabela 9.3.15

Parametry empiryczne wyznaczone w oparciu o eksperymenty występujące w równaniu 6.5 dla ziaren złoża 0,93 mm

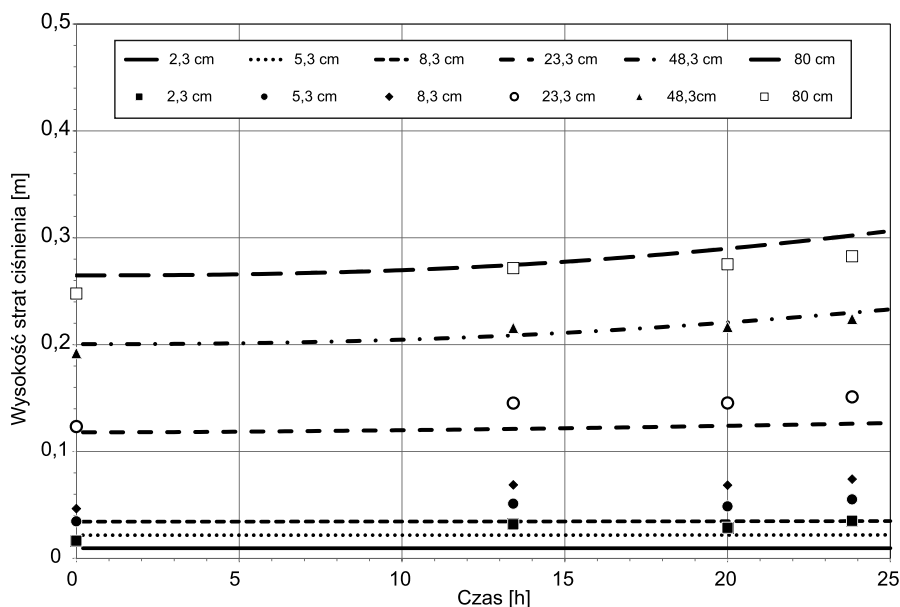
Wielkość cząstki [μm]	λ_0 [m^{-1}]	σ_1	λ_m [m^{-1}]	σ_m	σ_{gr}
1,8–5	0,286	0,0000001	0,286	0	0,036
5–10	0,536	0,0000001	0,536	0	0,027
10–20	1,028	0,0000001	1,028	0	0,024
20–150	1,619	0,0000001	1,619	0	0,0245

Przyjęto takie same współczynniki z równania (6.66) do obliczania strat wysokości ciśnienia jak podczas eksperymentów nr 1, zgodnie z tabelą 9.3.5.

W oparciu o opracowany i przedstawiony w rozdziałach 6 i 7 opis matematyczny oraz przedstawione w tabeli 9.3.15 współczynniki λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} , obliczono wartości tychże współczynników dla pozostałych wielkości ziaren występujących w złożu zastępczym oraz stężenie osadu na poszczególnych głębokościach złoża w określonych chwilach procesu i straty ciśnienia w złożu (równanie 6.66). Wyniki strat wysokości ciśnienia pokazano na rysunku 9.2.22.



Rys. 9.2.21. Pozostałe w filtracji stężenia cząstek z poszczególnych grup wielkości.
Eksperyment 5



Rys. 9.2.22. Wysokości strat ciśnienia na poszczególnych warstwach złoża. Eksperyment 5

Wnioski do wyników przedstawionych na rysunkach 9.2.20–9.2.22

1. Zastosowanie zmodyfikowanego modelu dla zawieszin o różnych właściwościach adhezyjnych: potencjał zeta i powierzchnia właściwa BET (rys. 9.2.20), dostarczało różniące się nawet o ponad 100% wyniki względem pomiarów eksperymentalnych. Zawiesziny zastosowane przy wyznaczaniu współczynników empirycznych (eksperyment 1) i podczas eksperymentów 5 charakteryzowały się stabilnymi potencjałami zeta o wysokich bezwzględnych wartościach (-27 mV i -42 mV). Rozbieżności pomiędzy uzyskanymi wynikami świadczą o istotnym wpływie potencjału powierzchniowego i powierzchni właściwej cząstek zawieszonych na efektywność adhezji. W obecnej postaci w modelu nie uwzględniono wpływu tych parametrów. W przypadku stabilnych zawieszin o wysokim ujemnym potencjale zeta konieczne jest zatem wyznaczanie współczynników empirycznych dla zawiesziny o takich samych właściwościach fizykochemicznych.
2. Współczynniki empiryczne występujące w równaniu (6.5) wyznaczone metodą najmniejszych kwadratów pozwoliły na uzyskanie wysokiej zbieżności pomiędzy wynikami eksperymentalnymi i obliczonymi (rys. 9.2.21). Równanie (6.5) pozwoliło na opisanie pogarszania się efektywności usuwania cząstek od samego początku procesu.
3. Równania Kozeny'ego i (6.66) w miarę poprawnie opisują straty ciśnienia podczas filtrowania.

9.3.1.2.2. EKSPERYMENT 6

Eksperyment 6 przeprowadzono na stanowisku laboratoryjnym nr 2 opisanym w rozdziale 8.2. Uziarnienie złoza w kolumnie filtracyjnej przedstawiono w tabeli 8.1. Zawiesina dopływająca do kolumny skonstruowana była z cząstek pyłu glino-krzemianu Sipernat 820A, którego uziarnienie i skład chemiczny przedstawiono na rysunku 9.1.1 i w tabeli 9.1.1. Stężenie zawiesiny dopływającej do kolumny wynosiło 230 mg/l. Utrzymane były stałe wartości prędkości filtracji i temperatury podczas eksperymentu 6 zgodnie z tabelą 9.3.16.

Tabela 9.3.16

Warunki prowadzenia eksperymentu 6

Prędkość filtracji [m/h]	Temperatura [°C]	Porowatość początkowa w złożu	Porowatość osadu
4,5	19	0,38	0,75

Obliczenia przeprowadzono w oparciu o zmodyfikowany model i metodę jego rozwiązania przedstawione w rozdziałach 6 i 7. Wartości prędkości filtracji i temperatury były stałe podczas filtrowania, zgodnie z tabelą 9.3.16, stężenie zawiesiny dopływającej 250 mg/l. Zawiesina zastępcza składała się z kulek o czterech różnych wielkościach. Średnice kulek wyznaczono jako średnią geometryczną średnic największej i najmniejszej kulki z danego przedziału. Przyjęto 4 przedziały wielkości. Stężenia objętościowe dla poszczególnych przedziałów wielkości cząstek zawiesiny dopływającej do kolumny filtracyjnej przedstawiono w tabeli 9.3.17. Uziarnienie złoza zastępczego podczas eksperymentów wyznaczono zgodnie z tabelą 9.3.2, a porowatość złoza po płukaniu zgodnie z tabelą 9.3.16. Parametry λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} zostały wyliczone zgodnie z opracowanym opisem matematycznym w oparciu o wartości z tabeli 9.3.15 wyznaczone dla warunków eksperymentu 5.

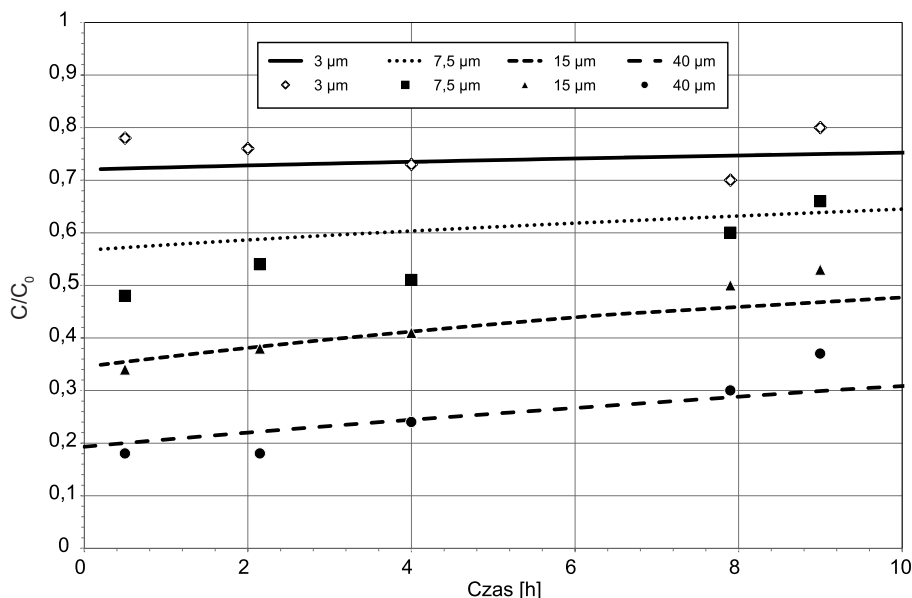
Tabela 9.3.17

Granulacja złoza

Przedział średnic cząstek [μm]	1,8–5	5–11	11–20	20–80
Średnia średnica cząstek [μm]	3	7,5	15	40
Stężenie objętościowe [ppm]	21	30	27	31

Na rysunku 9.2.23 przedstawiono wyniki obliczeń i pomiarów podczas eksperymentu 6. Zgodność wyników eksperymentalnych i obliczonych jest dość wysoka. Zweryfikowano w ten sposób wpływ prędkości i temperatury przy założeniu, iż cząstki zawiesiny podczas eksperymentów na podstawie których wyznaczono współczynniki λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} miały takie same własności adhezyjne jak cząstki zawiesiny podczas eksperymentu 6. W przeciwnym razie nieuwzględniane

w modelu zmiany własności adhezyjnych cząstek byłyby dominującym czynnikiem wpływającym na przebiegi procesu.



Rys. 9.2.23. Iloraz pozostałego stężenia cząstek w filtracji do stężenia cząstek dopływających o określonej wielkości. Eksperyment 6 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

Wnioski do wyników przedstawionych na rysunku 9.2.23

Zaobserwowano wysoką zbieżność wartości efektywności usuwania cząstek zawiesiny obliczonych na podstawie zmodyfikowanego modelu i zmierzonych eksperymentalnie. Eksperyment 6 weryfikujący model przeprowadzono dla zmienionych wartości prędkości filtracji i temperatury, lecz takiej samej zawiesiny, skonstruowanej w oparciu o glinokrzemian Sipernat 820A, jak podczas eksperymentu 5, który posłużył do wyznaczenia przyjętych w obliczeniach współczynników empirycznych.

9.3.1.3. EKSPERYMENTY Z UŻYCIEM ZAWIESINY GLINOKRZEMIANU PODDANEJ KOAGULACJI

9.3.1.3.1. EKSPERYMENT 7

Jak wspomniano już wcześniej, zastosowane w modelu metody mikroskopowe są opracowane zasadniczo dla zawiesin niekoagulowanych. Postanowiono jednak przetestować opracowany model numeryczny również dla zawiesin po koagulacji, gdyż równania modeli EWZ zastosowano w nim tylko do uwzględnienia zmian wartości parametrów λ_0 , σ_1 , λ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} występujących w równaniu (6.5), a nie do bezpośredniego wyznaczenia ich wartości. W rozdziale 9.2.3 przedstawiono już

próbę weryfikacji opracowanego modelu, opierając się na pomiarach eksperymentalnych przeprowadzonych dla zawiesiny po flokulacji. Uzyskane wyniki były jednak niesatysfakcjonujące, gdyż uwzględnione w obliczeniach wartości współczynników λ_0 , σ_1 , λ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} wyznaczone były w trakcie eksperymentów Mackiego dla zawiesiny niekoagulowanej.

W obliczeniach dla eksperymentu 7 uwzględniono więc nowe współczynniki λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} wyznaczone w oparciu o równanie (6.5) funkcji $\lambda(\sigma)$ oraz pomiaru wykonane podczas eksperymentu 7 z zastosowaniem zawiesiny po flokulacji. Eksperyment 7 przeprowadzono na stanowisku laboratoryjnym nr 1 opisanym w rozdziale 8.1. Zawiesina dopływająca do flokulatorów skonstruowana była w oparciu o pył glinokrzemianu Sipernat 820A rozproszony w wodzie wodociągowej, którego charakterystykę przedstawiono w rozdziale 9.1. Stężenie tej zawiesiny wynosiło 6,3 mg/l i było utrzymane na mniej więcej stałym poziomie podczas procesu. Bezpośrednio przed flokulatorami do zawiesiny dawkowano siarczan glinu o stężeniu 5 mg/l. Liczbę cząstek należących do poszczególnych przedziałów wielkości w zawieszynie dopływającej do filtra zmierzono licznikiem cząstek. Liczbę cząstek w określonych przedziałach wielkości przedstawiono w tabeli 9.3.19. Prędkość filtracji i temperatura były utrzymane podczas eksperymentów na stałym poziomie zgodnie z tabelą 9.3.18. Dawka koagulantu została starannie dobrana, najpierw w jar testach, a później zmniejszana po eksperymentach wstępnych na kolumnie filtracyjnej.

Obliczenia wykonano zgodnie z opisem matematycznym przedstawionym w rozdziałach 6 i 7. Prędkość filtracji i temperatura były stałe, zgodnie z tabelą 9.3.18. Złożenie zastępcze posiadało uziarnienie zgodne z przedstawionym w tabeli 9.3.2. Przyjęto zawiesinę zastępczą dopływającą do filtra skonstruowaną z kuleczek o czterech różnych średnicach, będących średnimi geometrycznymi najmniejszej i największej kulki z danego przedziału wielkości. Średnice zastępcze i wyznaczone stężenia objętościowe dla kulek z danego przedziału wielkości przedstawiono w tabeli 9.3.19. Uwzględnione w obliczeniach i przedstawione w tabeli 9.3.20 współczynniki λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} wyznaczono na podstawie pomiaru eksperymentalnego przedstawionego na rysunku 9.2.24 oraz zapisano równaniem (6.5) jako funkcję $\lambda(\sigma)$. Współczynniki występujące w równaniu (6.66) przyjęto jak w tabeli 9.3.21. Gęstość wody wynosiła 1000 kg/m³, a gęstość cząstek była równa 1500 kg/m³. Wartość tę wyznaczono na podstawie stężenia objętościowego równego 4,3 ppm zmierzonego licznikiem cząstek oraz za pomocą znanego stężenia zawiesiny surowej.

Tabela 9.3.18

Udział procentowy cząstek w dopływie podczas eksperymentów z użyciem zawiesiny po koagulacji

Prędkość filtracji [m/h]	Temperatura [°C]	Porowatość początkowa w złożu	Porowatość osadu
6,7	16	0,38	0,65

Tabela 9.3.19

Udział procentowy cząstek w dopływie podczas eksperymentów
z użyciem zawiesiny po koagulacji

Przedział średnic cząstek [μm]	2–5	5–10	10–25	25–80
Liczba cząstek [–]	14 725	4378	1898	38
Średnia średnica cząstek [μm]	3,2	7,1	16	50
Stężenie objętościowe [ppm]	0,12	0,36	1,54	2,35

Tabela 9.3.20

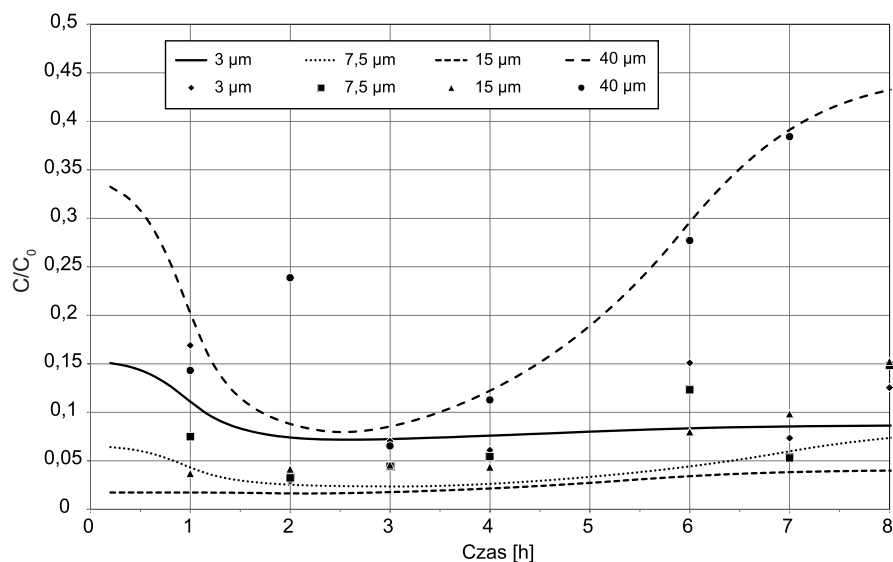
Parametry empiryczne występujące w równaniu (6.5) wyznaczone w oparciu
o eksperymenty dla ziaren złoża 0,45 mm

Wielkość cząstki [μm]	$\lambda_0 [\text{m}^{-1}]$	σ_1	$\lambda_m [\text{m}^{-1}]$	σ_m	σ_{gr}
1,8–5	5,34	0,00009	15	0,0004	0,005
5–10	7,5	0,00008	20	0,001	0,0013
10–20	10,47	0,00045	13	0,0005	0,0012
20–150	3,5	0,00009	22	0,0007	0,0012

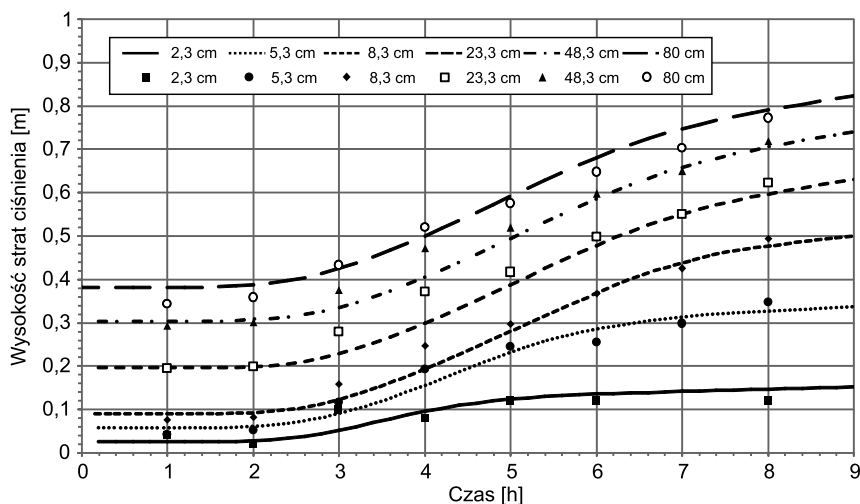
Tabela 9.3.21

Parametry empiryczne występujące w równaniu (6.66) wyznaczone
w oparciu o eksperymenty

a_1	a_2	a_3
0	0	2 500 000 000



Rys. 9.2.24. Iloraz pozostałego stężenia cząstek w filtracie do stężenia cząstek dopływających o określonej wielkości. Eksperyment 7 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)



Rys. 9.2.25. Wysokości strat ciśnienia na poszczególnych warstwach złoża oraz na całkowitej wysokości złoża. Eksperyment 7 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

Wnioski do wyników przedstawionych na rysunku 9.2.24 i 9.2.25

1. Obserwowano w miarę wysoką zgodność zmierzonych eksperymentalnie i obliczonych wartości efektywności zatrzymywania kłaczek po flokulacji oraz strat wysokości ciśnienia. Sugeruje to, że przyjęte w modelu równania funkcji $\lambda(\sigma)$ i strat ciśnienia: (6.5) i (6.66) nadają się do opisu przebiegu usuwania kłaczek po flokulacji, uwzględniającego etapy poprawy i pogarszania się jakości filtratu.
2. Kłaczki o różnych wielkościach usuwane były ze znacznie różniącymi się efektywnościami.

9.3.1.3.2. EKSPERYMENT 8

Eksperyment 8 przeprowadzono na stanowisku laboratoryjnym nr 1 opisanym w rozdziale 8.1. Podczas tych eksperymentów surową zawiesinę skonstruowano na podstawie opisanego w rozdziale 9.1 pyłu glinokrzemianu Sipernat 820A oraz wody wodociągowej. Podobnie jak w eksperymentach 7 do zawiesiny dodano dawkę 5 mg/l koagulantu siarczany glinu. Następnie zawiesina poddana była flokulacji. Liczbę cząstek dopływających do filtra zmierzono licznikiem cząstek i przedstawiono w tabeli 9.3.23. Podczas filtracji utrzymywano prędkość filtracji zgodnie z wartościami podanymi w tabeli 9.3.22. Obliczenia przeprowadzono zgodnie z opisem matematycznym przedstawionym w rozdziałach 6 i 7. Uziarnienie złoża zastępczego przedstawiono w tabeli 9.3.2. Przyjęto zawiesinę zastępczą przedstawioną w tabeli 9.3.23 (w sposób podobny, jak w obliczeniach do eksperymentu 7). Prędkości filtracji i temperaturę przejęto zgodnie z tabelą 9.3.22. Gęstość cząstek

wynosiła 1500 kg/m^3 , podobnie jak w obliczeniach do eksperymentu 7. Współczynniki λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} dla poszczególnych warstw i wielkości cząstek oraz warunków filtracji panujących podczas eksperymentów 8 obliczono zgodnie z opisem matematycznym na podstawie wartości z tabeli 9.3.20. Przyjęto również, iż efektywności adhezji cząstek podczas eksperymentów 7 i 8 będą do siebie podobne. Współczynniki z równania (6.66) wyznaczono zgodnie z tabelą 9.3.21. Uzyskane wyniki przedstawiono na rysunkach 9.2.26 i 9.2.27. Charakteryzują się one dość wysoką zgodnością wyników obliczeń i pomiarów eksperymentalnych.

Tabela 9.3.22

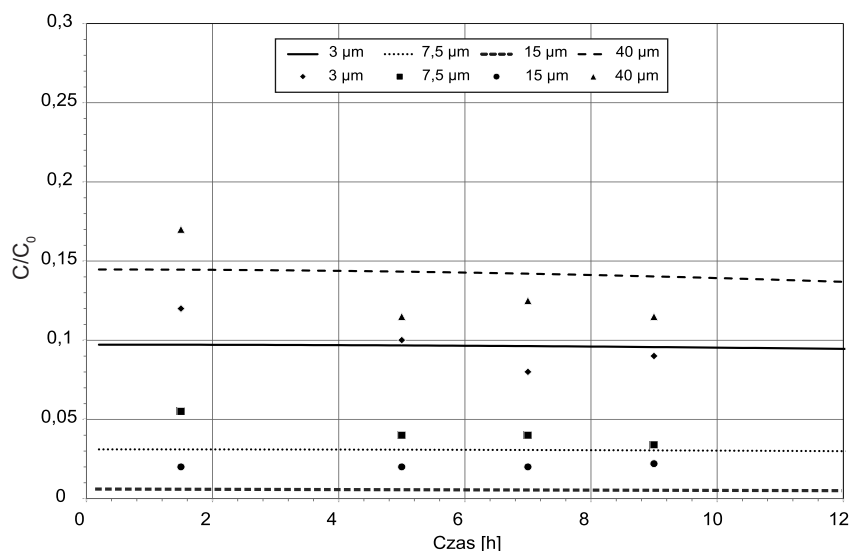
Udział procentowy cząstek w dopływie podczas eksperymentów
z użyciem zawiesiny po koagulacji

Prędkość filtracji [m/h]	Temperatura [°C]	Porowatość początkowa w złożu	Porowatość osadu
5,8	24	0,38	0,65

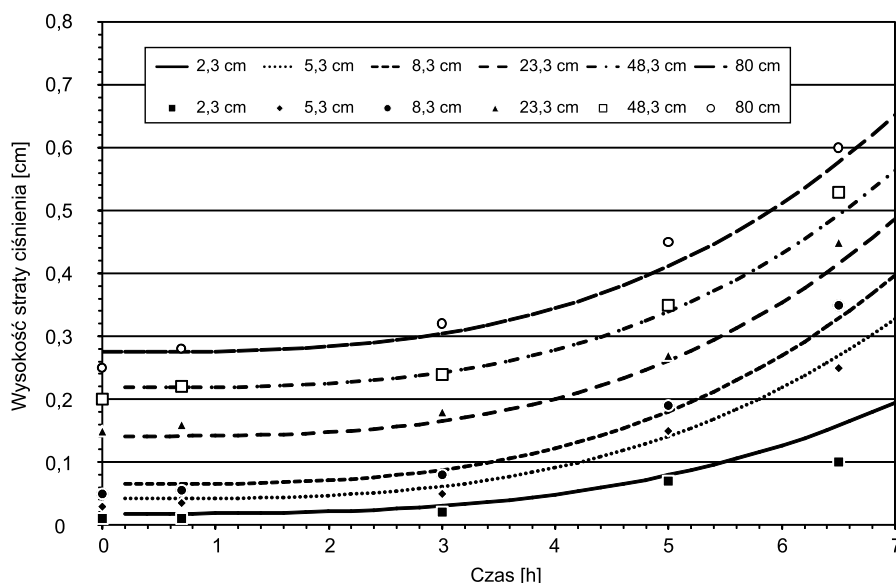
Tabela 9.3.23

Udział procentowy cząstek w dopływie podczas eksperymentów
z użyciem zawiesiny po koagulacji

Przedział średnic cząstek [μm]	2–5	5–10	10–25	25–80
Liczba cząstek [–]	8743	2455	933	47
Średnia średnica cząstek [μm]	3,2	7,1	16	50
Stężenie objętościowe [ppm]	0,15	0,46	2,0	3,06



Rys. 9.2.26. Iloraz pozostałego stężenia cząstek w filtracji do stężenia cząstek dopływających o określonej wielkości. Eksperyment 8 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)



Rys. 9.2.27. Wysokości strat ciśnienia na poszczególnych warstwach złoża oraz na całkowitej wysokości złoża. Eksperyment 8 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

Wnioski do wyników przedstawionych na rysunku 9.2.26 i 9.2.27

1. Uzyskane wyniki obliczeń na zmodyfikowanym modelu Mackiego były zgodne z pomiarami eksperymentalnymi (eksperyment nr 8) dla zawiesiny po flokulacji, gdy w modelu uwzględniono współczynniki empiryczne wyznaczone również dla zawiesiny po flokulacji (eksperyment nr 7). Zmianie uległy prędkość filtracji, temperatura oraz rozkład wielkości kłaczków.
2. Obserwowano znaczne różnice pomiędzy usuwalnością kłaczków o różnych wielkościach.

9.3.2. WERYFIKACJA ZMODYFIKOWANEGO MODELU W SKALI TECHNICZNEJ

Cele eksperymentów przedstawionych w rozdziale 9.3.2

1. Wyznaczenie współczynników empirycznych występujących w równaniu (6.5) w oparciu o pomiary w stacji uzdatniania wody (rys. 9.2.29).
2. Weryfikacja równania (6.5) na podstawie pomiarów w stacji uzdatniania wody (rys. 9.2.29).
3. Weryfikacja w skali technicznej zmodyfikowanego modelu, przy zmienionej prędkości filtracji, temperaturze i rozkładzie wielkości cząstek względem przy-

jętych podczas eksperymentów, dla których wyznaczono współczynniki empiryczne (rys. 9.2.28 i 9.2.31).

4. Weryfikacja w skali technicznej zmodyfikowanego modelu, przy zmienionej prędkości filtracji, temperaturze, wysokości, uziarnieniu i porowatości czystego złoża i rozkładzie wielkości kłaczek w wodzie dopływającej względem przyjętych podczas eksperymentów w skali laboratoryjnej, dla których wyznaczono współczynniki empiryczne (rys. 9.2.32).
5. Weryfikacja laboratoryjna równań (2.21) i (6.66) strat wysokości ciśnienia (rys. 9.2.30).

9.3.2.1. EKSPERYMENTY W STACJI UZDATNIANIA WODY NA RZECIE DŁUBNI

9.3.2.1.1. EKSPERYMENT 9

Eksperyment 9 przeprowadzono na stanowisku badawczym w skali technicznej nr 1 w stacji uzdatniania wody na rzece Dłubnia opisanym w rozdziale 8.4. Doświadczenie przeprowadzono przy wartościach prędkości filtracji i temperatury podanej w tabeli 9.3.24. Uziarnienie złoża przedstawiono w tabeli 8.3, porowatość początkową w tabeli 9.3.24. Dopływająca do filtra zawiesina wcześniej poddana była flokulacji i sedymentacji, co opisano w rozdziale 8.4. Liczbę cząstek z poszczególnych przedziałów wielkości zmierzono licznikiem cząstek i podano w tabeli 9.3.25.

Tabela 9.3.24

Udział procentowy cząstek w dopływie podczas eksperymentów
z użyciem zawiesiny po koagulacji

Prędkość filtracji [m/h]	Temperatura [°C]	Porowatość początkowa w złożu	Porowatość osadu
4,86	13	0,39	0,65

Tabela 9.3.25

Udział procentowy cząstek w dopływie podczas eksperymentów ZUW Dłubnia

Przedział średnic cząstek [μm]	2–5	5–10	10–25	25–80
Liczba cząstek [–]	15154	1921	606	78
Średnia średnica cząstek [μm]	3,2	7,1	16	50
Stężenie objętościowe [ppm]	0,26	0,36	1,3	5,1

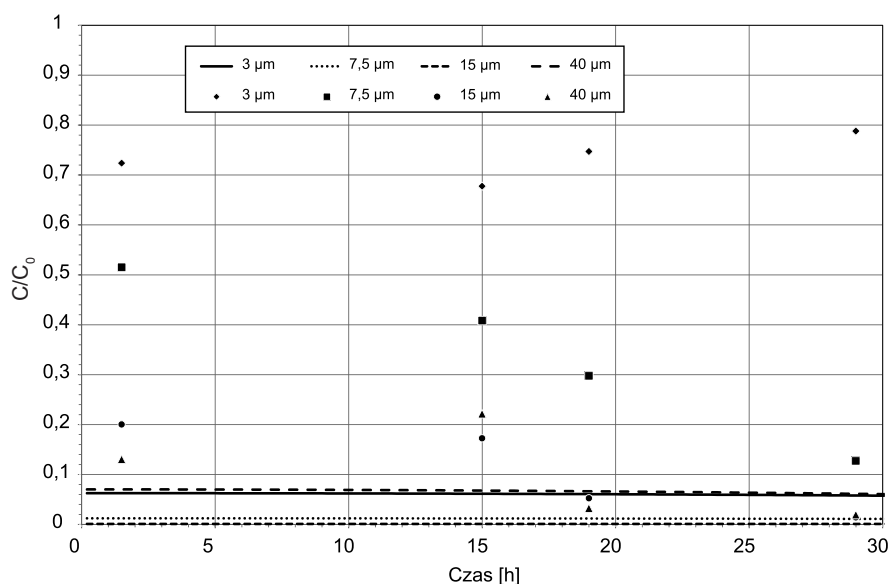
Tabela 9.3.26

Granulacja złoża

Numer warstwy licząc od góry	1	2	3	4
Wysokość warstwy [m]	0,072	0,14	0,21	1,11
Średnia średnica ziaren [mm]	0,47	0,65	0,95	1,10

Obliczenia przeprowadzono, posługując się algorytmem opisu matematycznego przedstawionego w rozdziałach 6 i 7. Prędkość filtracji i temperaturę przyjęto zgodnie z tabelą 9.3.24. Uziarnienie złoża zastępczego przyjęto zgodnie z tabelą 9.3.26. Wartości λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} dla poszczególnych wielkości cząstek zawiesiny zastępczej oraz określonych warstw złoża obliczono na podstawie wartości z tabeli 9.3.20, wyznaczonych podczas eksperymentu 7. W czasie eksperymentu 7 dopływająca do filtra zawiesina poddana była wcześniej flokulacji, dlatego można było się spodziewać podobnie wysokiej efektywności adhezji w obu eksperymentach.

Wyniki pomiarów wykonanych podczas eksperymentów 9 oraz uzyskanych z obliczeń przedstawiono na rysunku 9.2.28. Wskazywały one na dość niską zbieżność wyników. Niezgodności te mogły wynikać z różnych własności adhezyjnych ziaren złoża. Podczas eksperymentów 7 oraz eksperymentu 9 filtr wypełniony był piaskiem, w przypadku eksperymentu 9 piasek ten był jednak w dużym stopniu pokryty warstwą biofilmu, który rozwinął się podczas długiego okresu eksploatacji złoża w stacji.



Rys. 9.2.28. Iloraz pozostałego stężenia cząstek w filtracji do stężenia cząstek dopływających o określonej wielkości. Eksperyment 9. Dla parametrów wyznaczonych dla eksperymentu 7 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

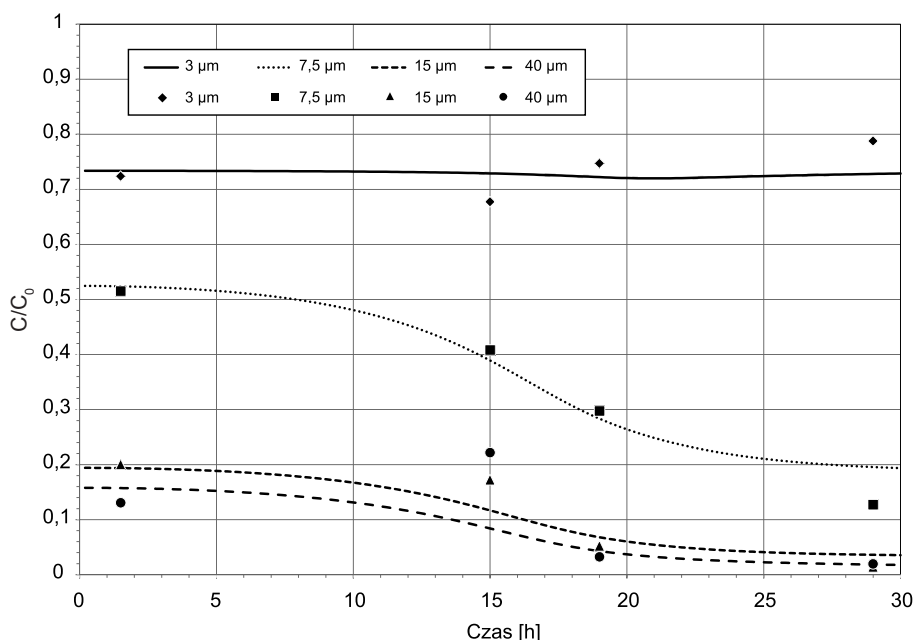
Stwierdzono więc, iż efektywność adhezji podczas eksperymentu 7 i eksperymentu 9 różniła się. Konieczne zatem było wyznaczenie nowych współczynników λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} w oparciu o pomiary eksperymentu 9. Warunki założone pod-

czas eksperymentu 9 i do obliczeń przedstawiono wcześniej w niniejszym rozdziale. Do obliczeń nie przyjęto jednak współczynników opracowanych na podstawie eksperymentów 7 przedstawionych w tabeli 9.3.20, tylko współczynników przedstawionych w tabeli 9.3.27, które wyznaczono dla wyników eksperymentu 9. Współczynniki z równania 6.66 przyjęto takie same jak w tabeli 9.2.27. Wyniki obliczeń zestawione w wynikach pomiarów eksperymentów 9 przedstawiono na rysunkach 9.2.29 i 9.2.30. Widać dość dużą zgodność wyników obliczeń z pomiarami eksperymentalnymi.

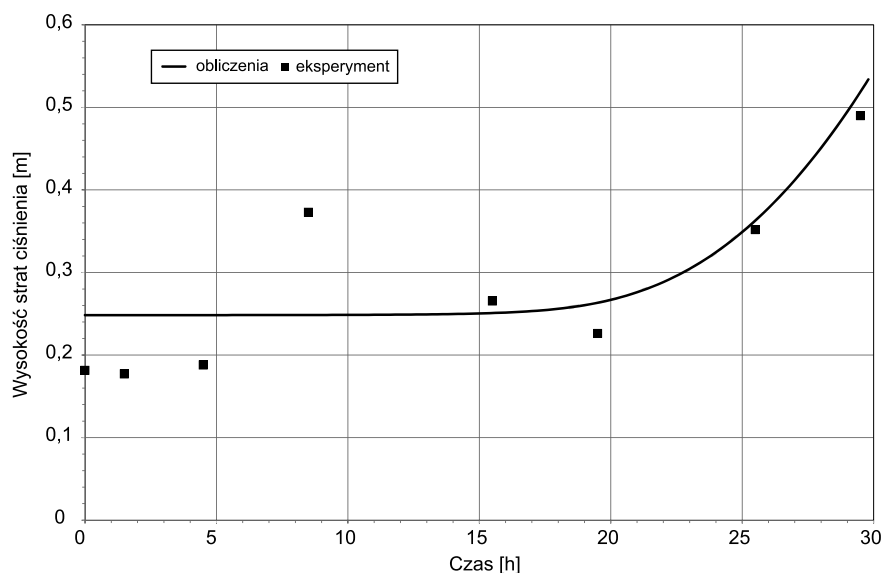
Tabela 9.3.27

Parametry empiryczne wyznaczone w oparciu o eksperymenty występujące w równaniu (6.5) dla ziaren złoza 0,45 mm

Wielkość cząstki [μm]	λ_0 [m^{-1}]	σ_1	λ_m [m^{-1}]	σ_m	σ_{gr}
1,8–5	0,78	0,008	1,7	0,009	0,015
5–10	1,45	0,005	26	0,015	0,04
10–20	3,36	0,005	45	0,015	0,04
20–150	3,36	0,005	55	0,014	0,08



Rys. 9.2.29. Pozostałe w filtracji stężenia objętości cząstek z poszczególnych grup wielkości
Eksperyment 9 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)



Rys. 9.2.30. Wysokość strat ciśnienia. Eksperyment 9 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

Wnioski do wyników przedstawionych na rysunku 9.2.28–9.2.30

1. Uzyskane wyniki obliczeń na zmodyfikowanym modelu Mackiego wykazywały dużą niezgodność z pomiarami eksperymentalnymi wykonanymi w stacji uzdatniania wody (rys. 9.2.28), gdy w modelu uwzględniono współczynniki empiryczne, wyznaczone podczas eksperymentów laboratoryjnych filtrowania kłaczek po flokulacji (eksperyment 8), przy innej granulacji i wysokości złoża, wielkościach kłaczek, prędkości filtracji i temperaturze.
2. Obserwowano znaczne różnice pomiędzy usuwalnością kłaczek o różnych wielkościach.
3. Równanie (6.5) funkcji $\lambda(\sigma)$, uwzględniające współczynniki empiryczne dopasowane metodą najmniejszych kwadratów, pozwoliło na uzyskanie zbieżności wyników obliczonych z pomiarami wykonanymi w skali technicznej (rys. 9.2.29).
4. Uwzględnione w zmodyfikowanym modelu równania wysokości strat ciśnienia w czystym złożu oraz podczas kolmatacji pozwalały na uzyskanie wysokiej zgodności z pomiarami eksperymentalnymi w skali technicznej.

9.3.2.1.2. EKSPERYMENT 10

Eksperyment 10 przeprowadzono podobnie jak eksperymenty 9 na stanowisku badawczym, w skali technicznej nr 1, w stacji uzdatniania wody na rzece Dłubni (rozdz. 8.4). Eksperymenty przeprowadzono przy wartościach prędkości filtracji i temperatury podanej w tabeli 9.3.28. Uziarnienie złoża przedstawiono w tabeli 8.3,

a porowatość początkową – w tabeli 9.3.28. Liczbę cząstek z danych przedziałów wielkości w zawieszynie dopływającej do filtra zmierzono licznikiem cząstek i podano w tabeli 9.3.29.

Tabela 9.3.28

Udział procentowy cząstek w dopływie podczas eksperymentu 10

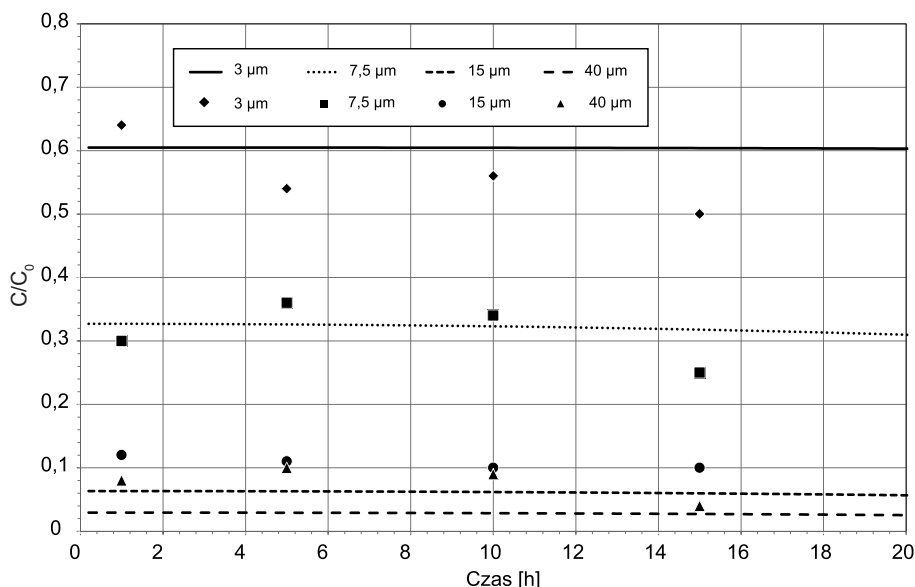
Prędkość filtracji [m/h]	Temperatura [°C]	Porowatość początkowa w złożu	Porowatość osadu
4,0	18	0,39	0,65

Tabela 9.3.29

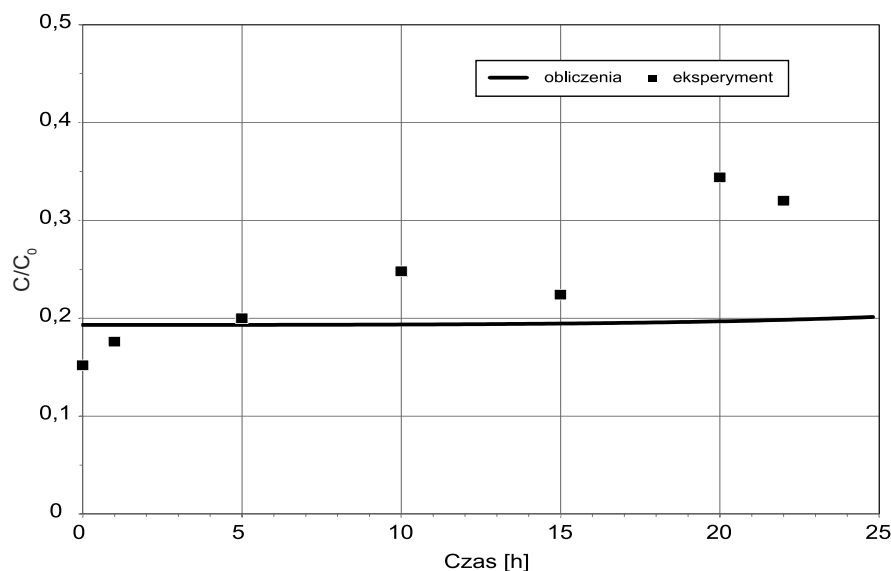
Udział procentowy cząstek w dopływie podczas eksperymentów ZUW Dłubnia

Przedział średnic cząstek [μm]	2–5	5–10	10–25	25–80
Liczba cząstek [–]	15154	1921	699	101
Średnia średnica cząstek [μm]	3,2	7,1	16	50
Stężenie objętościowe [ppm]	0,26	0,36	1,5	6,6

Obliczenia przeprowadzono, opierając się na opisie matematycznym przedstawionym w rozdziałach 6 i 7. Prędkość filtracji i temperaturę wyznaczono zgodnie z tabelą 9.3.28.



Rys. 9.2.31. Iloraz pozostałego stężenia cząstek w filtracie do stężenia cząstek dopływających o określonej wielkości. Eksperyment 10 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)



Rys 9.2.32. Całkowita wysokość strat ciśnienia w złożu. Eksperyment 10 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

Uziarnienie złoża zastępczego przyjęto zgodnie z tabelą 9.3.26. Wartości λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} dla wielkości cząstek zawiesiny zastępczej oraz warstw złoża obliczono na podstawie wartości z tabeli 9.3.27 wyznaczonych dla warunków eksperymentu 9. Założono, iż efektywności adhezji podczas eksperymentu 9 i 10 będą miały podobne wartości. Współczynniki z równania (6.66) przyjęto takie same jak w tabeli 9.3.21. Uzyskane wyniki obliczeń były zbieżne z wynikami pomiarów podczas eksperymentu 10, co przedstawiono na rysunkach 9.2.31 oraz 9.2.32.

Wnioski do wyników przedstawionych na rysunku 9.2.31–9.2.32

1. Uzyskane wyniki obliczeń na zmodyfikowanym modelu Mackiego wykazywały dość dużą zgodność z pomiarami eksperymentalnymi wykonanymi w stacji uzdatniania wody. W zmodyfikowanym modelu uwzględniono współczynniki empiryczne wyznaczone podczas eksperymentu 9, który przeprowadzono na tym samym filtrze, lecz przy innym rozkładzie wielkości cząstek rozproszonych w wodzie dopływającej oraz przy innych temperaturze i prędkości filtracji.
2. Obserwowano znaczne różnice pomiędzy usuwalnością kłaczków o różnych wielkościach.

9.3.2.2. EKSPERYMENT W STACJI FILTRÓW NA RZECE RABA

9.3.2.2.1. EKSPERYMENT 11

Eksperyment 11 przeprowadzono na stanowisku badawczym w skali technicznej nr 2 w stacji uzdatniania wody na rzece Rabe (rozdz. 8.5). Filtr wypełniony był złożem antracytowo-piaskowym. Uziarnienie złoża przedstawiono w tabeli 8.4. Podczas eksperymentów wartości prędkości filtracji i temperatury utrzymane były na poziomie zgodnym z wartościami podanymi w tabeli 9.3.30. Liczbę cząstek dopływających do filtra w poszczególnych przedziałach wielkości podano w tabeli 9.3.31. Średnia wartość odczynu pH wynosiła 7,9, natomiast wartość konduktancji 0,23 mS/cm i potencjału zeta (−13,5 mV).

Tabela 9.3.30

Udział procentowy cząstek w dopływie podczas eksperymentów
podczas eksperymentów ZUW Raba

Prędkość filtracji [m/h]	Temperatura [°C]	Porowatość początkowa w złożu	Porowatość osadu
2,32	12,2	0,41	0,65

Tabela 9.3.31

Udział procentowy cząstek w dopływie podczas eksperymentów ZUW Raba

Przedział średnic cząstek [μm]	2–5	5–10	10–25	25–80
Liczba cząstek [–]	21373	6761	1144	22
Średnia średnica cząstek [μm]	3,2	7,1	16	50
Stężenie objętościowe [ppm]	0,35	1,25	1,42	1,43

Obliczenia wykonano zgodnie z opisem matematycznym przedstawionym w rozdziałach 6 i 7. Wartości prędkości filtracji i temperatury przyjęto jako stałe zgodnie z tabelą 9.3.30. Złoże zastępcze skonstruowano z czterech grup kulek o różnych średnicach zgodnie z tabelą 9.3.32.

Tabela 9.3.32

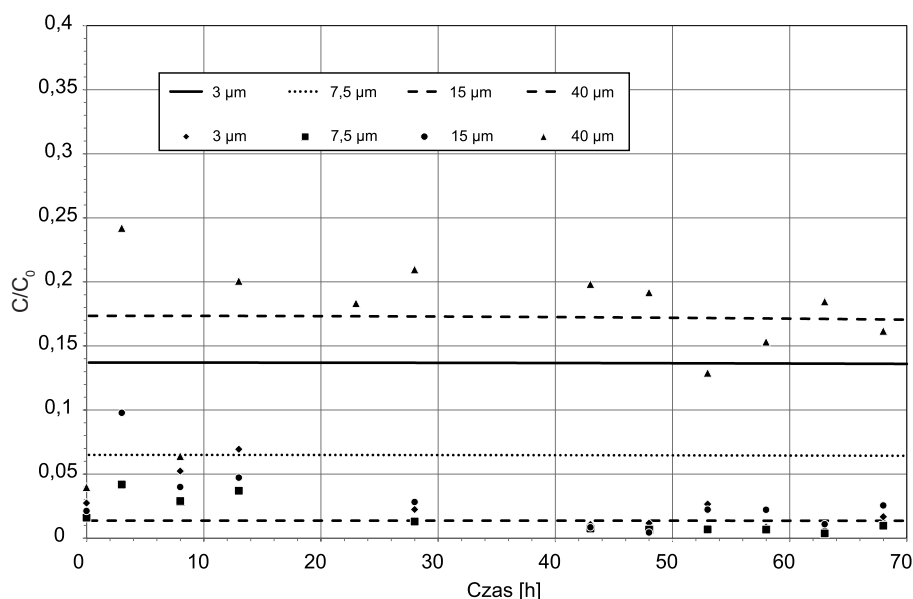
Granulacja ziaren złoża

Numer warstwy licząc od góry	1	2	3	4
Wysokość warstwy [m]	0,15	0,35	0,33	0,17
Średnia średnica ziaren [mm]	1,0	1,39	0,67	0,9

Wartości λ_0 , σ_1 , σ_m , λ_m , σ_{gr} dla danych wielkości cząstek zawiesziny zastępczej oraz danych warstw złoża obliczono na podstawie wartości z tabeli 9.3.20 wyznaczonych dla warunków eksperymentu 7 przeprowadzonego w laboratorium. Założono, iż efektywność adhezji podczas eksperymentów 7 i 11 będą miały podobne

wartości. W obu przypadkach filtrowana była zawiesina po flokulacji o względnie wysokiej stabilności. Współczynniki z równania (6.66) przyjęto takie same jak w tabeli 9.3.21. Otrzymane wyniki obliczeń były dość zbliżone z wynikami podczas pomiaru w czasie eksperymentu 11, co przedstawiono na rysunkach 9.2.33. Pewne rozbieżności były prawdopodobnie wynikiem pojawienia się podczas eksperymentu 7, nieuwzględnionego w opisie matematycznym zjawiska cedzenia. Świadczy o tym charakterystyczny gwałtowny wzrost ciśnienia, obserwowany pod koniec filtracyklu podczas eksperymentów laboratoryjnych. Stąd nieznacznie wyższa efektywność usuwania najgrubszych cząstek uzyskana z obliczeń uwzględniających współczynniki wyznaczone podczas eksperymentów laboratoryjnych.

Złoże wielowarstwowe, na którym przeprowadzono eksperymenty weryfikacyjne, gwarantowało wyeliminowanie cedzenia podczas filtrowania. Po 70 godzinach filtry były wyłączane z pracy w celu zmniejszenia kosztów eksploatacyjnych związanych z poborem energii elektrycznej w godzinach szczytu.



Rys. 9.2.33. Iloraz pozostałego stężenia cząstek w filtracie do stężenia cząstek dopływających o określonej wielkości. Eksperyment 11 (wyniki obliczeń – linie, eksperymentalne – punkty)

Wnioski do wyników przedstawionych na rysunku 9.2.33

Uzyskane wyniki obliczeń na zmodyfikowanym modelu wykazywały zgodność z pomiarami eksperymentalnymi przeprowadzonymi w stacji uzdatniania wody w zakresie usuwania grubszych cząstek o zastępczych średnicach 15 μm i 40 μm . Cząstki drobniejsze usuwane były lepiej, niż wynikało to z obliczeń. W modelu

uwzględniono współczynniki empiryczne wyznaczone podczas eksperymentu 8 przeprowadzonego na stanowisku laboratoryjnym dla zawiesiny po flokulacji przy odmiennych prędkości filtracji, temperaturze, rozkładzie wielkości cząstek w dopływie, uziarnieniu i wysokości złoża.

9.4. ANALIZA WPLYWU WIELKOŚCI CZĄSTEK NA POMIAR MĘTNOŚCI I EFEKTYWNOŚCI JEJ USUWANIA PODCZAS PROCESU FILTROWANIA

Filtry pospieszne, ze względu na dynamiczny charakter procesu filtrowania, nawet w przypadku stabilnych parametrów pracy wymagają ciągłej kontroli. Prawdłowo prowadzony monitoring ilości i efektywności usuwania cząstek podczas filtrowania ma wiele zalet, które przedstawiono w rozdziale 4. Powinien on między innymi pozwolić na ocenę stanu złoża filtracyjnego, od którego zależy efektywność usuwania cząstek, oraz straty ciśnienia w filtrze. Stan ten zmienia się w trakcie eksploatacji, co spowodowane jest zazwyczaj postępującym wzrostem kulistości ziaren, ale również przyrastającą warstwą zanieczyszczeń i biofilmu nieusuwalnych podczas płukania.

Monitoring ilości oraz efektywności usuwania cząstek podczas filtrowania powinien pozwolić również na dobranie optymalnych parametrów pracy filtra, przy których straty ciśnienia będą możliwie najniższe, filtrocykle możliwie najdłuższe, a co za tym idzie – koszty eksploatacyjne możliwie najniższe, przy zachowaniu wymaganego stopnia usuwania cząstek. Ciągły monitoring powinien pozwolić na zidentyfikowanie chwilowych pogorszeń jakości filtratu, wywołanych np. nagłymi zmianami prędkości filtracji lub ciśnienia, ale także bardzo niskim i bardzo wysokim stopniem zakolmatowania złoża zaraz po jego płukaniu i po dłuższym okresie eksploatacji.

Zidentyfikowanie okresowych pogorszeń jakości filtratu może zminimalizować zagrożenia mikrobiologiczne wywołane między innymi oocystami *Cryptosporidium* i cystami *Giardia*. Kontrola efektywności pracy filtra powinna pomóc we właściwym doborze parametrów pracy procesów poprzedzających filtrowanie, takich jak dawka koagulantu, prędkość mieszania we flokulatorze, czy też prędkość przepływu przez osadnik. Pomiar ciągły pracy filtra jest również istotny z punktu widzenia matematycznego modelowania procesu filtrowania. Na jego podstawie zazwyczaj dobierane są parametry empiryczne występujące w opisach matematycznych procesu filtrowania. Pomiar ciągły efektywności pracy filtrów oraz pomiar jakości filtratu standardowo realizowane są na podstawie pomiaru mętności. Stosuje się go głównie z powodu relatywnie niskiej ceny mętnościomierzy przy dość wysokiej dokładności i czułości.

W Polsce i w większości krajów na świecie pomiar mętności wyznaczany jest nefelometrycznie, a więc poprzez pomiar natężenia światła rozproszonego pod kątem 90 stopni [63], ewentualnie w oparciu o pomiar światła transmitowanego, a więc zmierzonego pod kątem zera stopni, który stosowany jest głównie przy wyższych stężeniach zawiesiny. Nefelometryczny pomiar mętności jest zdecydowanie czulszy od pomiaru światła transmitowanego. Wynika to z faktu, iż większość światła padającego na próbkę wody jest transmitowana lub rozpraszana pod niewielkim kątem, a tylko mała część tego światła jest rozpraszana pod kątem prostym. Dlatego nawet niewielka zmiana natężenia światła rozproszonego pod kątem prostym jest identyfikowalna, w przeciwieństwie do zmian światła rozproszonego pod niewielkim kątem. Wyznaczony techniką optyczną parametr mętności w znacznym stopniu zależy nie tylko od stężenia zawiesiny, ale także od wielkości cząstek znajdujących się w próbce wody.

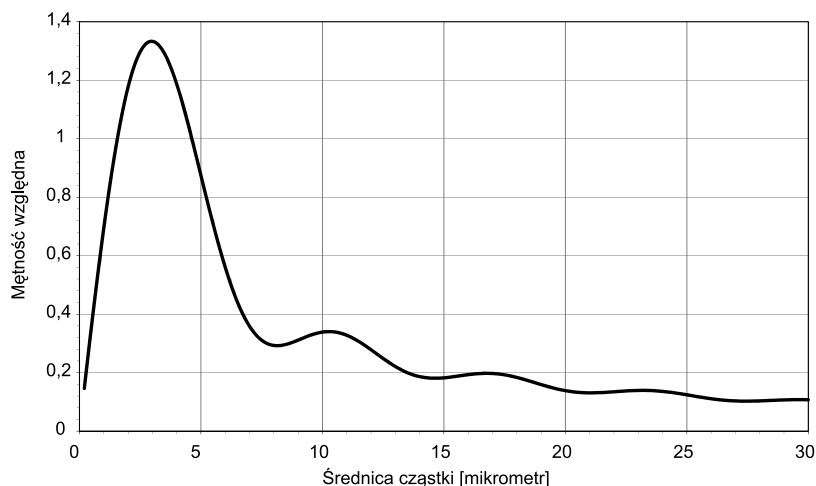
Wpływ wielkości cząstek na pomiar mętności najlepiej obrazuje teoria Mie lub w węższym zakresie teoria Reighleya, które opisano w rozdziale 5.3. Sugerują one, że światło rozpraszane jest na cząstkach drobniejszych pod większym kątem niż na cząstkach grubszych. Oznacza to, że natężenie światła rozproszonego pod kątem prostym w przeliczeniu na jednostkę objętości cząstki będzie większe dla cząstki drobniejszej niż dla cząstki grubszej. W konsekwencji zawiesina składająca się z cząstek drobniejszych będzie wykazywać znacznie wyższą mętność nefelometryczną niż zawiesina składająca się z cząstek grubszych o tym samym stężeniu objętościowym [191]. Istnieje podobny, choć trochę mniejszy, wpływ wielkości cząstek na pomiar światła transmitowanego, a co za tym idzie – także na wartość absorbancji.

W oparciu o obliczenia numeryczne w darmowym programie MiePlot [89], pozwalającym wyznaczyć rozproszenie światła na cząstkach o różnych wielkościach pod różnymi kątami zgodnie z teorią Mie [11] oraz z równaniami (5.7)–(5.9), przeanalizowano wpływ wielkości cząstek na absorbancję oraz mętność nefelometryczną. Na rysunkach 9.4.1 i 9.4.2 przedstawiono graficznie zależność absorbancji i mętności nefelometrycznej od wielkości cząstek zawieszonych.

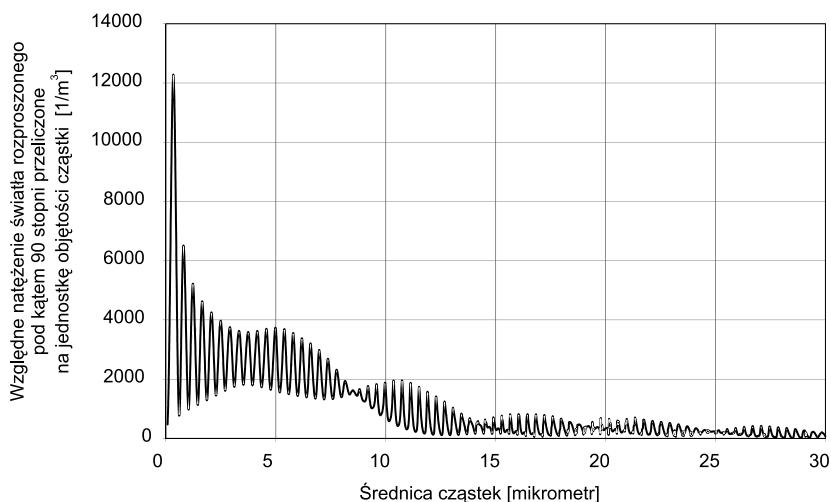
Wyniki zamieszczone na rysunkach 9.4.1 i 9.4.2 wyraźnie wskazują na dominujący wpływ cząstek mniejszych od 1 do 2 mikrometrów na mętność nefelometryczną, przy tym samym stężeniu zawiesiny, oraz znaczący wpływ cząstek mniejszych od 5 mikrometrów, przy tym samym stężeniu zawiesiny na wartość absorbancji. W obu przypadkach cząstki największe, przeliczone na jednostkową objętość, miały niemal pomijalny wpływ [186, 191, 196, 198]. Oczywiście, analizując taką samą liczbę cząstek o różnych rozmiarach, a nie jak przyjęto przy wyznaczaniu wyników przedstawionych na rysunkach 9.4.1 i 9.4.2 – taką samą objętość cząstek, opisane zależności byłyby odwrotne.

Tak znaczący wpływ wielkości cząstek na mętność utrudnia interpretację pomiarów filtratu oraz efektywności usuwania cząstek zawiesin podczas filtrowania

wyznaczonych w oparciu o pomiar mętności. Szczególnie że większość z opisanych w rozdziale 2.2 mechanizmów usuwania cząstek podczas filtrowania w znacznym stopniu zależy od wielkości tych cząstek. W konsekwencji przebiegi usuwania cząstek o różnych wielkościach mogą wyraźnie różnić się od siebie.



Rys. 9.4.1. Mętność (absorbancja) wywołana przez jednostkową objętość cząstki zawieszonej w wodzie w zależności od rozmiaru tej cząstki



Rys. 9.4.2. Względne natężenie światła rozproszonego pod kątem 90 stopni (pomiar nefelometryczny) przeliczone na jednostkę objętości cząstki zawieszonej w wodzie w zależności od rozmiaru tej cząstki. Względne natężenie światła zdefiniowano jako iloraz natężenia światła rozproszonego na cząstce i zmierzonego w odległości 1 m od niej przez natężenie światła na nią padającego. Objętość cząstki wyrażono w $[m^3]$

Przepływająca przez filtr zawiesina nie tylko stopniowo obniża swoje stężenie, ale również zmienia się rozkład wielkości cząstek w niej zawartych. Efektywność pracy filtra wyznaczana na podstawie pomiaru mętności na wypływie i dopływie z filtra może się więc różnić od efektywności uzyskanej z pomiaru stężenia zawiesiny na dopływie i wypływie z filtra. Dodatkowo, ze względu na różne przebiegi usuwania cząstek z poszczególnych grup wielkości relacja ta może ulegać zmianie w trakcie procesu filtrowania.

Opierając się na równaniach (5.7)–(5.9) wyprowadzono równanie 9.4.1 pozwalające wyznaczyć pozostałe stężenie zawiesiny w filtracie (C/C_0) w oparciu o pozostałą mętność w filtracie (ABS/ABS_0) oraz rozkłady wielkości cząstek zawiesiny przed i za filtrem.

$$\frac{C}{C_0} = \frac{ABS}{ABS_0} \cdot \frac{\left(\sum \frac{V_i}{d_i} Q_i \right)_0}{\left(\sum \frac{V_i}{d_i} Q_i \right)}, \quad (9.4.1)$$

gdzie:

- C_{out}/C_{in} – całkowite stężenie zawiesiny pozostałe w filtracie,
- ABS/ABS_0 – mętność (absorbancja) pozostała w filtracie,
- d_i – średnica cząstek z grupy wielkości i ,
- V_i – udział objętości cząstek z grupy wielkości i ,
- Q_i – bezwymiarowy współczynnik rozproszenia światelnego (przyjmowany z zakresu od 0 do 5) dla cząstek z poszczególnych grup wielkości i .

Jeżeli przyjmiemy, że wartość współczynnika Q dla cząstek z określonych grup wielkości jest taka sama, to równanie (9.4.1) przyjmie postać:

$$\frac{C}{C_0} = \frac{ABS}{ABS_0} \cdot \frac{\left(\sum \frac{V_i}{d_i} \right)_0}{\left(\sum \frac{V_i}{d_i} \right)} \quad (9.4.2)$$

To, w jakim stopniu będą różnić się efektywności usuwania stężenia zawiesiny od efektywności usuwania mętności nefelometrycznej oraz efektywności wyznaczonej na podstawie pomiaru absorbancji, będą zależeć od tego, w jakim stopniu zmienia się rozkład wielkości cząstek w odpływie filtra względem rozkładu wielkości cząstek w dopływie. To z kolei zależy od mechanizmów transportu i adhezji cząstek w złożu opisanych w rozdziale 2.2. Na większość spośród mechanizmów, które decydują o usuwaniu cząstek większych od 1 mikrona, rozmiar tych cząstek ma znaczący wpływ.

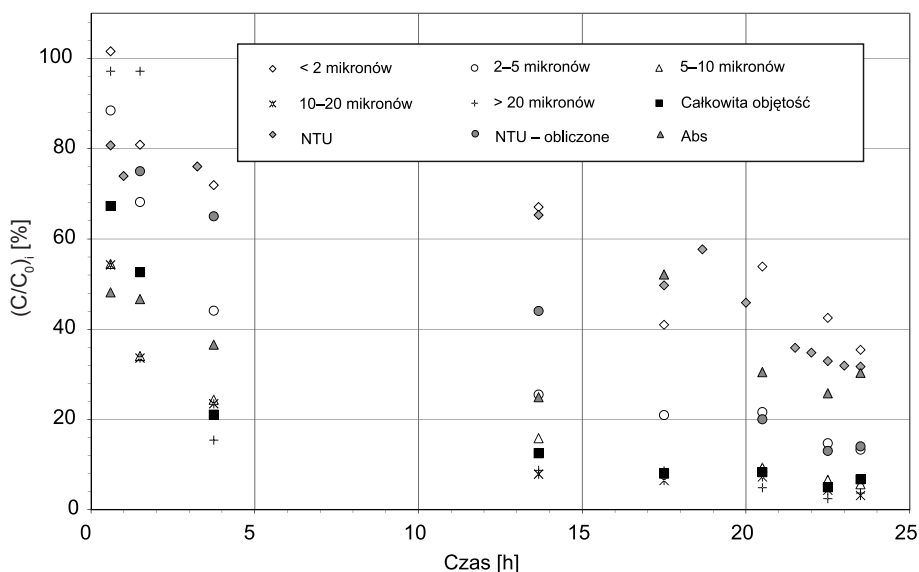
Dla wybranych eksperymentów przeprowadzonych w laboratorium i w skali technicznej przeanalizowano – po koagulacji i z pominięciem koagulacji – usuwalność poszczególnych grup wielkości cząstek podczas filtrowania i wynikającą z niej zmianę rozkładu wielkości cząstek w filtracie względem dopływu oraz wynikające z tej zmiany różnice pomiędzy usuwalnością mętności, absorbancji, liczby cząstek oraz stężenia zawiesiny.

9.4.1. EKSPERYMENTALNA ANALIZA RÓŻNYCH SPOSOBÓW POMIARU EFEKTYWNOŚCI USUWANIA CZĄSTEK PODCZAS PROCESU FILTROWANIA Z ZASTOSOWANIEM ZAWIESINY Z POMINIĘCIEM KOAGULACJI

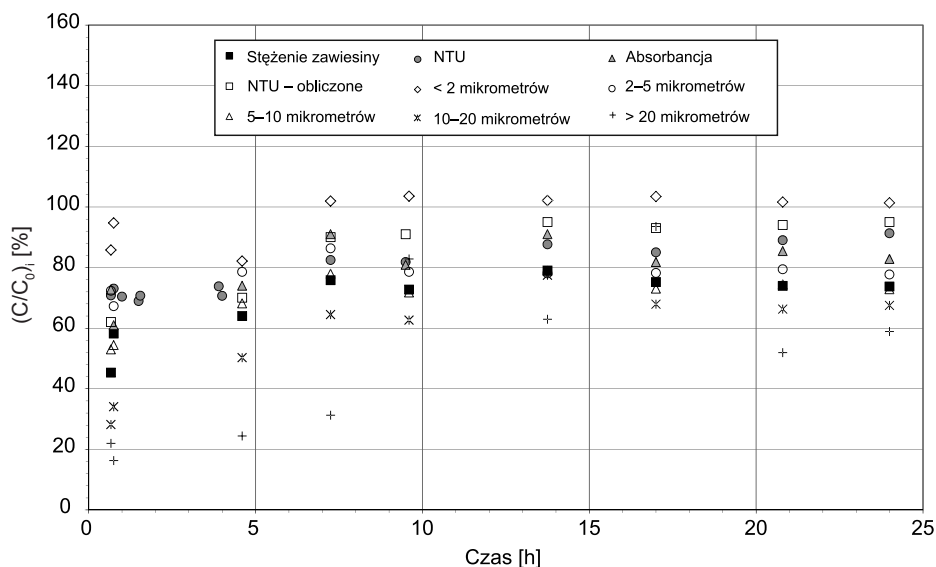
Podczas eksperymentów laboratoryjnych opisanych w rozdziałach 9.2.1 i 9.2.2 oraz 9.3.1.1.2 i 9.3.1.2.1 efektywność usuwania mikrocząstek krzemionki Siper-nat 310 w kolejnych godzinach poprawiała się, natomiast usuwalność cząstek glinokrzemianu Siper-nat 820A ulegała stopniowemu pogarszaniu, co widać na rysunkach 9.4.3 i 9.4.4. Prawdopodobnie główną przyczyną tego pogarszania się były własności elektryczne oraz powierzchnie właściwe obu typów cząstek. Siper-nat 310 charakteryzował się bardzo dużą powierzchnią właściwą i dość niską wartością potencjału powierzchniowego, Siper-nat 820A natomiast dość niską powierzchnią właściwą i wysoką ujemną wartością potencjału powierzchniowego.

Podczas obu eksperymentów obserwowano lepszą usuwalność większych cząstek niż cząstek drobniejszych i w kolejnych godzinach proporcja ta zwiększała się. Konsekwencją tego były nie tylko zmieniające się w trakcie procesu efektywności usuwania stężenia zawiesiny, ale także różnice pomiędzy rozkładem wielkości cząstek w dopływie i zmieniającym się w czasie rozkładem wielkości cząstek w odpływie, co widać na rysunkach 9.4.5 i 9.4.6.

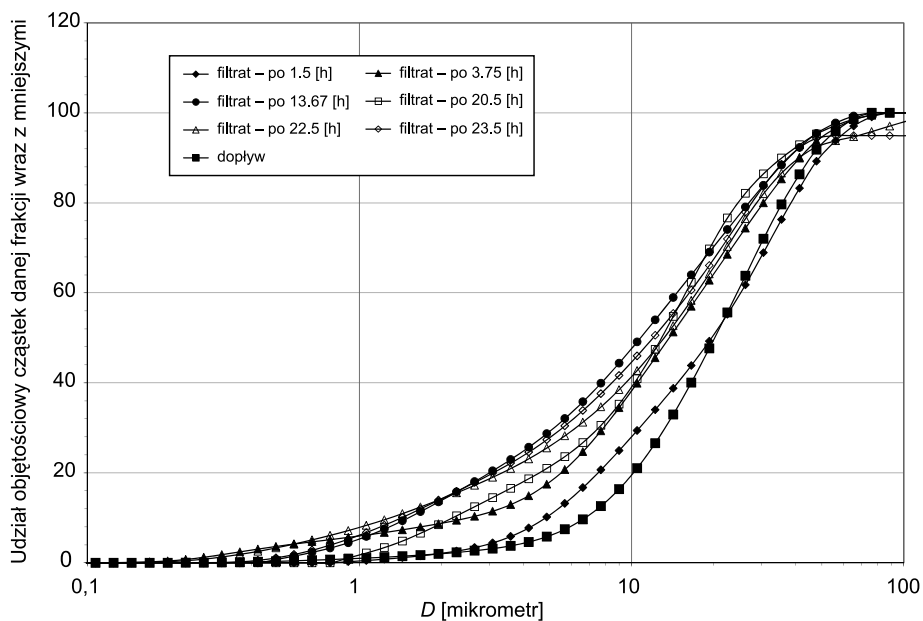
W trakcie procesu rozbieżność pomiędzy rozkładami w dopływie i odpływie wzrastała. Zwiększał się udział objętościowy cząstek drobniejszych w odpływie, malał natomiast udział cząstek grubszych. Większe rozbieżności pomiędzy rozkładem wielkości cząstek w dopływie i odpływie świadczą o większych różnicach pomiędzy usuwaniem cząstek o różnych wielkościach. Zgodnie z opracowanymi teoretycznie zależnościami, przedstawionymi na rysunkach 9.4.1 i 9.4.2, wpływ cząstek najdrobniejszych na mętność nefelometryczną i absorbancję przy tej samej objętości cząstek jest wyższy od wpływu cząstek większych. Dlatego przy lepszym usuwaniu cząstek większych podczas eksperymentów obserwowano lepsze usuwanie stężenia zawiesiny od usuwania mętności nefelometrycznej i absorbancji, co widać na rysunkach 9.4.3 i 9.4.4, ale także dla lepszego zobrazowania pokazano na rysunkach 9.4.7 i 9.4.8.



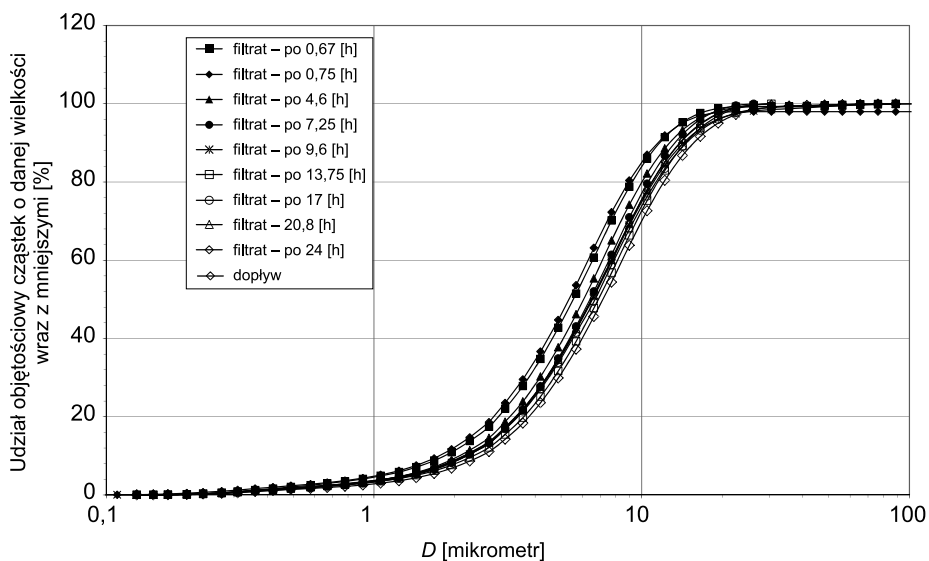
Rys. 9.4.3. Pozostałe w filtracie: liczby cząstek o określonych wielkościach, mętności nefelometryczne zmierzonej eksperymentalnie i obliczone w oparciu o model Mie, absorbancje, całkowite stężenia zawiesiny oraz sumaryczne liczby cząstek podczas filtrowania zawiesiny Sipernat 310



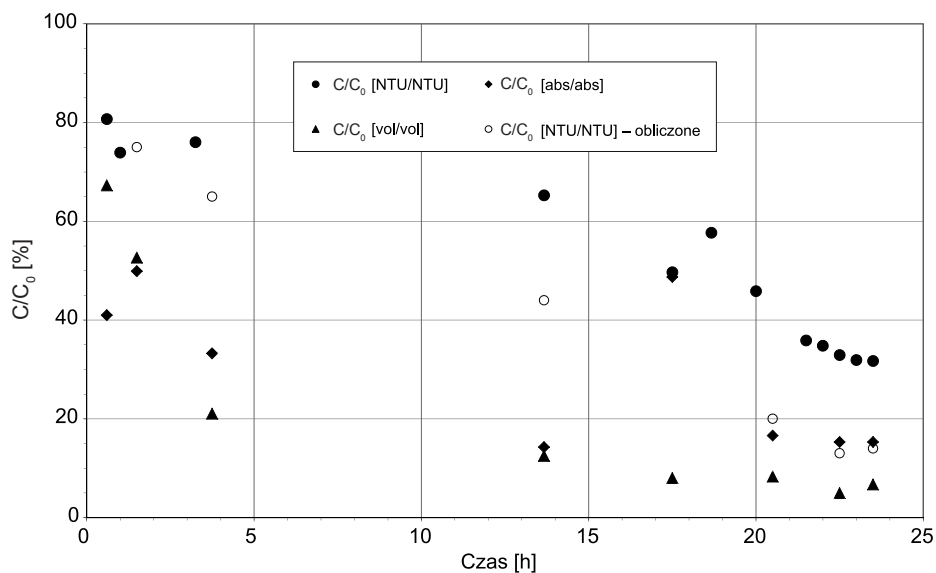
Rys. 9.4.4. Pozostałe w filtracie: liczby cząstek o określonych wielkościach, mętności nefelometryczne zmierzonej eksperymentalnie i obliczone w oparciu o model Mie, absorbancje, całkowite stężenia zawiesiny oraz sumaryczne liczby cząstek podczas filtrowania zawiesiny Sipernat 820



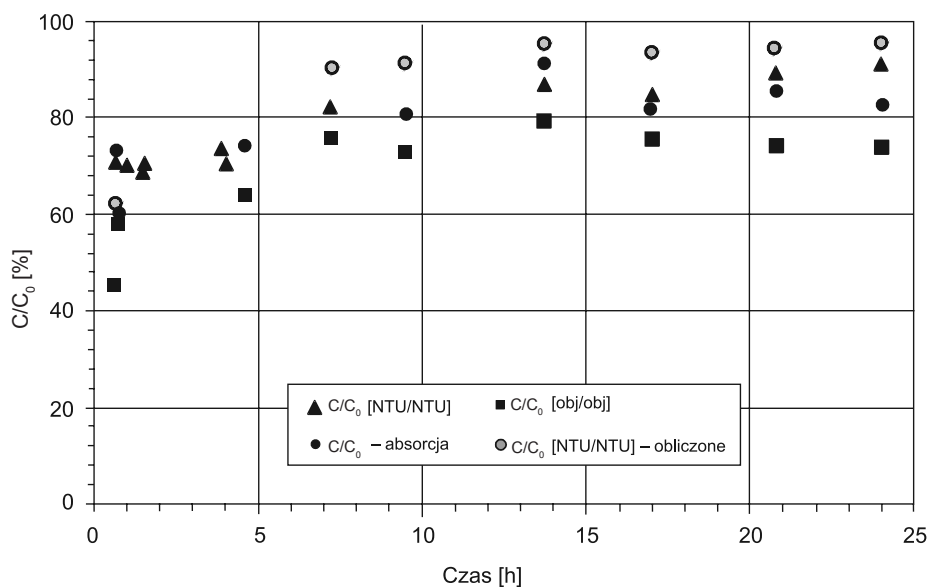
Rys. 9.4.5. Objętościowy rozkład wielkości cząstek (Sipernat 310) w dopływie i odpływie w kolejnych godzinach



Rys. 9.4.6. Objętościowy rozkład wielkości cząstek (Sipernat 820A) w dopływie i odpływie w kolejnych godzinach



Rys. 9.4.7. Pozostałe w filtracji stężenie zawiesiny, mętność i absorbancja po filtrowaniu zawiesiny Sipernat 310



Rys. 9.4.8. Pozostałe w filtracji stężenie zawiesiny, mętność i absorbancja po filtrowaniu zawiesiny Sipernat 820A

Wpływ wielkości cząstek na wartość mętności nefelometrycznej jest większy niż na wartość absorbancji, w związku z czym usuwalność absorbancji osiągała wartości zdecydowanie bliższe usuwalności stężenia zawiesiny niż usuwalność mętności nefelometrycznej. Usuwalność sumarycznej liczby cząstek z kolei była zdecydowanie zdeterminowana przez przeważającą liczbę cząstek najdrobniejszych. Dlatego usuwalność sumarycznej liczby cząstek była wartościowo zbliżona do usuwalności cząstek najdrobniejszych, podobnie jak usuwalność mętności nefelometrycznej. Usuwalność absorbancji, na którą dominujący wpływ ma nie tylko usuwalność cząstek mniejszych od 1–2 mikrometrów, ale także usuwalność cząstek mniejszych od 5 mikrometrów, była najbliższa usuwalności cząstek o wielkościach z przedziału od 2 do 5 mikrometrów.

9.4.2. EKSPERYMENTALNA ANALIZA RÓŻNYCH SPOSOBÓW POMIARU EFEKTYWNOŚCI USUWANIA CZĄSTEK PODCZAS PROCESU FILTROWANIA Z ZASTOSOWANIEM ZAWIESINY PODDANEJ KOAGULACJI

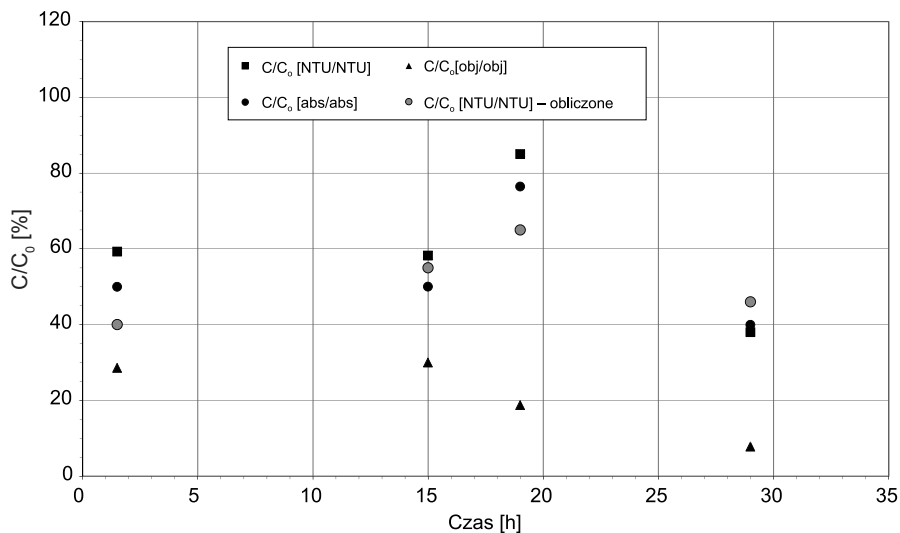
Przeanalizowano również relacje pomiędzy usuwaniem zawiesiny, mętności oraz cząstek z poszczególnych grup wielkości podczas procesu filtrowania w laboratorium i w stacji filtrów poprzedzonych flokulacją.

Podczas eksperymentów w stacji uzdatniania wody na rzece Dłubnia opisanych w rozdziałach 9.2.4 i 9.3.2.1.1 obserwowano lepszą usuwalność większych cząstek niż cząstek drobniejszych zaraz po płukaniu, i w kolejnych etapach procesu filtrowania proporcja ta się powiększała. Konsekwencją tego była nie tylko poprawiająca się w trakcie filtrowania efektywność usuwania stężenia zawiesiny, co widać na rysunku 9.4.9, ale także odmienne rozkłady wielkości cząstek w zawieszynie dopływającej do filtra i odpływającej z filtra oraz zmieniający się w trakcie filtracji rozkład wielkości cząstek w odpływie, co z kolei pokazano na rysunku 9.4.10. Dlatego podobnie jak podczas eksperymentów z pominięciem flokulacji i zgodnie z opracowanymi zależnościami przedstawionymi na rysunkach 9.4.1 i 9.4.2, obserwowano lepsze usuwanie stężenia zawiesiny niż mętności nefelometrycznej i absorbancji (rys. 9.4.9).

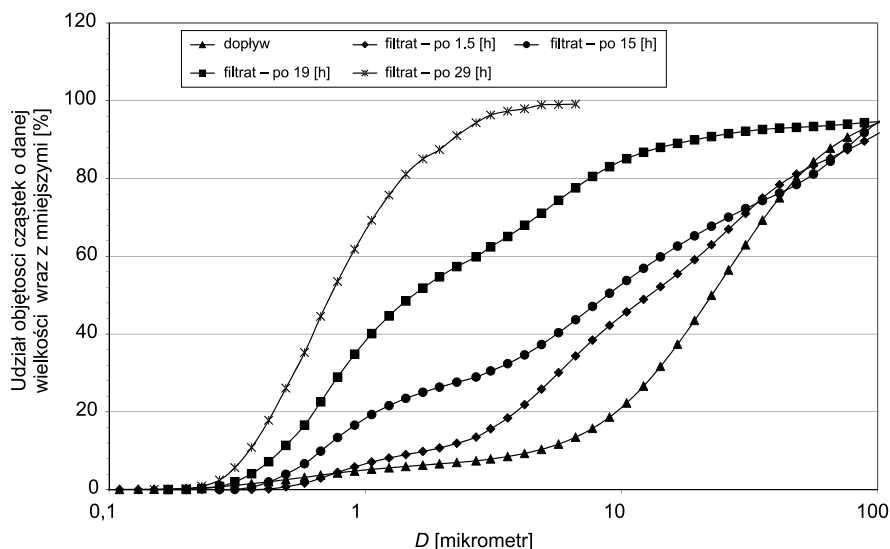
Na rysunku 9.4.11 zamieszczono przebiegi usuwania cząstek o różnych wielkościach uzyskanych podczas eksperymentów laboratoryjnych procesu filtrowania zawiesiny po koagulacji uwodnionym siarczanem glinu opisanych w rozdziałach 9.2.3 i 9.3.1.3.1. Od początku procesu obserwowano dość wysoką efektywność usuwania cząstek wszystkich grup wielkości, przy czym trochę lepiej usuwane były większe cząstki, gorzej natomiast cząstki drobniejsze.

W początkowym etapie procesu efektywność usuwania cząstek ulegała stopniowej poprawie, jednak po kilku godzinach usuwalność cząstek zaczęła się wyraźnie

pogarszać. Szczególnie widocznemu pogorszeniu uległa efektywność usuwania cząstek najgrubszych. Pogorszenie to postępowało aż do końca procesu. Podobnie jak we wcześniejszych badaniach eksperymentalnych, usuwalność mętności nefelometrycznej zbliżona była do usuwalności cząstek najdrobniejszych, co potwierdza teorię przedstawioną w rozdziale 9.4.1 i wynika z wykresów 9.4.1 i 9.4.2. Usuwalność



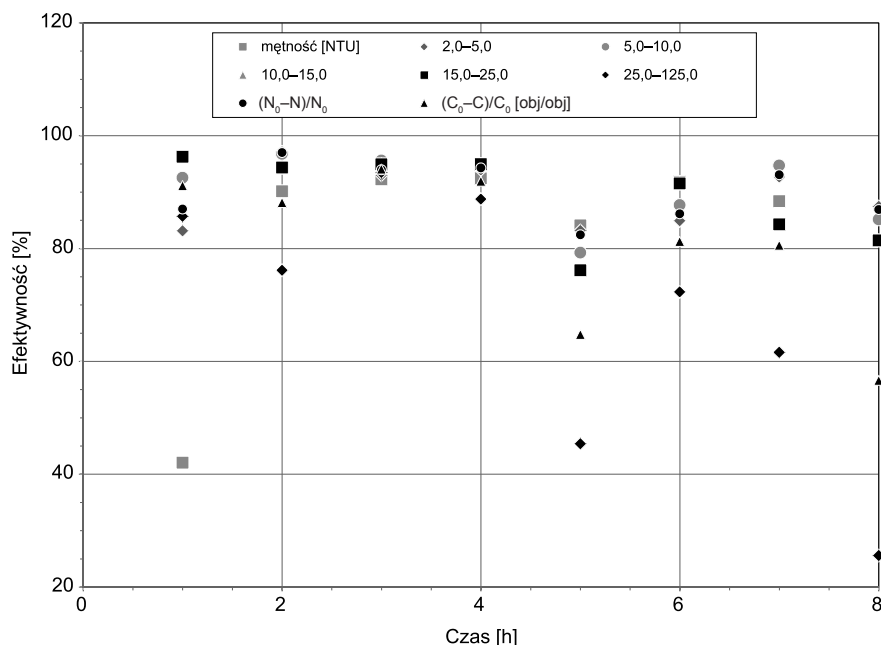
Rys. 9.4.9. Pozostałe w filtracie stężenia zmierzone za pomocą różnych parametrów



Rys. 9.4.10. Objętościowy rozkład wielkości cząstek w dopływie i odpływie w kolejnych godzinach filtrowania (stacja uzdatniania wody na rzece Dłubnia)

sumarycznej liczby cząstek, zdeterminowanej przez cząstki najdrobniejsze, była zbieżna z usuwalnością cząstek najdrobniejszych. Usuwalność stężenia zawiesiny, zgodnie z oczekiwaniami, znacznie różniła się od usuwalności mętności oraz sumarycznej liczby cząstek.

Usuwalność stężenia zawiesiny związana jest z objętością cząstek rozproszonych w zawieszynie. Mimo iż zazwyczaj cząstek drobniejszych jest wielokrotnie więcej niż cząstek grubszych, ich sumaryczna objętość jest porównywalna lub mniejsza od cząstek grubszych. Stąd podobny wpływ usuwania cząstek drobniejszych, jak i grubszych na usuwanie całkowitego stężenia zawiesiny.

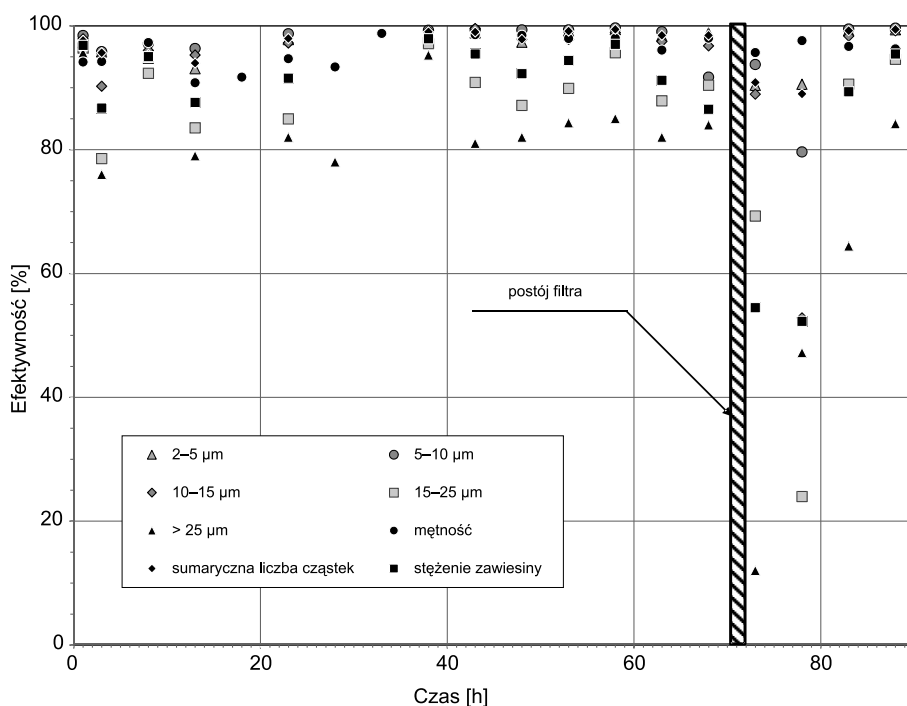


Rys. 9.4.11. Efektywność usuwania cząstek z poszczególnych grup wielkości oraz mętności sumarycznej liczby cząstek, a także stężenia zawiesiny w kolumnie filtracyjnej po flokulacji na stanowisku laboratoryjnym

Znaczący spadek usuwalności cząstek najgrubszych, mający miejsce w kolejnych etapach filtrowania spowodował, iż usuwalność stężenia zawiesiny również dość wyraźnie malała, zdecydowanie bardziej niż usuwalność sumarycznej liczby cząstek i mętności nefelometrycznej. Można więc stwierdzić, że usuwalność mętności i sumarycznej liczby cząstek nie dostarcza informacji o nawet znaczących spadkach efektywności usuwania cząstek najgrubszych, występujących pod koniec filtracyjnego cyklu. Znacząca rozbieżność pomiędzy usuwaniem mętności i stężenia zawiesiny wskazuje na możliwość popełnienia bardzo dużego błędu podczas modelowania matematycznego przebiegu procesu filtrowania, zastępując usuwalność stężenia

zawiesiny występującego w bilansie masy usuwalnością mętności, co często dzieje się w praktyce.

Kolejne badania eksperymentalne wykonano na stacji filtrów na rzece Raba. Warunki prowadzenia tego doświadczenia opisano w rozdziale 9.3.2.2.1. Przedstawione na rysunku 9.4.12 przebiegi usuwania cząstek z poszczególnych grup wielkości wskazywały na dość wysokie efektywności usuwania cząstek przez cały czas trwania procesu filtrowania. Nie obserwowano pogarszania się jakości filtratu pomimo długiego filtracyklu i relatywnie niskiej temperatury. Można to jednak wytłumaczyć tym, że badania przeprowadzono na piaskowo-antracytowym złożu wielowarstwowym. Podczas tych badań obserwowano niższą usuwalność cząstek najgrubszych w porównaniu z usuwalnością cząstek drobniejszych. Podobnie jak we wcześniejszych badaniach, usuwalność mętności nefelometrycznej i całkowitej liczby cząstek była zbliżona do usuwalności cząstek najdrobniejszych. Z kolei usuwalność stężenia zawiesiny była niższa od usuwalności mętności, co prawdopodobnie wynikało z niższej usuwalności cząstek grubszych. Rozbieżność pomiędzy usuwalnością mętności i stężenia zawiesiny była jednak o wiele mniejsza od rozbieżności obserwowanej w opisanych wcześniej badań.



Rys. 9.4.12. Efektywność usuwania cząstek z poszczególnych grup wielkości oraz mętności sumarycznej liczby cząstek, a także stężenia zawiesiny w filtrze na rzece Raba

Przeanalizowano także wpływ kilkugodzinnej przerwy w pracy filtra i całej stacji. Kilkugodzinne przerwy pracy filtrów są powszechnie praktykowane w godzinach szczytu, kiedy to koszt energii elektrycznej jest najwyższy. Po ponownym włączeniu filtra, efektywności usuwania cząstek najgrubszych i stężenia zawiesiny znacząco spadły i utrzymywały się na takim poziomie przez kilka godzin po ponownym włączeniu filtrów do pracy. W tym samym czasie nie zaobserwowano zmian w usuwaniu cząstek najdrobniejszych, ani też mętności. Prawdopodobnie nagły wzrost prędkości, który towarzyszył rozruchowi filtra, spowodował wzrost naprężenia ścinającego w złożu, które mogło spowodować odrywanie się zatrzymanych wcześniej, grubszych cząstek oraz mogło obniżyć efektywność zatrzymywania dopływających do filtra grubszych cząstek. Zmiana jakości filtratu mogła być także wywołana zmianą wody dopływającej do filtra, jednak nie zaobserwowano znaczących zmian stężenia i rozkładu wielkości cząstek ani też potencjału zeta w dopływającej do filtra zawieszynie.

Zgodnie z przedstawioną w rozdziale 9.4 tezę oraz wykresami 9.4.1 i 9.4.2, zmiana usuwania cząstek grubszych od 10 mikrometrów może mieć znikome odzwierciedlenie w zmianie usuwania mętności, podczas gdy w większości przypadków będzie miało istotny wpływ na spadek stężenia zawiesiny. Obserwacje filtra włączonego do ponownej eksploatacji potwierdzają tę tezę i wskazują, iż odłączenie zakolmatowanego filtra na dłuższy czas i ponowne jego uruchomienie może spowodować wyraźne pogorszenie jakości filtratu, które nie zostanie zidentyfikowane na podstawie pomiaru mętności, ani też pomiar sumarycznej liczby cząstek, gdyż zmianie ulegnie tylko liczba cząstek większych od 10 mikrometrów rozproszonych w filtracie, podczas gdy liczba cząstek najdrobniejszych pozostanie zachowana na tym samym poziomie.

9.5. EKSPERYMENTALNA WERYFIKACJA MODELU KAPILARNEGO

Model kapilarny zastosowany w opisie matematycznym przedstawionym w rozdziale 3 jest niewątpliwie jednym z najprostszych modeli EWZ. Wprowadza on znacznie uproszczony kształt ośrodka porowatego, a tym samym pozwala na uwzględnienie tylko niektórych zjawisk towarzyszących procesowi filtrowania. Dlatego też do opisu wpływu zmian parametrów filtrowania dla złoża czystego oraz początkowego etapu filtrowania zastosowano również model kulisty EWZ, którego pozytywne weryfikacje przedstawiono w rozdziale 2.2.8. Model kapilarny zastosowano do opisu późniejszych etapów procesu, przyjmując, że kształt porów będzie wtedy w większym stopniu przypominał kształt kapilar. Pozytywne weryfikacje modelu kapilarnego były także przeprowadzane już wcześniej, co przedstawiono w rozdziale 2.2.8.

Model kapilarny postanowiono poddać dodatkowej weryfikacji eksperymentalnej. Weryfikacji poddano jednak liniowy model kapilarny, który zastępuje ośrodek porowaty odpowiednią liczbą prostych równoległych kapilar o jednakowych średnicach. Nie dzieli on złoża na elementarne komórki, a średnice kapilar i liczbę cząstek zatrzymanych wewnątrz nich w trakcie procesu na poszczególnych głębokościach złoża wyznacza, uwzględniając eksperymentalne pomiary strat wysokości ciśnienia. Był to więc raczej model fenomenologiczny (makroskopowy), opisujący przebieg procesu w oparciu o pomiary eksperymentalne.

W ramach weryfikacji sprawdzono, czy uwzględniając taki model kapilarny, różnica objętości cząstek wpływających i wypływających do i ze złoża w danym czasie jest równa objętości cząstek zatrzymanych w tym złożu po tym samym czasie.

Człon równania Erguna opisujący straty ciśnienia, zależne nieliniowo od prędkości filtracji, stanowi w typowych warunkach procesu filtrowania nie więcej niż 1–2% całkowitych strat ciśnienia w złożu. Można zatem przyjąć, że proces filtracji pospiesznej prowadzony jest w warunkach ruchu laminarnego przy współczynniku liniowych strat ciśnienia λ_s równym $64/\text{Re}$. Biorąc pod uwagę definicję liczby Reynoldsa, wartość współczynnika strat liniowych λ_s dla kapilary przyjmie postać:

$$\lambda_s = \frac{64v}{w_{rz} 2R} \quad (9.5.1)$$

Uwzględniając tak wyznaczony współczynnik strat liniowych λ_s w równaniu Darcy'ego-Weisbacha, spadek hydrauliczny cieczy przepływającej w warunkach ruchu laminarnego przez kapilarę o przekroju kołowym można wyznaczyć jako:

$$I = \frac{8w_{rz}v}{gR^2}, \quad (9.5.2)$$

gdzie:

I – spadek hydrauliczny.

Przyjmując, że w zakresie niewielkich ciśnień, jakie występują w typowych warunkach filtracji, przepływającą ciecz można traktować jako nieściśliwą, wartość natężenia przepływu przez pojedynczą kapilarę można wyznaczyć w dowolnym momencie procesu ze wzoru:

$$q = \pi R^2 w_{rz} \quad (9.5.3)$$

Uwzględniając w równaniu (9.5.2) wyznaczoną z równania (9.5.3) wartość przepływu przez pojedynczą kapilarę, można wyliczyć promień kapilary w dowolnej chwili filtrowania ze wzoru:

$$R = \left(\frac{8qv}{\pi g I} \right)^{0,25} \quad (9.5.4)$$

Występujące we wzorze (9.5.4) natężenie q przepływu przez pojedynczą kapilarę przyjmie taką samą wartość w dowolnej chwili filtrowania i będzie ona równa wartości natężenia przepływu przez czystą kapilarę, przy założeniu, że natężenie przepływu przez cały filtr nie będzie zmieniać się w czasie. Jeżeli natężenie przepływu przez filtr będzie się zmieniać, zachowana będzie liniowa zależność pomiędzy natężeniem przepływu przez pojedynczą kapilarę i natężeniem przepływu przez filtr. Wartość natężenia przepływu przez pojedynczą kapilarę dla złoża czystego można obliczyć ze wzoru (9.5.3), wstawiając wartość prędkości przepływu wewnątrz czystej kapilary wyliczoną ze wzoru:

$$w_{rz} = \frac{w}{\epsilon_0} \quad (9.5.5)$$

oraz wartość promienia kapilary w czystym złożu z przekształcenia wzoru (9.5.2), wprowadzając prędkość przepływu w_{rz} wewnątrz czystej kapilary oraz eksperymentalnie zmierzony spadek hydrauliczny I dla złoża czystego. Znając wartości prędkości filtracji, porowatości czystego złoża, temperatury i spadku hydraulicznego dla złoża czystego i w kolejnych chwilach filtrowania, z równania (9.5.4) można wyznaczyć średnice kapilar dla poszczególnych warstw złoża i w kolejnych etapach procesu. Spadki hydrauliczne w określonych warstwach złoża w dowolnej chwili filtrowania można wyznaczyć na podstawie pomiaru eksperymentalnego poziomów zwierciadła wody w rurkach piezometrycznych. Znając różnice między promieniami kapilar w dowolnej chwili filtrowania względem promieni kapilar dla złoża czystego, można wyznaczyć stężenie osadu na wybranych głębokościach złoża w dowolnej chwili filtrowania z równania:

$$\sigma = \frac{\pi R^2 - \pi R_0^2}{\pi R_0^2} \epsilon_0 (1 - \epsilon_d) = \left[\left(\frac{R}{R_0} \right)^2 - 1 \right] \epsilon_0 (1 - \epsilon_d) \quad (9.5.6)$$

W związku z tym objętość cząstek zatrzymanych w złożu o jednostkowym przekroju powierzchni w chwili k można obliczyć jako:

$$\left[\sum_1^y (\sigma_{z,l} - \sigma_{0,l}) \Delta x \right],$$

gdzie:

- $\sigma_{k,l}$ – wartość stężenia osadu w chwili k i na głębokości l ,
- $k = 1, \dots, z$,
- $l = 1, \dots, y$,
- $\Delta t = (k - (k - 1))$ – krok czasowy,
- $\Delta x = (l - (l - 1))$ – krok wzdłuż głębokości złoża.

Tak wyznaczona objętość cząstek zatrzymanych w złożu o jednostkowym przekroju powierzchni poziomej powinna być również równa $\left[\sum_0^z (C_{k,0} - C_{k,y}) \Delta t w \right]$, gdzie: $C_{k,0}$, $C_{k,y}$ – zmierzone stężenia zawiesiny na wlocie i wylocie z filtra w określonych krokach czasowych.

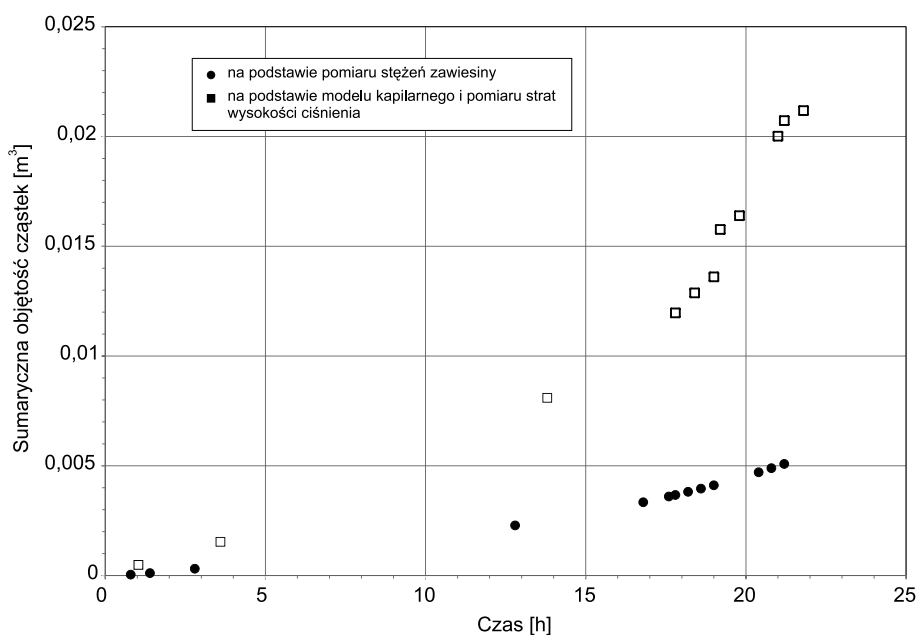
Trudność sprawia jednak eksperymentalne wyznaczenie porowatości osadu ε_d . Dlatego zazwyczaj przyjmuje się przybliżone wartości tego parametru wyznaczone na podstawie opisanych w literaturze badań eksperymentalnych. Badania takie prowadziło kilku badaczy. Deb [32] wyznaczył wartość porowatości osadu dla zatrzymanej w złożu zawiesiny, niepoddanej wcześniejszej koagulacji, jako równą 0,75. Podobnego rzędu wartości uzyskał Jung [78] dla osadu powstałego podczas filtrowania cząstek aerozolu, mieściły się one w przedziale 0,7–0,8. Hutchinson i Sutherland [62] przeprowadzili teoretyczną analizę, zgodnie z którą porowatość osadu kłaczków po koagulacji powinna wynosić około 0,8. Teoretyczna analiza przeprowadzona przez Tiena [156], podczas której przyjął on analogię pomiędzy porowatością osadu a porowatością ziaren złoża, zaraz na samym początku fluidyzacji doprowadziła go do znacznie niższych wartości, które mieściły się w przedziale od 0,45 dla cząstek mniej kulistych do 0,6 dla cząstek bardziej kulistych. Trochę wyższe wartości porowatości osadu wodorotlenku żelazowego, a więc powstałego z cząstek o kształtach nieregularnych, uzyskał Żużikow [201]: mieściły się one w przedziale 0,586–0,644.

Opierając się na wspomnianej wyżej literaturze do obliczeń weryfikujących model kapilarny, przyjęto porowatość osadu równą 0,75 dla procesu filtrowania bez koagulacji. W przypadku filtrowania zawiesiny poddanej wcześniejszej flokulacji przyjęto niższą wartość porowatości osadu, równą 0,65, gdyż spodziewano się, iż kształty kłaczków będą zdecydowanie bardziej nieregularne, aczkolwiek gęstość kłaczków będzie znacząco niższa od gęstości cząstek rozproszonych w zawieszynie niekoagulowanej.

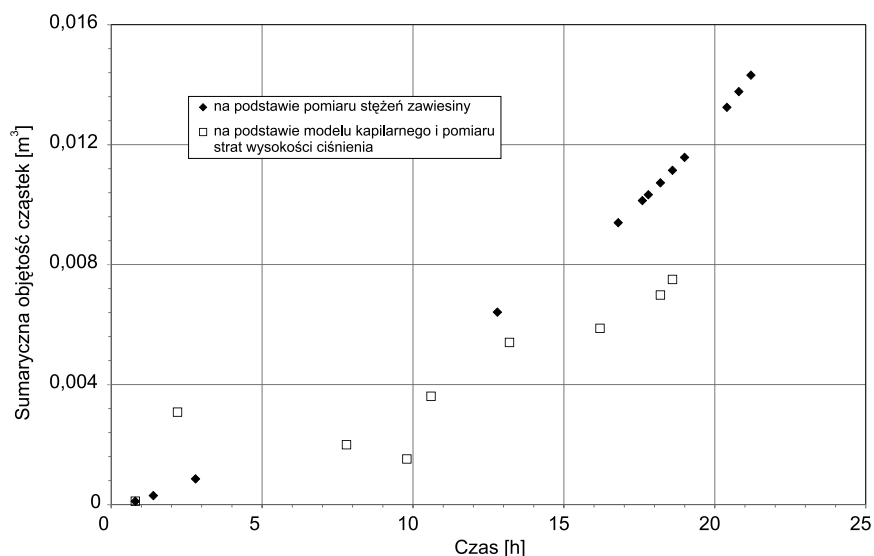
Na rysunkach 9.5.1–9.5.3 przedstawiono wyniki obliczeń mające na celu weryfikację przedstawionego powyżej modelu kapilarnego. Wyniki te uwzględniają eksperymentalne pomiary wysokości ciśnienia na poszczególnych głębokościach złoża, które przeprowadzono za pomocą rurek piezometrycznych oraz sumarycznych objętości cząstek na wlocie i wylocie z filtra, zmierzonych analizatorem i licznikiem cząstek. Warunki prowadzenia eksperymentów opisano w rozdziałach 9.3.1.1.1, 9.3.1.1.2 i 9.3.1.3.1. Na obu rysunkach 9.5.1 i 9.5.3 widać, iż przyjmując wymienione powyżej porowatości osadu, liczba cząstek zatrzymanych w złożu, wyznaczona na podstawie pomiaru stężenia zawiesiny na wlocie i wylocie do i z filtra, była niższa od objętości cząstek wyznaczonych na podstawie modelu kapilarnego i zmierzonych strat ciśnienia. Tylko w jednym przypadku 9.5.2 wykresy się niemal pokryły. Bilans masy pozostawał zachowany, gdy przyjęto porowatości osadu równe 0,9 i 0,75

w przypadku eksperymentów z zawiesinami niekoagulowanymi i aż 0,99 w przypadku zawiesiny po koagulacji. Dla zawiesin niekoagulowanych porowatości, przy których uzyskano zgodności bilansu masy, w zdecydowanie mniejszym stopniu odbiegały od oczekiwanej porowatości niż w eksperymentach z kłaczkami po koagulacji. Przyjmując jednak, iż porowatości osadu wynosiły odpowiednio 0,9; 0,75 i 0,99 przez cały czas trwania procesu, wykresy przedstawiające zmierzoną i obliczoną objętość cząstek niemal się pokryły. Może to świadczyć o tym, iż porowatość osadu nie zmieniała się przez cały czas trwania procesu filtrowania. W przypadku cząstek niekoagulowanych można się spodziewać stałej lub nieznacznie zmieniającej się porowatości, świadczącej o braku lub niewielkiej kompresji osadu w złożu. Jednak już w przypadku kłaczków po koagulacji można się było spodziewać redukcji porowatości osadu w trakcie filtrowania, co obserwował między innymi Ojha i Graham [126] oraz Boller i Kavanaugh [12].

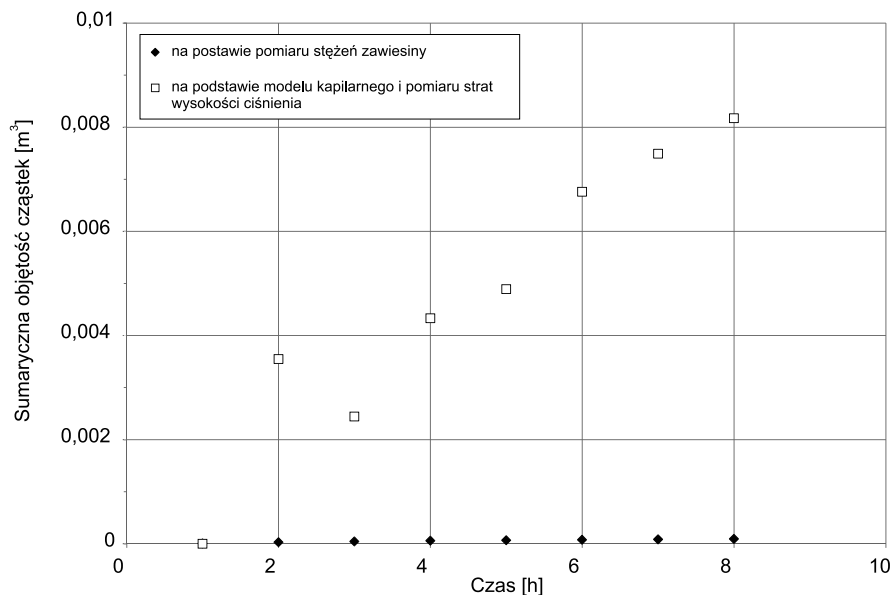
Dokonana weryfikacja wskazuje na znaczną zależność modelu kapilarnego od porowatości osadu. Jest to niewątpliwie duża niedoskonałość tego modelu, gdyż porowatość osadu jest bardzo trudna do bezpośredniego zmierzenia.



Rys. 9.5.1. Sumaryczna objętość cząstek zatrzymanych w złożu podczas filtrowania, wyznaczona na podstawie pomiaru stężeń zawiesiny na wlocie i wylocie z filtra oraz modelu kapilarnego i pomiarów strat ciśnienia (zawiesina Sipernat 310 bez koagulacji, prędkość 5,12 m/h)



Rys. 9.5.2. Sumaryczna objętość cząstek zatrzymanych w złożu podczas filtrowania, wyznaczona na podstawie pomiaru stężeń zawiesiny na wlocie i wylocie z filtra oraz modelu kapilarnego i pomiarów wysokości strat ciśnienia (zawiesina Sipernat 310 bez koagulacji, prędkość 10,6 m/h)



Rys. 9.5.3. Sumaryczna objętość cząstek zatrzymanych w złożu podczas filtrowania, wyznaczona na podstawie pomiaru stężeń zawiesiny na wlocie i wylocie z filtra oraz modelu kapilarnego i pomiarów wysokości strat ciśnienia (zawiesina glinokrzemianu po flokulacji)

Opracowane równania modelu kapilarnego, uwzględniające eksperymentalne pomiary strat ciśnienia, dostarczały zaniżone wartości stężenia osadu względem wyznaczonych z pomiaru stężenia zawiesiny na wlocie i wylocie z filtra, co pokazano na rysunkach 9.5.1 i 9.5.3. Wyższe wartości strat ciśnienia mogły wynikać z dłuższej drogi przepływu cieczy w porach złoża niż wartość przyjęta w modelu kapilarnym. Błąd ten w pewnym stopniu był niwelowany w opracowanym zmodyfikowanym modelu Mackiego poprzez zastosowanie równań matematycznych modelu kapilarnego tylko do obliczenia zmiany granicznej wartości stężenia osadu wyznaczonej eksperymentalnie, a nie do bezpośredniego wyliczenia tej wartości.

10. PODSUMOWANIE I WNIOSKI

10.1. WNIOSKI OGÓLNE

Przedstawiony w rozdziale drugim niniejszej rozprawy przegląd literatury pokazuje, jak bardzo rozbudowywany został opis matematyczny, służący do modelowania procesu filtrowania. Opracowany przegląd literatury dzieli modele na dwie dominujące grupy: fenomenologiczne i EWZ.

Modele fenomenologiczne charakteryzują się prostszą budową, a szczegółową analizę zjawisk towarzyszących filtrowaniu zastępują parametrami empirycznymi. Sprawia to, iż lepiej sprawdzają się w zastosowaniach inżynierskich. Z kolei modele EWZ charakteryzują się złożoną budową, wymagają znajomości dużej liczby trudnych do wyznaczenia parametrów fizycznych i chemicznych, co znacznie ogranicza możliwości ich bezpośredniego zastosowania. Jednak dzięki wnikliwości w opisywane przez nie zjawiska mogą dostarczać wielu informacji, przydatnych również z inżynierskiego punktu widzenia.

Metoda, zaproponowana pierwotnie przez Mackiego i rozwinięta w niniejszej rozprawie, łącząca równania obu typów modeli miała na celu opracowanie opisu matematycznego charakteryzującego się zaletami obu typów modeli. Jednak badania eksperymentalne wskazywały na duże rozbieżności pomiędzy wynikami pomiarów eksperymentalnych i obliczonymi z modelu Mackiego. Dopiero wprowadzenie do modelu Mackiego modyfikacji opisanych w rozdziale 6 oraz uwzględnienie parametrów empirycznych wyznaczonych dla zawiesin o podobnych właściwościach fizykochemicznych, lecz niekoniecznie tych samych rozkładach wielkości cząstek, pozwoliło na uzyskanie satysfakcjonującej – z inżynierskiego punktu widzenia – zbieżności obliczeń z pomiarami eksperymentalnymi. Zbieżności te zaobserwowano w warunkach laboratoryjnych oraz w skali technicznej, dla zawiesiny koagulowanej i niekoagulowanej, dla cząstek o dużej i małej powierzchni właściwej, dla ich różnych hydrofobowości i potencjale powierzchniowym, a także przy zmieniających się: prędkości filtracji, temperaturze, porowatości i uziarnieniu złoza oraz rozkładzie wielkości cząstek zawiesiny dopływającej. Wprowadzone modyfikacje pozwoliły na uproszczenie opracowanego opisu matematycznego Mackiego i wyznaczenie rozwiązań analitycznych dla złoza niejednorodnego, a równocześnie uwzględnienie większej liczby zjawisk towarzyszących procesowi filtrowania.

Wykonane badania eksperymentalne potwierdziły znaczący wpływ wielkości cząstek na efektywność ich usuwania, czego konsekwencją były odmienne przebiegi

efektywności usuwania poszczególnych grup wielkości cząstek podczas procesu filtrowania. Wpływ uziarnienia dopływającej do filtra zawiesiny uwzględniono, wprowadzając osobne równania kinetyki dla każdej z czterech przyjętych grup wielkości cząstek. Wymaga to wiedzy na temat uziarnienia dopływającej do filtra zawiesiny. Dziś możliwe to jest jednak do uzyskania dzięki rozwijającym się technikom pomiaru liczby i wielkości cząstek.

Wyniki badań eksperymentalnych pokazały, iż uwzględnienie osobnych równań kinetyki dla poszczególnych grup wielkości cząstek oraz zastosowanie licznika cząstek pozwoliło na zidentyfikowanie i opisanie wcześniejszego pogarszania się efektywności usuwania grubszych cząstek, co byłoby niemożliwe do uzyskania w oparciu tylko o pomiar mętności lub całkowitego stężenia zawiesiny.

Podczas niektórych spośród przeprowadzonych eksperymentów obserwowano także obniżenie efektywności usuwania grubszych cząstek zaraz po płukaniu filtru lub w czasie nagłych zmian prędkości. Było ono możliwe do zidentyfikowania tylko dzięki zastosowaniu licznika cząstek. Pomiar wielkości i liczby cząstek umożliwił wyznaczenie rzeczywistych wartości stężenia zawiesiny i jego usuwalności. Jak wykazały analizy teoretyczne, a potwierdziły pomiary eksperymentalne, usuwalność stężenia zawiesiny znacznie różniła się od usuwalności mętności. Relacje pomiędzy usuwalnością mętności, usuwalnością stężenia zawiesiny oraz usuwalnością poszczególnych grup wielkości cząstek zostały eksperymentalnie i teoretycznie zbadane i przedstawione w rozprawie.

Mętność nefelometryczna usuwana była z efektywnością zbliżoną do efektywności usuwania cząstek najdrobniejszych, mniejszych od 2 mikrometrów. Z kolei na efektywność usuwania absorbancji znaczący wpływ miały nie tylko cząstki najdrobniejsze, ale także cząstki o trochę większych rozmiarach, rzędu kilku mikrometrów. Dlatego też uzyskana efektywność usuwania absorbancji była bliższa efektywności usuwania stężenia zawiesiny niż efektywność usuwania mętności nefelometrycznej. Jednak w większości przypadków obie efektywności: usuwania mętności nefelometrycznej, jak i absorbancji, znacznie odbiegały od wartości efektywności usuwania stężenia zawiesiny. Oznacza to, że zastępowanie stężenia zawiesiny trudną do fizycznego zinterpretowania mętnością w eksperymentalnej weryfikacji modeli matematycznych może generować znaczące błędy. Monitorowanie efektywności pracy filtra tylko na podstawie pomiaru mętności w niektórych przypadkach może okazać się niepełne i niewystarczające.

Pod koniec rozprawy opisano weryfikację eksperymentalną modelu kapilarnego. Do weryfikacji przyjęto jednak nieco inny model niż ten, którego elementy zastosowano w oryginalnym i zmodyfikowanym modelu Mackiego. Nie dzielono złoża na elementarne komórki, a liczbę cząstek zatrzymanych wewnątrz kapilar na poszczególnych głębokościach złoża wyznaczono, uwzględniając eksperymentalne pomiary strat wysokości ciśnienia. Weryfikacja modelu kapilarnego wykazała dla

cząstek niekoagulowanych przy większej prędkości filtracji niewielkie, dla cząstek o mniejszej prędkości filtracji większe i dla cząstek po flokulacji znaczne rozbieżności pomiędzy pomiarami stężenia zawiesiny na wlocie i wylocie do i z filtra oraz wartościami stężenia osadu, obliczonymi z równań modelu kapilarnego oraz dla zmierzonych wartości strat ciśnienia.

Przeszkodą w jednoznacznej interpretacji uzyskanych wyników weryfikacji modelu kapilarnego był brak możliwości pomiaru porowatości osadu, którą dobrano na podstawie dostępnej literatury. Przyjęcie większych wartości porowatości osadu pozwoliłoby na uzyskanie lepszej zgodności wyników obliczeniowych i zmierzonych eksperymentalnie. Innym powodem rozbieżności pomiarów eksperymentalnych i obliczeń mogło być przyjęcie zbyt krótkich długości kapilar względem rzeczywistej drogi przepływu cieczy w złożu. Dłuższe kapilary stawiałyby większe opory. Zachowanie tej samej porowatości złoża wymuszałoby zmniejszenie wymiaru średnicy kapilary wpływającego na wzrost strat ciśnienia. Kolejnym wytłumaczeniem uzyskanych rozbieżności mogło być zastosowanie modelu kapilarnego do opisu całego procesu filtrowania. Powszechnie uznaje się, iż model kapilarny lepiej opisuje zakolmatowane niż czyste złożo. Dlatego też w oryginalnym i zmodyfikowanym modelu Mackiego zmiany parametrów funkcji $\lambda(\sigma)$ w początkowych etapach procesu wyznaczono na podstawie modelu kulistego. Rozbieżności, które pojawiły się podczas weryfikacji modelu kapilarnego, nie dyskwalifikują opracowanego opisu matematycznego procesu filtrowania.

10.2. WNIOSKI SZCZEGÓŁOWE

1. Wartości efektywności usuwania cząstek obliczone na podstawie modelu opracowanego przez Mackiego oraz wyznaczone przez niego współczynniki empiryczne były znacząco wyższe od uzyskanych w czasie badań eksperymentalnych. Podobne różnice zaobserwowano, analizując przebiegi strat wysokości ciśnienia wody przepływającej przez filtr. Rozbieżności pomiędzy wartościami obliczonymi i zmierzonymi widać wyraźnie na rysunkach 9.2.1–9.2.5.
2. Dzięki zastąpieniu granicznej wartości siły ścinającej graniczną wartością naprężenia ścinającego uproszczono opracowany opis matematyczny względem opracowanego przez Mackiego, co opisano w rozdziale 6.7.
3. Uwzględnienie równań modeli kulistego i kapilarnego pozwoliło na opracowanie rozwiązań analitycznych umożliwiających wyznaczenie granicznych wartości stężenia osadu i funkcji $\lambda(\sigma)$ dla poszczególnych warstw niejednorodnego złoża na podstawie pomiaru na wlocie do filtra i wylocie z filtra. Wyprowadzenie równań przedstawiono w rozdziale 6.6 i 6.8.

4. Wyznaczone za pomocą opracowanego opisu matematycznego przebiegi filtrowania dla przyjętych różnych prędkości filtracji, temperatur, wielkości cząstek oraz porowatości i uziarnień złoża były – z inżynierskiego punktu widzenia – satysfakcjonująco zbieżne z wynikami eksperymentalnymi, gdy w obliczeniach uwzględniano współczynniki empiryczne wyznaczone na podstawie eksperymentów z zastosowaniem cząstek lub kłaczków o zbliżonych właściwościach adhezyjnych. Przykłady takich zbieżności przedstawiają rysunki 9.2.9–9.2.20, 9.2.21–9.2.27, 9.2.29–9.2.33.
5. Z kolei wyniki obliczeń przeprowadzonych za pomocą opracowanego opisu matematycznego uwzględniającego współczynniki empiryczne wyznaczone podczas eksperymentów z zastosowaniem cząstek o odmiennych właściwościach adhezyjnych, takich jak powierzchnia właściwa, potencjał powierzchniowy, hydrofobowość, kształt i uwodnienie, znacznie różniły się od wyników zmierzonych eksperymentalnie. Przykłady takich porównań przedstawiają rysunki 9.2.20 i 9.2.28. Świadczy to o znaczącym wpływie własności adhezyjnych cząstek, również tych większych od 1 mikrometra, na przebieg procesu filtrowania. Spośród parametrów charakteryzujących rozproszone w zawiesinie cząstki, opracowany model uwzględnia tylko wpływ zmian rozkładu wielkości cząstek. Uwzględnienie pozostałych parametrów powinno być tematem kolejnych badań.
6. Przebiegi efektywności usuwania cząstek o różnych wielkościach znacznie różnią się od siebie, co pokazano na rysunkach 9.2.9, 9.2.11, 9.2.13, 9.2.15–9.2.18, 9.2.21, 9.2.23, 9.2.24, 9.2.29, 9.2.31, 9.2.33. Świadczy to o dużym wpływie parametru wielkości na mechanizmy usuwania cząstek podczas procesu filtrowania. Uzasadnione jest więc stosowanie osobnych równań kinetyki dla cząstek z różnych zakresów wielkości.
7. Pomiar efektywności usuwania cząstek licznikiem cząstek pozwala na wyznaczenie momentu pogarszania się efektywności usuwania grubszych cząstek, pojawiającego się zazwyczaj wcześniej niż usuwanie cząstek drobniejszych, co pokazano na rysunku 9.2.24. Momentu tego często nie można zidentyfikować za pomocą pomiaru mętności, co również widać na rysunku 9.4.11.
8. Liczniki cząstek pozwalają na zidentyfikowanie zmian efektywności usuwania cząstek spowodowanych nagłymi zmianami parametrów pracy filtra, które nie są identyfikowalne z użyciem mętnościomierzy. Dotyczy to głównie pogorszenia efektywności usuwania grubszych cząstek, co pokazano na rysunku 9.4.12.
9. Wyniki eksperymentów przedstawionych na rysunkach 9.2.9 i 9.2.29 pokazały, iż właściwości adhezyjne cząstek dopływających do filtra, takie jak: potencjał powierzchniowy, powierzchnia właściwa i hydrofobowość, mają istotny wpływ na przebieg efektywności usuwania cząstek i mogą decydować o polepszaniu się lub pogarszaniu efektywności ich usuwania zaraz po płukaniu filtra. W przypad-

ku zawiesiny niekoagulowanej składającej się z cząstek rozproszonych o lepszych właściwościach adhezyjnych niż właściwości ziaren piasku obserwowano wyraźną poprawę efektywności usuwania cząstek zaraz po płukaniu, a w przypadku cząstek o gorszych właściwościach jakość filtratu ulegała stopniowemu pogarszaniu. Świadczy to o tym, iż przyrost powierzchni właściwej filtra nie jest jedynym mechanizmem decydującym o pojawiającej się zaraz po płukaniu poprawie jakości filtratu.

10. Podczas większości eksperymentów z zastosowaniem zawiesiny niepoprzedzonej procesem koagulacji cząstki grubsze były lepiej usuwane niż cząstki drobniejsze, co pokazano na rysunkach 9.2.9, 9.2.13, 9.2.21, 9.2.23. Potwierdza to teorię, zgodnie z którą dominującymi mechanizmami usuwania cząstek większych od 1 mikrometra są mechanizmy silnie zależne od wielkości cząstek, takie jak mechanizm sedymentacji i bezpośredniego zaczepiania. Jedynie w jednym przypadku (rys. 9.2.9) przez krótką chwilę zaraz po płukaniu filtra cząstki najgrubsze były znacznie gorzej usuwane od pozostałych cząstek, szybko jednak nastąpiła poprawa usuwania cząstek o tych wielkościach. Mogło to być spowodowane wypłukiwaniem pozostałych w złożu po płukaniu zanieczyszczeń.
11. Podczas eksperymentów w skali technicznej na złożu antracytowo-piaskowym (rys. 9.2.33) najgrubsze cząstki charakteryzowały się wyraźnie niższymi efektywnościami usuwania niż pozostałe cząstki. Wy tłumaczeniem mogła być bardzo niska gęstość największych spośród kłaczków. Było to prawdopodobne, skoro tak duże cząstki nie zostały zatrzymane w osadniku. Niskie gęstości największych kłaczków obniżały efektywność ich transportu w złożu.
12. Zastosowana w opracowanym modelu matematycznym funkcja $\lambda(\sigma)$ pozwoliła na opisanie różnych przebiegów usuwania cząstek oraz kłaczków z poszczególnych grup wielkości uwzględniających poprawę, stabilizację i spadek efektywności usuwania cząstek lub tylko wybrane spośród tych etapów, co pokazano na rysunkach 9.2.9, 9.2.11, 9.2.13, 9.2.15–9.2.18, 9.2.21, 9.2.23, 9.2.24, 9.2.29, 9.2.31, 9.2.33.
13. W większości przypadków, podczas eksperymentów przeprowadzonych w skali technicznej i w skali laboratoryjnej dla dopływającej do filtra zawiesiny po koagulacji obserwowano początkową poprawę efektywności usuwania cząstek wszystkich grup wielkości. Pokazano to na rysunkach 9.2.24, 9.2.26, 9.2.29, 9.2.31, 9.2.33. Podczas eksperymentów w skali laboratoryjnej, po dość krótkim okresie obserwowano stopniowe pogorszenie się efektywności usuwania cząstek wszystkich grup wielkości. Szczególnie znacząco obniżała się efektywność usuwania cząstek najgrubszych, co pokazano na rysunku 9.2.24. Spowodowane to było dość wysoką efektywnością usuwania cząstek, czego efektem był szybki przyrost stężenia osadu, zwłaszcza w górnych partiach złoża, a co za tym idzie spadek porowatości złoża oraz wzrost prędkości przepływu zawiesiny w porach

- złoża i wzrost naprężenia ścinającego, obniżającego efektywność zatrzymywania cząstek na powierzchni ziaren złoża.
14. Wykresy opracowane na podstawie równania teorii Mie i przedstawione na rysunkach 9.4.1 i 9.4.2 wskazywały na dominujący wpływ cząstek mniejszych od 1,5 mikrometra na pomiar mętności nefelometrycznej i mniejszych od 5 mikrometrów na pomiar absorbancji.
 15. Pomiary eksperymentalne wykazały znaczne różnice pomiędzy efektywnościami usuwania mętności nefelometrycznej, absorbancji i stężenia zawiesiny niejednorodnej, co było zgodne z wynikami przeprowadzonych obliczeń na podstawie teorii Mie i pokazano na rysunkach 9.4.3, 9.4.4, 9.4.7, 9.4.8, 9.4.9, 9.4.11 i 9.4.12.
 16. Eksperymentalnie zmierzone wartości efektywności usuwania absorbancji były bliższe wartościom efektywności usuwania stężenia zawiesiny niż wartości efektywności usuwania mętności nefelometrycznej, co również jest zgodne z uzyskanymi wynikami obliczeń. Obserwację tę ilustrują rysunki: 9.4.3, 9.4.4, 9.4.7, 9.4.8, 9.4.9.
 17. Wyniki pomiarów eksperymentalnych potwierdziły wyniki obliczeń, zgodnie z którymi, gdy cząstki grubsze były lepiej usuwane od cząstek drobniejszych, efektywność usuwania stężenia zawiesiny była wyższa od efektywności usuwania mętności; natomiast gdy cząstki grubsze były gorzej usuwane od cząstek drobniejszych, efektywność usuwania stężenia zawiesiny była niższa od efektywności usuwania mętności. Zależność tę ukazują wyniki przedstawione na rysunkach 9.4.3, 9.4.4, 9.4.11, 9.4.12.
 18. Wyłączenie zakolmatowanego filtra z pracy na kilka godzin w czasie obowiązywania najdroższej taryfy spowodowało znaczące obniżenie efektywności usuwania cząstek najgrubszych i brak większego wpływu na usuwanie cząstek drobniejszych oraz usuwanie mętności zaraz po ponownym jego włączeniu, co pokazano na rysunku 9.4.12. Oznacza to, że sam pomiar mętności nie gwarantuje pełnej kontroli pogorszenia się jakości filtratu w sytuacjach wywołanych nagłymi zmianami warunków filtracji.
 19. Opracowane równania modelu kapilarnego uwzględniające eksperymentalne pomiary strat ciśnienia dostarczały zaniżone wartości stężenia osadu względem wyznaczonych z pomiaru stężenia zawiesiny na wlocie i wylocie z filtra, co pokazano na rysunkach 9.5.1–9.5.3. Wyższe wartości strat ciśnienia mogły wynikać z dłuższej drogi przepływu cieczy w porach złoża niż przyjęta w modelu kapilarnym. Błąd ten w pewnym stopniu był niwelowany w opracowanym opisie matematycznym, opisanym w rozdziale 6, poprzez zastosowanie równań matematycznych modelu kapilarnego tylko do obliczenia zmiany granicznej wartości stężenia osadu wyznaczonej eksperymentalnie, a nie do bezpośredniego wyliczenia tej wartości.

20. Niezbędne są szersze badania, które pozwoliłyby precyzyjnie wyznaczyć wartość porowatości osadu i jej zmienność, gdyż parametr ten w istotny sposób wpływa na kinetykę procesu filtrowania.



LITERATURA

- [1] Adham S.S., Jacangelo J.G., Laine J.M., *Assasing integrity*, J. AWWA, 1995, 87, 3, 62.
- [2] Adin A., Rubinstein L., Zilberman A., *Particle characterization in wastewater effluents in relation to filtration and irrigation*, Filtration & Separation, 26 Sep., 1989, 184.
- [3] Adin A., *Solution of granular bed filtration equations*, Journal of the Environmental Engineering, 104, EE3, 1978, 471.
- [4] Alon G., Adin A., *Mathematical modelling of particle size distribution in secondary effluent filtration*, Water Environment Research, 66, 6, 1994, 836.
- [5] Aris R., Amundson N.R., *Mathematical methods in chemical engineering, Vol. 2, First-order partial differential equations with applications*, Engelwood Cliffs–New York 1973.
- [6] Bader H., *The hyperbolic distribution of particle sizes*, J. Geophys. Res., 75, 15, 1970, 2822.
- [7] Bai R., Tien C., *A new correlation for the initial filter coefficient under unfavourable surface interactions*, Journal of Colloid and Interface Science, 179, 1996, 631.
- [8] Bai R., Chi T., *Particle detachment in deep bed filtration*, Journal of Colloid and Interface Science, 1997, 186, 307.
- [9] Barnes H.A., *A handbook of elementary rheology*, University of Wales, Institute of non-Newtonian Fluid Mechanics, Aberystwyth 2000.
- [10] Bodziony J., Litwiniszyn J., *Mathematical approach to the phenomenon of colmatage of an n-fractional suspension of particles*, Bulletin De L'Academie Polonaise De Sciences, 10, 1, 1962, 43.
- [11] Bohren C.F., Huffman D.R., *Absorption and scattering of light by small particles*, New York 1983.
- [12] Boller M.A., Kavanaugh M.C., *Particle characteristics and headloss increase in granular media filtration*, Water Research, 29, 1995, 1139.
- [13] Bradford S.A., Bettahar M., *Straining, attachment, and detachment, of Cryptosporidium oocysts in saturated porous media*, Journal of Environmental Quality, 34, 2005, 469.
- [14] Brinkman H.C., *A calculation of the viscous force exerted by a flowing fluid on a dense swarm of particles*, Applied Sciences Research, 1, 1, 1947, 27.
- [15] Brinkman H.C., *On the permeability of media consisting of closely packed porous particles*, Applied. Sciences Research, 1, 1, 1947, 81.

- [16] Camp T.R., *Theory of water filtration*, J. Sanitary Engineering Division, ASCE, 90, SA4, 1964, 1.
- [17] Camp T.R., Stein P.C., *Velocity gradients and internal work in fluid motion*, Journal of the Boston Society of Civil Engineers, 30, 10, 1943, 219.
- [18] Chang J.S., *Mathematical modelling of transient behaviour of deep bed filtration*, Dissertation, Asian Institute of Technology, Bangkok 1989.
- [19] Chaudhry F.H., *Theory of declining rate filtration. I: Continuous operation*, Journal of Environmental Engineering, 113, 4, 1987, 834.
- [20] Chiang H.W., Tien C., *Dynamics of deep-bed filtration – part II*, AIChE J., 31, 8, 1985, 1360.
- [21] Chiang H.-W., *Transient behaviour of deep bed filtration*, PhD thesis., 1983, Syracuse University.
- [22] Choo C.U., Tien C., *Analysis of the transient behaviour of deep bed filtration*, Journal Colloid Interface Science, 169, 1995, 13.
- [23] Courant R., Hilbert D., *Methods of mathematical physics*, Vol. 2, New York 1962.
- [24] Chow J.C.F., Soda K., *Laminar flow in tubes with constriction*, The Physics of Fluids, 15, 10, 1972, 1700.
- [25] Clark S.C., Lawler D.F., Cushing R.S., *Contact filtration: particle size and ripening*, J. AWWA, 84, 12, 1992, 61.
- [26] Dąbrowski W., Burys S., *A multimedia filter in numerical calculation*, Acta Hydrochimica et. Hydrobiologica, 15, 5, 1987, 511.
- [27] Dąbrowski W., *Badania hydrauliczne stacji filtrów o zmiennej wydajności*, Monografia, Politechnika Krakowska, Kraków 1994.
- [28] Dąbrowski W., *Consequences of the mass balance simplification in modelling deep filtration*, Water Research, 22, 10, 1988, 1219.
- [29] Dąbrowski W., *Hydraulic properties of deposit in coarse sand*, Archives of Hydroengineering, 40, 1/2, 1993, 135.
- [30] Darby J.L., Attansio R.E., D.F. Lawler, *Filtration of heterodisperse suspensions: modelling of particle removal and head loss*, Water Research, 26, 6, 1992, 711.
- [31] Darby J.L., Lawler D.F., *Ripening in depth filtration: effect of particle size on removal and head loss*, Environmental Science Engineering, 24, 7, 1990, 1069.
- [32] Deb A.K., *Theory of sand filtration*, Journal of Sanitary Engineering Division, 95, SA3, 1969, 399.
- [33] DETR Water Supply Regulations (Water quality) (Amendment), No. 1524, HMSO, 1999.

- [34] Dharmappa H.B., Verink J., Fujiwara O., Vigneswaren, *Optimization of granular bed filtration treating polydispersed suspension*, Water Research, 26, 10, 1992, 1307.
- [35] Drinking Water Inspectorate: The Water Supply (Water Quality) Regulations 2000, SI No. 3184 England, The Water Supply (Water Quality) Regulations 2001, SI No. 3911 (W.323) Wales.
- [36] Elimelech M., *Predicting collision efficiencies of colloidal particles in porous media*, Water Research, 26, 1, 1992, 1.
- [37] Elimelech M., Gregory J., Jia X., Williams R.A., *Particle deposition and aggregation. Measurement, modeling and simulation*, Oxford 1995.
- [38] Emelko B.E., Huck P.M., Douglas I.P., *Cryptosporidium and microsphere removal during late in-cycle filtration*, J. AWWA, 95, 5, 2003, 173.
- [39] Emelko M., Huck P., Slawson R., *Design and operational strategies for optimizing Cryptosporidium removal by filters*, Proceedings of the 1999 AWWA Water Quality Technology Conference. Denver, CO: AWWA.
- [40] Emelko M.B., Huck P.M., *Microspheres as surrogates for filtration of Cryptosporidium*, J. AWWA, 96, 3, 2004, 94.
- [41] Emelko M.B., Huck P.M., Coffey B.M., *A review of Cryptosporidium removal by granular media filtration*, J. AWWA, 97, 12, 2005, 101.
- [42] Fan L.T., Hwang S.H., *An experimental study of deep-bed filtration: stochastic analysis*, Powder Technology, 44,1, 1985, 1.
- [43] Fedkiw P., Newman J., *Entrance region (Lévéqueliike) mass transfer coefficients in packed bed reactors*, AIChE J., 25, 6, 1979, 1077.
- [44] Fedkiw P., Newman J., *Mass transfer at high Péclet numbers for creeping flow in a packed-bed reactor*, AIChE J., 23, 3, 1977, 255.
- [45] Fortuna Z., Macukow B., Wasowski J., *Metody numeryczne*, Warszawa 1993.
- [46] Fox D.M., Cleasby J.L., *Experimental evaluation of sand filtration theory*, J. Sanitary Engineering Division, SA5, 92, 1966, 61.
- [47] Ginn T.M., Amirtharajah A., *Effects of particle detachment in granular – media filtration*, J. AWWA, 84, 2, 1992, 66.
- [48] Grabarczyk C., *Hydromechanika filtrowania wody*, Warszawa, 2010.
- [49] Grabarczyk C., *Przepływ cieczy w przewodach*, Poznań 1997.
- [50] Hamilton P.D., Standen G., Evans A.D., Doyle J.D., Parsons S.A., *The use of particle size counting in minimizing Cryptosporidium risk at a groundwater supply works*, Water and Environment Journal, 14 ,5, 2000, 377.
- [51] Happel J., *Viscous flow in multiparticle systems: slow motion of fluids relative to beds of spherical particles*, AIChE J., 179, 1958, 4.
- [52] Happel J., Brenner H., *Low Reynolds number hydrodynamics*, Englewood Cliffs–New York 1965.

- [53] Hatukai S., Ben-Tzur Y., Rebhun M., *Particle counts and size distribution in system design for removal of turbidity by granular deep bed filtration*, Water Science & Technology, 36, 4, 1997, 225.
- [54] Hermanowicz W., Dojlido J., Dożańska W., Koziorowski B., Zebra J., *Fizyczno-chemiczne badania wody i ścieków*, Warszawa 1999.
- [55] Herzig J.P., Le Clerc D.M., Le Goff P., *Flow of suspension through porous media*, Industrial & Engineering Chemistry, 62, 5, 1970, 8.
- [56] Hijnen W.A.M., Brouwer-Hanzens A.J., Charles K.J., Medema G.J., *Transport of MS2 Phage, Escherichia coli, Clostridium perfringens, Cryptosporidium parvum, and Giardia intestinalis in a Gravel and a Sandy Soil*, Environmental Science of Technology, 39, 2005, 7860.
- [57] Horner R.M.W., Jarvis R.J., Mackie R.I., *Deep-bed filtration – a new look at the basic equations*, Water Research, 20, 2, 1986, 215.
- [58] Horner R.M.W., R. Ison C., *Theory of water filtration*, Journal of the Sanitary Engineering Division, SA2, April 1965, 67.
- [59] Houpeurt A., *On the Flow of Gases in Porous Media*, Revue de L'Institut Fracçais du Petrole, 14, 11, 1959, 1468.
- [60] Huang J.Y.C., Garcia-Maura F., *Effect of influent property on filter performance*, J. Environmental Engineering – ASCE, 112, 4, 1986, 701.
- [61] Hunt J.R., Hwang B., McDowell-Boyer L.M., *Solids accumulation during deep bed filtration*, Environ. Science & Technology, 27, 6, 1993, 1099.
- [62] Hutchison H.P., Sutherland D.N., *An Open-structured random solid*, Nature, 206, 1965, 1036.
- [63] ISO Standards 7027:1999, *Water quality – determination of turbidity*.
- [64] ISO13320:2009 *Particle size analysis – Laser diffraction methods*.
- [65] Ison C.R., Ives K.J., *Removal Mechanisms in Deep Bed Filtration*, Chemical Engineering of Science, 24, 4, 1969, 717.
- [66] Ives K.J., *Theory of filtration*, International Water Supply Congress, Vienna, I.W.S.A., London 1969.
- [67] Ives K.J., Horner R.M.W., *Radial filtration*, Proceedings of Institution of Civil Engineers, 55, 1, 1973, 229.
- [68] Ives K.J., *Advances in deep-bed filtration*, Transactions of the Institution of Chemical Engineers, 48, 1970, 94.
- [69] Ives K.J., *Filtration using radioactive algae*, Journal of the Sanitary Engineering Division, 87, SA3, 1961, 23.
- [70] Ives K.J., *Mathematical models of deep bed filtration*, The Scientific Basis of filtration – NATO Advanced Study Institute Series, Leyden 1975, 203.
- [71] Ives K.J., *Rational design of filters*, Proceedings of Institution of Civil Engineers, 16, 1960, 189.

- [72] Ives K.J., *Simplified rational analysis of filter behavior*, Proceedings of Institution of Civil Engineers, 25, 1963, 345.
- [73] Ives K.J., *The significance of theory*, Journal of the Institute of Water Engineers, 25, 1971, 13.
- [74] Ives K.J., *Theory of water filtration*, Journal of the Sanitary Engineering Division, 91, SA1, 1965, 92.
- [75] Iwasaki T., *Some notes on sand filtration*, J. AWWA, 29, 1937, 1591.
- [76] Jacangelo J.G., Laxn J.M., Carns K.E., Cummings E.W., Mallevialle J., *Low-pressure membrane filtration for removing Giardia and microbial indicators*, J. AWWA, 83, 9, 1991, 97.
- [77] Jones A.R., *Light scattering for particle characterization*, Progress in Energy Combustion Science, 25, 1992, 1.
- [78] Jung Y., *Granular filtration of monodispersed and polydispersed aerosols*, PhD thesis, Syracuse University, 1991.
- [79] Kau S.M., Lawler D.F., *Dynamics of deep-bed filtration: velocity, depth and media*, Journal of Environmental Engineering, 121, 12, 1995, 850.
- [80] Kavanaugh M.C., Leckie J.O., *Particles in water*, Advances in Chemistry Series, 189, 1980, 303.
- [81] Kavanaugh M.C., Tate C.H., Trussell K.K., Trussell R.R., Treweek G., *Use of particle size distribution measurements for selection and control of solid/liquid separation processes – Advances in Chemistry*, 189, American Chemical Society, 1980.
- [82] Knollenberg D.L. Veal., *Optical particle monitors, counters and spectrometers performance characterization, comparison and use*, Proceedings of the 37th Annual Technical meeting of the Institutes of Environmental Sciences, May 1991.
- [83] Knollenberg D.L. Veal., *Basic guide to particle counters and particle counting*, Particle Measuring Systems Inc., R.G. 2006.
- [84] Konieczny K., Rajca M., Bodzek M., Gembolys B., *Wpływ właściwości substancji organicznych na blokowanie membran ultrafiltracyjnych*, Ochrona Środowiska, 30, 3, 2008, 3.
- [85] Konieczny K., Rajca M., Bodzek M., Kwiecińska A., *Water treatment using hybrid method of coagulation and low-pressure membrane filtration*, Environment Protection Engineering, 35, 1, 2009, 5.
- [86] Kowal L.A., Świdorska-Bróz M., *Oczyszczanie wody*, Warszawa–Wrocław 2009.
- [87] Kuwabara S., *The forces experienced by randomly distributed parallel circular cylinders or spheres in a viscous flow at small Reynolds numbers*, Journal of the Physical Society of Japan, 14, 1959, 527.

- [88] Lartigas B.S., Bottero J.Y., Democrate C., Coupe J.F., *Optimising flocculant demand by following floc size distribution*, J. Water Supply: Research and Technology – Aqua, 44, 5, 1995, 219.
- [89] Laven P., *The optics of a water drop – Mie scattering and the Debye series*, MiePlot Program – <http://www.philiplaven.com/index1.html> – strona internetowa uaktualniona 7 lutego 2011.
- [90] LeChavallier M.W., Norton W.D., *Giardia and Cryptosporidium in raw and finished water*, J. AWWA, 87, 9, 1995, 54.
- [91] LeChevallier M.W., Norton W.D., *Examining relationships between particle counts and Giardia. Cryptosporidium and turbidity*, J. AWWA, 84, 12, 1992, 54.
- [92] Li F., Yoshimura C., Tsubouch Y., Li W., *Real-time PCR based investigation of the removal of microbes by the conventional rapid sand filtration system*, International Conference on Water Supply and Water Quality, Kołobrzeg 2010, 449.
- [93] Liang A., *Technical comparison of direct filtration and contact flocculation-filtration process*, Master thesis, Asian Institute of Technology, Bangkok 1982.
- [94] Litwiniszyn J., *The phenomenon of colmatage considered in the light of Markow processes*, 16, 4, 1968, 183.
- [95] Litwiniszyn J., *Cauchy's problem in the process of colmatage accompanied by diffusion*, Bulletin de L'academie Polonaise des Sciencem, Serie des science techniques, 14, 7, 1966, 477.
- [96] Litwiniszyn J., *On some mathematical models of the suspension flow in porous media*, Chemical Engineering Science, 22, 1967, 1315.
- [97] Litwiniszyn J., *On suspension flow in a porous medium*, International Journal of Engineering Science, 5, 1967, 435.
- [98] Litwiniszyn J., *Particular case of colmatage proceeding under the action of an inject of suspension*, Bulletin de L'academie Polonaise des Science, Serie des science techniques, 13, 10, 1965, 531.
- [99] Litwiniszyn J., *The phenomenon of colmatage*, Archiwum Mechaniki Stosowanej, 18, 4, 1966, 479.
- [100] Liu S., Masliyah J.H., *Single fluid flow in porous media*, Chemical Engineering Communications, 150, 1996, 653.
- [101] Mackie R.I., Bai R., *The role of particle size distribution in the performance and modelling of filtration*, Water Science of Technology, 27, 10, 1993, 19.
- [102] Mackie R.I., Horner R.M.W., Jarvis R.I., *Dynamic modelling of deep bed filtration*, AIChE J., 33, 11, 1987, 1761.
- [103] Mackie R.I., Bai R. *Suspended particle size distribution and the performance of deep bed filters*, Water Research, 26, 12, 1992, 1571.

- [104] Mackie R.I., Dąbrowski W., Zielina M., *Modelowanie stacji filtrów pospiesznych o skokowo zmiennej wydajności*, Ochrona Środowiska, 3, 78, 2000, 13.
- [105] Mackie R.I., Bai R., *The role of particle size distribution in the performance and modelling of filtration*, Water Science of Technology, 27, 10, 1993, 19.
- [106] Mackie R.I., Zielina M., Dąbrowski W., *Filtrate quality from different filter operations*, Acta Hydrochimica et Hydrobiologica, 31, 1, 2003, 25.
- [107] Mackie R.I., Dąbrowski W., Zielina M., *Numerical study of a rational rule for the operation of Variable Declining Rate filter plant in response to changes in raw water quality*, Environment Protection Engineering, 29, 1, 2003, 45.
- [108] Mackie R.I., Dąbrowski W., Zielina M., *Numerical experiments into optimisation of VDR Filters*, Environment Protection Engineering, 33, 4, 2007, 27.
- [109] Mackie R.I., Zhao Q., *A framework for modelling removal in the filtration of polydisperse suspensions*, Water Research, 33, 3, 1999, 794.
- [110] Mackrle V., Dracka O., Svec J., *Hydrodynamics of the disposal of low level liquid radioactive wastes in soil*, Internat'l Atomic Energy Contract Report, No. 98, 1965.
- [111] Mackrle V., *L'étude du phenomene d'adherence. Colmatage dans le milieu poreux*, Thesis University Grenoble, 1960.
- [112] Maraoudas A., Eisenklam P., *Clarification of suspensions: a study of particle deposition in granular media, Part II – A theory of clarification*, Chemical Engineering Science, 20, 10, 1965, 875.
- [113] Matsui Y., Tambo N., *Mathematical description of deep-filter performance*, J. Water SRT-Aqua, 44, 5, 1995, 166.
- [114] McDowell-Boyer L.M., Hunt J.R., Sitar N., *Particle transport through porous media*, Journal of Water Resources Research, 22, 13, 1986, 1901.
- [115] McMillan G.K., Considine D.M., *Process/Industrial Instruments and Controls Handbook (5th Edition)*, New York 1999.
- [116] Mehter A.A., *Filtration in deep beds of granular activated carbon*, Master thesis, Syracuse University, 1970.
- [117] Mints D.M., *Kinetics of the filtration of low concentration suspension through water filters*, Akademia Nauk SSSR, 2, 78, 1951, 315.
- [118] Mints D.M., *Modern theory of filtration*, Special Report, No. 10, Internal Water Supply Congress, Barcelona 1966.
- [119] Milne-Thompson L.M., *Theoretical hydrodynamics*, 4th ed., Macmillan, New York 1960.
- [120] Mohanka S.S., *Theory of multilayer filtration*, Journal of The Sanitary Engineering Division, 95, SA6, 1969, 1079.

- [121] Mroccka J., Szczuczyński D.K., *Wpływ modelu rozpraszania światła na jakość rozwiązań zagadnienia odwrotnego w pomiarach nefelometrycznych*, Pomiary, Automatyka, Kontrola, 53 (9bis, t. 1), 2007, 242.
- [122] Neira M.A., Payatakes A.C., *Collocation solution of creeping newtonian flow through periodically constricted tubes with piecewise continuous wall profile*, AIChE J., 24, 1, 1978, 43.
- [123] Nieminski, E.C., Ongherth, J.E. *Removing Giardia and Cryptosporidium by conventional treatment and direct filtration*, J. AWWA, 87, 9, 1995, 96.
- [124] O'Melia C.R., Ali W., *The role of retained particles in deep bed filtration*, Progress in Water Technology, 10, 1978, 123.
- [125] Ojha C.S.P., Graham N.J.D., *Appropriate use of deep-bed filtration models*, Journal of Environmental Engineering, 118, 6, 1992, 965.
- [126] Ojha C.S.P., Graham N.J.D., *Theoretical estimates of bulk specific deposit in deep bed filters*, Water Research, 27, 3, 1993, 377.
- [127] O'Melia C.R., Elimelech M., *Effect of particle size on collision efficiency in the deposition of Brownian particles with electrostatic energy barriers*, Langmuir 6, 6, 1990, 1153.
- [128] Onghert J.E., Pecoraro J.P., *Removing Cryptosporidium using multimedia filters*, J. AWWA, 87, 12, 1995, 83.
- [129] Payatakes A.C., Tien C., Turian R.M., *Trajectory calculation of particle deposition in deep bed filtration: Part I – Model formulation*, AIChE J., 20, 1974, 889.
- [130] Pang T., *Metody obliczeniowe w fizyce*, Warszawa 2001.
- [131] Payatakes A.C., Rajagopalan R., Tien C., *Application of porous media models to the study of deep bed filtration*, The Canadian Journal of Chemical Engineering, 52, 1974, 722.
- [132] Payatakes A.C., Rajagopalan R., Tien C., *On the use of Happel's model for filtration studies*. Journal of Colloid and Interface Science, 49, 2, 1974, 321.
- [133] Payatakes A.C., Tien C., Turian R.M., *A new model for granular porous media: Part I – Model formulation*, AIChE J., 19, 1973, 58.
- [134] Perera Y. A. P., *Comparison of performance of radial and upflow filters*, Master thesis, Asian Institute of Technology, Bangkok.
- [135] Petersen E.E., *Diffusion in a pore of varying cross section*, AIChE J., 4, 3, 1958, 343.
- [136] Polskie normy PN-EN ISO 7027:2003.
- [137] Prasanthi H., Vigneswaren S., Waite T.D., Ben Aim R. *Filtration of submicron particle: effect of ionic strength and organic substances*, Water Science and Technology, 30, 1994, 149.
- [138] Putnaam D.D., Burns M.A., *Predicting the filtration of noncoagulating particles in depth filters*, Chemical Engineering of Science, 52, 1, 1997, 93.

- [139] Rajagopalan R., Tien C., *Single collector analysis of collector mechanisms in water filtration*, Canadian Journal of Chemical Engineering, 55, 1977, 246.
- [140] Rajagopalan R., Tien C., *Trajectory analysis of deep bed filtraion using the sphere-in-cell porous media mode*, AIChE J., 22, 1976, 523.
- [141] Rajagopalan R., Chu R.Q., *Dynamics of adsorption of colloidal particles in packed beds*, Journal of Colloidal Interface Science, 86, 1982, 299.
- [142] Robinson L.E., *Factors affecting the penetration of turbid matters into rapid sand filters*, PhD dissertation, London University, 1961.
- [143] Rod J., *Particle size analysis by laser diffraction: ISO 13320, standard operating procedures, and Mie theory*, American laboratory, January 2003.
- [144] Rozporządzenie Ministra Zdrowia z dnia 4 września 2000 r. w sprawie warunków, jakim powinna odpowiadać woda do picia i na potrzeby gospodarcze, woda w kąpieliskach, oraz zasad sprawowania kontroli jakości wody przez organy Inspekcji Sanitarnej, Dz. U. z 2000 r., Nr 82, poz. 937.
- [145] Rozporządzenie Ministra Zdrowia z dnia 19 listopada 2002 r. w sprawie wymagań dotyczących jakości wody przeznaczonej do spożycia przez ludzi, Dz. U. z 2002 r., Nr 203, poz. 1718.
- [146] Rozporządzenie Ministra Zdrowia z dnia 29 marca 2007 r. w sprawie jakości wody przeznaczonej do spożycia przez ludzi, Dz. U. z 2007 r., Nr 61, poz. 417.
- [147] Saatci A., *The BDST method for deep bed filtration*, Second World Filtration Congress, 18–20 September, London 1979.
- [148] Sadar M., *Turbidity Science*, Technical Information Series, Booklet, No. 11, Hach Company, Loveland, 1998.
- [149] Sembl S., *Optimisation of size graded filters*, University of London, 1981.
- [150] Shekhtman J.M., *Filtracja małokoncentrowanych suspenzji*, Akademia Nauk SSSR., Moskwa 1961.
- [151] Spielman L.A., Fitzpatrick J.A., *Theory for particle collection under London and gravity forces*, Journal of Colloid and Interface Science, 42, 3, 1973, 607.
- [152] Stein P.C., *A study of theory of rapid filtration of water through sand*, Doctoral thesis, Massachusetts Institute of Technology, 1940.
- [153] Tate C.H., Trussell R.R., *The use of particle counting in developing plant design criteria*, J. AWWA, 70, 12, 1978, 691.
- [154] Tien C., Ac Payatakes, *Advances in deep-bed filtration*, AIChE J., 25, 5, 1979, 737.
- [155] Tien C., Turian R.M., Pendse H., *Simulation of dynamic behaviour of deep bed filters*, AIChE J., 25, 3, 1979, 385.
- [156] Tien C., Ramarao B.V., *Granular filtration of aerosols and hydrosols*, Butterworth Heinemann Elsevier, second edition, 2007.
- [157] Tien C., *Granular filtration of aerosols and hydrosols*, Boston 1989.

- [158] Treichel W., Grabarczyk C., *Symulacja komputerowa procesu filtrowania wody i optymalizacja jego parametrów*, Gaz Woda i Technika Sanitarna, 10, 2010.
- [159] Trzaska A., *New kinetics equations of the colmatage process and their applications*, Archiwum Górnictwa, 17, 4, 1972, 361.
- [160] Trzaska A., Sobowska K., *Kolmatacja – przepływy z wymianą masy i zmianą pędu*, AGH, Kraków 2007.
- [161] Tufenkji N., Miller G.F., Ryan J.N., Harvey R.W., Elimelech M., *Transport of Cryptosporidium Oocysts in Porous Media: Role of Straining and Physicochemical Filtration*, Environmental Science and Technology, 38, 22, 2004, 5932.
- [162] USEPA Method 180.1, *Analytical method for turbidity measurement*, June 2003, strona internetowa Agencji Ochrony Środowiska Stanów Zjednoczonych (www.epa.gov).
- [163] US EPA 2006, *National Primary Drinking Water Regulations: Long Term 1 Enhanced Surface Water Treatment Rule; Final Rule*, 40 CFR, Parts 9, 141, and 142.
- [164] Vaidyanathan R., *Colloidal deposition in granular media under unfavorable surface conditions*, PhD, Syracuse University, 1989.
- [165] Vaidyanathan R., Tien Ch., *Hydrosol Deposition in Granular Media under Unfavorable Surface Conditions*, Chemical Engineering of Science, 46, 4, 1991, 967.
- [166] Valentukeviciene M., *Applying backwash water in order to enhance removal of iron and ammonia from spent filters with fresh filter media*, Environment Protection Engineering, 35, 3, 2009, 135.
- [167] Veerapanani S., Wiesner M.R., *Deposit morphology and head loss development in porous media*, Environmental Science & Technology, 31, 10, 1997, 2738.
- [168] Venkatesan M., Rajagopalan R., *A hyperboloidal constricted tube model of porous media*, AIChE J., 26, 4, 1980, 694.
- [169] Vigneswaren S., Aim B., *The influence of suspended particle size distribution in deep-bed filtration*, AIChE J., 131, 1985, 321.
- [170] Vigneswaren S., Chang J.S., Janssens J.G., *Experimental investigation of size distribution of suspended particles in granular bed filtration*, Water Research, 24, 7, 1990, 927.
- [171] Vigneswaren S., Jing S.Ch., Janssens J.G., *Experimental investigation of size distribution of suspended particles in granular bed filtration*, Water Research, 24, 7, 1990, 927.
- [172] Veerapaneni S., Wiesner M.R., *Role of suspension polydispersion in granular media filtration*, Journal of Environmental Engineering, 119, 1, 1993, 172.
- [173] Walden H., *Mechanika płynów*, Politechnika Warszawska, 1991.

- [174] Webb P.A., *A Primer on Particle Sizing by Static Light Scattering*, ed. Micromeritics Instrument Corp., Norcross, 2000.
- [175] Weber W.J. – Jr, *Physicochemical processes for water quality control*, A.Wiley – Interscience Series of Texts and Monographs, Canada 1972.
- [176] Mroczk J., Szczuczyński D., *Wpływ modelu rozproszenia światła na jakość rozwiązań zagadnienia odwrotnego w pomiarach nefelometrycznych*, *Pomiary Automatyka Kontrola*, 9, 2007, 242.
- [177] Xu R., *Particle characterization: Light scattering methods*, Dordrecht–Boston–London 2000.
- [178] Yao K.M., *Influence of suspended particle size on the transport aspect of water filtration – PhD dissertation*, University of North Carolina at Chapel Hill, 1968.
- [179] Yao K.M., Habibian M.T., Tien C., *Water and waste water filtration: concepts and applications*, *Environmental Science & Technology*, 11, 5, 1971, 1105.
- [180] Yun S.K., *Simulation of filtration for suspension transport in porous media. PhD Dissertation*, Department of Civil and Environmental Engineering, Massachusetts Institute of Technology, February 2005.
- [181] Zamani A., Maini B., *Flow of dispersed particles through porous media – Deep bed filtration*, *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 69, 1-2, 2009, 71.
- [182] Zielina M., *Próby interpretacji mętności w wodzie uzdatnianej*, *Gaz, Woda i Technika Sanitarna*, 2, 2007, 24.
- [183] Zielina M., *Współczesne metody pomiaru granulometrycznego zawiesin*, *Czasopismo Techniczne*, 8-Ś, 2004, 199.
- [184] Zielina M., Dąbrowski W., *Modele makroskopowe w filtracji pospiesznej*, *Czasopismo Techniczne*, 3-B/2001, 2001, 184.
- [185] Zielina M., Hejduk L., Ginda M., Woźniakiewicz T., *Laboratoryjny pomiar wielkości cząstek granulatów krzemionki*, *Czasopismo Techniczne*, 8-Ś, 2004, 213.
- [186] Zielina M., *Measurement of suspended particles in water filtration*, XIV International Water Technology Conference Proceedings, Cairo 2010, 105.
- [187] Zielina M., Dąbrowski W., *Modelowanie filtracji pospiesznej przy użyciu metody UBE*, *Czasopismo Techniczne*, 3-B, 2001, 202.
- [188] Zielina M., Dąbrowski W., Mackie I., *Empiryczne badania filtrów o skokowo zmiennej wydajności*, *Monografie Komitetu Inżynierii Środowiska PAN*, 11, 2002, 53.
- [189] Zielina M., Dąbrowski W., Mackie R.I., *Laboratory and full scale verification of an optimisation approach to VDR Filter plants*, Proceedings on the International Conference & Exhibition for Filtration and Separation Technology „FILTECH”, Wiesbaden 2005, 386.

- [190] Zielina M., Dąbrowski W., *Prawidłowe zasady projektowania i eksploataowania stacji filtrów pospiesznych wody bez regulatorów natężenia przepływu*, Monografia, Politechnika Krakowska, 2003.
- [191] Zielina M., Hejduk L., *Measurement of depth filters efficiency for water treatment*, Filtration, 7, 3, 2007, 225.
- [192] Zielina M., Dąbrowski W., Mackie R.I., *Wpływ sposobu eksploatacji filtrów pospiesznych na usuwanie z wody określonych frakcji zanieczyszczeń stałych*, Monografie Komitetu Inżynierii Środowiska PAN, 32, 2005, 321.
- [193] Zielina M., *Eksperymentalne badania filtracji pospiesznej wody na stacji pilotowej*, Czasopismo Techniczne, z. 8-Ś/2005, 2005, 229.
- [194] Zielina M., *Eksperymentalne badania filtrów pospiesznych z uwzględnieniem niejednorodności zawiesiny*, IV Konferencja Naukowo-Techniczna „Postęp w inżynierii środowiska”, Bystre, 21–23.09.2006, 127.
- [195] Zielina M., *Experimental research into depth filtration including polydispersed suspension for water technology*, Environmental Protection Engineering, 33, 2, 2007, 249.
- [196] Zielina M., Hejduk L., *The measurement of the efficiency of depth filters for water treatment*, 2nd European Conference on Filtration and Separation, 12-13.10.2006, Compiègne, 98.
- [197] Zielina M., *Konieczność uwzględniania rozkładu wielkości cząstek zawiesiny podczas eksploatacji filtrów pospiesznych*, Zeszyty Naukowe Politechniki Rzeszowskiej, Nr 211, Budownictwo i Inżynieria Środowiska, z. 37, Rzeszów 2004, 475.
- [198] Zielina M., *Wykorzystanie liczników cząstek w modelowaniu filtracji pospiesznej*, [w:] *Zaopatrzenie w wodę, jakość i ochrona wód*, Praca zbiorowa pod redakcją prof. M. Sozańskiego, t. 1, Poznań 2010, 609.
- [199] Zielina M., *The impact of the filtration rate on particle removal efficiency*, Polish Journal of Environmental Studies – suplement, 16, 2A, 2007, 165.
- [200] Zielina M., *Particle shapes in the drinking water filtration process*, Clean – Soil Air Water, 39, 11, 2011, 941.
- [201] Żużikow W.A., *Filtracja. Teoria i praktyka rozdzielania zawiesin*, Warszawa 1985.

STRESZCZENIE

We wstępie rozprawy przedstawiono przegląd literatury uwzględniający dwie najważniejsze i powszechnie stosowane metody matematycznego opisu procesu filtrowania: fenomenologiczną i mikroskopową. Z przeglądu tego wynika, iż opisy matematyczne wykorzystujące pierwszą z tych metod zastępują drobnoskalowe efekty lokalne odpowiednimi wielkościami uśrednionymi. Dzięki temu charakteryzują się relatywnie prostą budową i możliwością zastosowań w warunkach inżynierskich. Z kolei opisy matematyczne uwzględniające metody mikroskopowe wnikają szczegółowo w zjawiska zachodzące podczas filtrowania, jednak są przez to zdecydowanie bardziej rozbudowane i powszechnie uważane za raczej przydatne do rozwiązywania lokalnych zagadnień teoretycznych. Przedstawiony przegląd literatury uwzględnia także wiedzę związaną z wpływem granulacji zawiesin na przebieg procesu filtrowania. Znaczącą rolę niejednorodności zawiesin i konieczność jej uwzględnienia w opisie matematycznym procesu filtrowania postulowano już od dłuższego czasu. Jednak rosnąca w ostatnim czasie powszechność stosowania liczników i analizatorów cząstek sprawia, iż zyskuje on dziś zdecydowanie bardziej praktyczne znaczenie niż dotychczas. Potwierdza to przedstawiony w rozprawie przegląd metod pomiarowych, liczników i analizatorów cząstek oraz opisane możliwości ich zastosowania w projektowaniu i eksploatacji filtrów. Zaproponowany przez Mackiego matematyczny opis procesu filtrowania daje możliwość uwzględnienia niejednorodności zawiesin, a jego konstrukcja łączy elementy metod fenomenologicznych oraz mikroskopowych, próbując wykorzystać zalety obu z nich. Jest zatem nadzieja na uzyskanie tego w miarę możliwości praktycznego modelu, równocześnie dającego szerokie możliwości w zmieniających się warunkach pracy filtra, których efektem jest ograniczenie liczby niezbędnych do przeprowadzenia pomiarów eksperymentalnych. W niniejszej rozprawie podjęto próbę porównania wyników obliczeń przeprowadzonych na podstawie Mackiego z pomiarami eksperymentalnymi przeprowadzonymi w laboratorium i w stacji uzdatniania wody. Duże rozbieżności pomiędzy wynikami teoretycznymi i eksperymentalnymi sprowokowały autora do wyznaczenia własnych współczynników empirycznych dla kłaczek i cząstek o różnych właściwościach fizykochemicznych, a także do opracowania opisu matematycznego wprowadzającego modyfikacje i uproszczenia do oryginalnego modelu Mackiego. W rozprawie porównano wyniki obliczeń wykonanych za pomocą tak opracowanego opisu matematycznego, uwzględniającego opracowane przez autora współczynniki empiryczne z wynikami pomiarów eksperymentalnych. Badania eksperymentalne przeprowadzono na trzech stanowiskach w laboratorium i dwóch w skali technicznej. W większości przypadków uzyskane wyniki charakteryzowały się dość dużą zbieżnością, gdy dopływające do filtra cząstki zawiesin miały podobne właściwości fizykochemiczne do cząstek, dla których opracowano współczynniki empiryczne. Znacznie różniły się od siebie, gdy właściwości fizykochemiczne cząstek były odmienne.

Pomiar liczby i wielkości cząstek, choć nie zawsze charakteryzujący się wysoką dokładnością, jest łatwy w interpretacji i pozwala na dość dokładne wyznaczenie wartości stężenia zawiesiny. Stosowany powszechnie do pomiaru efektywności filtrowania parametr męt-

ności jest trudny do jednoznacznego zinterpretowania i nie zawsze można go stosować w zastępstwie stężenia zawiesiny. Jedną z tego przyczyn jest znaczący wpływ wielkości cząstek na pomiar mętności. Opierając się na teorii Mie, opracowano wykresy i na ich podstawie przeanalizowano wpływ wielkości cząstek na pomiar mętności i absorpcji. Dla pomiaru mętności nefelometrycznej najsilniejszy okazał się wpływ cząstek mniejszych od 2 mikrometrów, natomiast na pomiar absorpcji najistotniej wpływały cząstki mniejsze od 5 mikrometrów. W oparciu o przeprowadzone eksperymenty przeanalizowano różnice pomiędzy usuwaniem cząstek o różnych wielkościach w trakcie filtrowania oraz różnice pomiędzy rozkładem wielkości cząstek w zawieszynie dopływającej do filtra i z niego wypływającej w kolejnych etapach procesu. Konsekwencją tych zmian były różne efektywności usuwania stężenia zawiesiny, mętności nefelometrycznej, absorpcji oraz sumarycznej liczby cząstek. Wykazane w niektórych przypadkach znaczne różnice pomiędzy efektywnościami usuwania stężenia zawiesiny i mętności mogłyby generować znaczne błędy, jeżeli w opisach matematycznych w zastępstwie stężenia zawiesiny użyta zostałaby wartość mętności.

Na podstawie eksperymentów przeprowadzonych w stacji uzdatniania wody pokazano także negatywny wpływ przestojów pracy stacji na jakość filtratu. Znaczne pogorszenie się jakości filtratu po ponownym włączeniu stacji przejawiało się bardzo niskim stopniem usuwania cząstek o największych rozmiarach podczas filtrowania, w tym samym czasie cząstki drobniejsze usuwane były w takim samym stopniu jak przed przestojem stacji. Zmianę liczby grubszych cząstek w filtracie zmierzono licznikiem cząstek. Parametr mętności, na wartość którego wpływ mają głównie cząstki drobniejsze, w tym samym czasie nie wykazywał żadnych zmian. Identyfikacja nagłych zmian jakości filtratu, wywołanych szybkimi zmianami prędkości filtracji, możliwa więc była tylko dzięki zastosowaniu licznika cząstek.

W rozprawie przedstawiono także weryfikację eksperymentalną modelu kapilarnego. Uzyskane wyniki wskazywały na niesatysfakcjonującą zgodność obliczeń z wartościami zmierzonymi. Oceniono jednak, iż jednoznaczna interpretacja wyników jest dość trudna ze względu na uwzględnianą w modelu porowatość osadu, której wartość była dobierana na podstawie literatury. Oceniono także, iż przyczyną niezgodności mogła być dłuższa droga przepływu przez rzeczywisty por niż przez przyjętą w modelu pionową kapilarę.

ABSTRACT

In the introduction of this dissertation, a literature review of the two most important and most widely used methods for the mathematical description of the filtration process, the phenomenological and microscopic methods, has been presented. This review shows that mathematical descriptions using the first of these methods substitute small-scale local effects with corresponding average values. Thanks to this, they are characterised by a relatively simple structure, and it is possible to apply this method in engineering conditions. On the other hand, mathematical descriptions taking microscopic methods into account delve into phenomena occurring during filtration in detail, making them decidedly more developed, and they are widely considered to be rather more suitable for solving local theoretical problems.

The presented literature review also accounts for knowledge related to the influence of suspension polydispersity on the course of the filtration process. The significant role of inhomogeneity of suspensions and the necessity for considering it in the mathematical description of the filtration process have been postulated for some time. However, the increasing universality of application of particle counters and analysers has caused this to have decidedly more practical significance than before. This is confirmed by a review of measuring methods, particle counters and analysers presented in this work, as well as by the described possibilities for the application of the above in filter design and use.

The mathematical description of the filtration process proposed by Mackie provides a possibility for considering inhomogeneity of suspensions, and its structure combines elements of phenomenological and microscopic methods in attempting to take advantage of the benefits of both. In this way, a model that is as practical as possible is obtained, while simultaneously providing wide possibilities in variable conditions of filter operation, the effect of which is the limiting of the number of experimental measurements that must be conducted.

In this dissertation, an attempt has been made to compare the results of calculations made based on the Mackie model with experimental measurements conducted at the laboratory and at the water treatment plant. Large divergences between theoretical and experimental results have provoked the author to determine his own empirical coefficients for flocs and particles with various physical and chemical properties and to develop a mathematical description that introduces modifications and simplifications to the original Mackie model. In the dissertation, results of calculations made using the so-developed mathematical description accounting for the empirical coefficients determined by the author were compared to the results of experimental measurements.

Experimental research was conducted on three laboratory set-ups and on two full-scale water treatment plants. In most cases, the obtained results were characterised by a rather high concurrence when the suspension particles flowing into the filter had similar physical and chemical properties to the particles for which the empirical coefficients were determined. They significantly differed from each other when the physical and chemical properties of particles were different.

Measurement of particle amount and size, although not always characterised by high accuracy, is easy to interpret and allows rather precise determination of the suspension concentration value. The turbidity parameter widely used to measure filtration efficiency is difficult to interpret unambiguously and cannot always be used to substitute suspension concentration. One of the reasons for this is the significant influence of particle size on turbidity measurement. On the basis of the Mie theory, graphs have been made, and on the grounds of these graphs, the influence of particle size on turbidity and absorbance measurements was analysed. For the nephelometric turbidity measurement, the strongest influence was shown to be from particles smaller than 2 micrometres; however, particles smaller than 5 micrometres had the most significant influence on the absorbance measurement. Based on the conducted experiments, the differences between removal of particles of various sizes during filtration and the differences between particle size distribution in the suspension flowing into the filter and flowing out of the filter in successive stages of the process were analysed. These changes resulted in various removal efficiencies of suspension concentration, nephelometric turbidity

and the total number of particles. The significant differences between the removal efficiencies of suspension concentration and turbidity shown in certain cases may generate significant errors if the turbidity value would be used to substitute the suspension concentration in mathematical descriptions.

The negative influence of work standstills on the quality of the filtrate was also shown on the basis of experiments conducted at the water treatment plant. A significant deterioration of the quality of the filtrate after restart of the plant was evident in the very low degree of removal of particles of the largest sizes during filtration, while at the same time, finer particles were removed in the same degree as before plant standstill. The change in the amount of coarse particles in the filtrate was measured using a particle counter. At the same time, the turbidity parameter, the value of which is mainly influenced by finer particles, did not show any changes. Identification of sudden changes in filtrate quality caused by immediate changes of filtration velocity was only possible due to the application of a particle counter.

In addition, experimental verification of the capillary model is also presented in this dissertation. The obtained results indicated an unsatisfactory conformity of calculations with measured values. It was evaluated, however, that unequivocal interpretation of results is rather difficult due to the suspension porosity accounted for in the model, the value of which was selected on the basis of literature data. It was also evaluated that the cause for non-conformity may also be the longer flow path through an actual pore than through the vertical capillary used in the model.

ZUSAMMENFASSUNG

Im Vorwort hat man eine Übersicht der Gegenstandsliteratur dargestellt, die die zwei wichtigsten und allgemein gebrauchten Methoden der mathematischen Beschreibung des Filtrierungsverfahrens berücksichtigen: phänomenologische und mikroskopische Filtermetrode. Aus der Übersicht geht hervor, dass die mathematischen Beschreibungen, die die erste von den erwähnten Methoden benutzen, kleinskalige lokale Effekte durch entsprechende gemittelte Größen ersetzen. Deswegen charakterisieren sie sich durch eine relativ einfache Struktur und Einsatzmöglichkeit unter Ingenieurbedingungen. Die die mikroskopischen Methoden berücksichtigenden mathematischen Beschreibungen vertiefen sich detailliert in die Erscheinungen, die während der Filtrierung vorkommen. Sie sind aber dadurch entschlossen mehr ausgedehnt und werden allgemein als eher zur Lösung von lokalen theoretischen Problemen brauchbares Mittel betrachtet. Die dargestellte Übersicht der Gegenstandsliteratur zieht auch die im Zusammenhang mit dem Einfluss von Suspensionsgranulation auf den Verlauf des Filtrierungsprozesses stehenden Kenntnisse in Betracht. Die bedeutende Rolle der Suspensionsinhomogenität und die Notwendigkeit, sie in der mathematischen Beschreibung des Filtrierungsprozesses zu berücksichtigen, hat man schon seit Langem gefordert. Weil die Teilchenzähler und -analysatoren in der letzten Zeit immer allgemeiner angewandt werden, gewinnt die mathematische Beschreibung heute entscheidend mehr praktische Bedeutung als bisher. Das wird durch die in der Abhandlung

dargestellte Übersicht der Messmethoden, Teilchenzähler und Analysatoren sowie die beschriebenen Anwendungsmöglichkeiten bei der Projektierung und Nutzung von Filtern bestätigt.

Die von Mackie vorgeschlagene mathematische Beschreibung des Filtrierungsprozesses ermöglicht die Berücksichtigung der Suspensionsinhomogenität. Ihre Konstruktion verbindet die Elemente von phänomenologischen und mikroskopischen Methoden, indem sie versucht, die Vorteile von beiden zu nutzen. Auf diese Weise gewinnt man ein möglichst praktisches Modell, das gleichzeitig breite Möglichkeiten unter den sich ändernden Bedingungen der Filterarbeit gibt. Das Resultat ist die Begrenzung der Zahl der durchzuführenden experimentellen Messungen.

In der vorliegenden Abhandlung wird es versucht, die Ergebnisse der an Hand des Modells von Mackie realisierten Berechnungen mit den in einem Labor und in einer Wasseraufbereitungsstation durchgeführten experimentellen Messungen zu vergleichen. Die großen Diskrepanzen zwischen den theoretischen und experimentellen Resultaten haben den Verfasser veranlasst, eigene empirische Faktoren für Flocken und Teilchen mit unterschiedlichen physikochemischen Eigenschaften zu bestimmen und die mathematische Beschreibung zu bearbeiten, die das originelle Modell von Mackie modifiziert und einfacher macht. In der Abhandlung hat man die Ergebnisse der Berechnungen, die mit Hilfe der so erzielten mathematischen Beschreibung realisiert worden sind, welche die durch den Verfasser bearbeiteten empirischen Faktoren berücksichtigt, mit den Resultaten der experimentellen Messungen verglichen.

Die experimentellen Untersuchungen wurden auf drei Laborständen und auf zwei Ständen in der technischen Skala abgewickelt. In den meisten Fällen haben sich die Ergebnisse durch eine verhältnismäßig große Konvergenz charakterisiert, falls die dem Filter zufließenden Suspensionsteilchen ähnliche physikochemische Merkmale aufgewiesen haben wie die Teilchen, für die die Faktoren empirisch bearbeitet worden sind. Die Resultate haben sich voneinander wesentlich unterschieden, wenn die physikochemischen Eigenschaften der Teilchen abweichend waren.

Die Messung der Zahl und Größe von Teilchen, obwohl nicht immer durch eine hohe Genauigkeit gekennzeichnet, ist einfach auszulegen und erlaubt, die Werte der Suspensionskonzentration ziemlich genau zu bestimmen. Die zur Messung der Filtereffektivität allgemein gebrauchte Kenngröße der Trübung lässt sich schwer interpretieren und darf nicht immer als Ersatz für die Suspensionskonzentration eingesetzt werden. Eine der Ursachen dafür ist der bedeutende Einfluss der Teilchengröße auf die Trübungsmessung. In Anlehnung an die Mie-Theorien hat man Diagramme bearbeitet und auf deren Grundlage den Einfluss der Teilchengröße auf die Messung der Trübung und der optischen Dichte analysiert. Für die Messung der nephelometrischen Trübung erwies sich der Einfluss von solchen Teilchen am stärksten, die kleiner als 2 Mikrometer waren. Die Messung der optischen Dichte wurde dagegen am wesentlichsten von Teilchen beeinflusst, die kleiner als 5 Mikrometer waren. In Anknüpfung an die durchgeführten Experimente hat man die Diskrepanzen zwischen der Beseitigung von Teilchen mit unterschiedlichen Größen während der Filtrierung und die Diskrepanzen zwischen der Verteilung von Teilchengrößen in der dem Filter zufließenden und es auf den folgenden Prozessetappen verlassenden Suspension analysiert. Die Konsequenz dieser Änderungen waren unterschiedliche Effektivitäten

von Beseitigung der Suspensionskonzentration, nephelometrischen Trübung, optischen Dichte und summarischen Teilchenzahl. Die in manchen Fällen aufgezeigten wesentlichen Unterschiede zwischen den Effektivitäten von Beseitigung der Suspensionskonzentration und Trübung können bedeutende Fehler generieren, wenn der Wert für Trübung anstatt von Suspensionskonzentration in den mathematischen Beschreibungen eingesetzt werden sollte.

An Hand der in der Wasseraufbereitungsstation abgewickelten Experimente hat man auch den negativen Einfluss der Arbeitsstillstände der Station auf die Filtratqualität bewiesen. Der starken Verschlechterung der Filtratqualität nach der erneuten Inbetriebnahme der Station lag die Tatsache zugrunde, dass die Teilchen mit den größten Abmessungen in einem sehr kleinen Grade während der Filtrierung beseitigt worden sind. Zu derselben Zeit sind die kleineren Teilchen im gleichem Grade als vor dem Stillstand der Station beseitigt worden. Die Änderung der Menge von größeren Teilchen im Filtrat hat man mit dem Teilchenzähler gemessen. Die Kenngröße der Trübung, deren Wert hauptsächlich von den kleineren Teilchen beeinflusst wird, hat zu derselben Zeit keine Änderungen aufgewiesen. Die Identifizierung der plötzlichen, durch den schnellen Wechsel der Filtrierungsgeschwindigkeit hervorgerufenen Änderungen der Filtratqualität war also nur durch die Anwendung des Teilchenzählers möglich.

In der Abhandlung hat man auch eine experimentelle Verifizierung des Kapillarmodells dargestellt. Die gewonnenen Ergebnisse haben eine nicht zufriedenstellende Übereinstimmung der Berechnungen mit den gemessenen Werten nachgewiesen. Man hat jedoch eingeschätzt, dass die eindeutige Auslegung der Resultate ziemlich schwer ist, weil im Modell die Absatzporosität berücksichtigt wird, deren Wert in Anlehnung an die Informationen von der Literatur ausgewählt worden ist. Man hat auch eingeschätzt, dass die Inkongruenz von einem längeren Durchflussweg durch eine wirkliche Pore als die im Modell angenommene Kapillare verursacht werden konnte.

INDEKS

A

Absorbancja 7, 17, 85-86, 93-95, 197, 200-204, 216, 220, 236

Adhezja 9, 31, 44, 48-52, 58, 60-61, 68, 110-116, 122-123, 128, 141, 149, 151, 153, 155, 157, 159, 177, 180, 186, 189, 193-194, 199

Adwekcja 69, 106

Analizator wielkości cząstek 89

D

Dyfuzja 24, 26, 45-47, 55, 69, 106-107, 112, 122, 142

E

Efekt przyścienny 55

Efektywność 14, 22-23, 33, 50, 57-59, 66-67, 100-101, 111

filtrowania 11, 43, 155

zatrzymywania cząstek w elementarnej komórce złoża 9, 34, 71, 105

zatrzymywania cząstek w elementarnej warstwie złoża 34, 71, 104, 111

transportu cząstek 9, 31, 45, 60-61, 69-70, 73-74, 76, 78, 106, 110-111, 121-122

Elementarna

komórka złoża 30-35, 37, 42-43, 48, 56, 67-68, 70-73, 104, 110-111

warstwa złoża 31-39, 42, 44, 51, 53, 55-56, 68, 70, 72, 103-105, 107, 111, 117, 121

F

Fikcyjny model ośrodka porowatego 31, 34, 53, 55

Filtrocykl 83, 149, 150, 170, 195-196

Funkcja

Bessela 25, 93

prądu 9, 37, 39, 69-70

G

Gęstość cząstek 30, 141-143, 147, 149, 153, 185

Gradient prędkości 108

Graniczne stężenie osadu 74

Grupy wielkości cząstek 112, 114

I

Izotropowy ośrodek 93

J

Jakość filtratu 9, 59, 66, 80-81, 83, 158, 185, 196, 207-208, 219

K

Kolmatacja 22-23, 42, 134, 191

Kształt ziaren 55-56

Kulistość ziaren 56, 196

L

Liczba

Reynoldsa 42, 46-47, 209

Campa 132

Pecleta 47, 106

Licznik cząstek 79-80, 156, 159, 183

Linia prądu 45, 69, 106

M

Metoda

fenomenologiczna 11, 19

makroskopowa 15-16, 19, 29-30, 33, 57-58, 65-66, 97, 99

mikroskopowa 11-16, 29-31, 34-36, 51, 53-55, 57-58, 65, 70-71, 97

Metoda

różnic skończonych 126

najmniejszych kwadratów 117, 129, 165, 167, 178

Mętność 12, 14-15, 79, 87, 196-199,

nefelometryczna 17, 79, 86-87, 94-95, 197, 199-200, 204-207

Model

Happela 38, 68, 104, 122

kulisty 35, 56-57, 68, 70, 97, 104-105, 114-116, 120, 122-123, 152, 217

kapilarny 17, 39, 51, 56, 73, 97, 107, 110, 122, 208-209, 211, 217

idealny 31, 34, 55, 104

Monitory cząstek 88-89, 143

N

Naprężenie ścinające 9, 12, 14, 98, 101, 108-110, 116-118, 120, 123, 150, 208, 220

Niejednorodność

zawiesiny 11-14, 59, 61-62, 60, 83, 97

wielkości cząstek 65, 99

potencjału elektrycznego 48

ziaren 98, 113, 158

O

Ośrodek porowaty 19, 26, 31, 34, 36, 42, 53, 55, 208-209

P

Piasek 23, 135, 138, 145-146, 189

Plukanie

złoża 67, 98, 100, 133, 148, 177, 196

filtra 11, 46, 83, 134, 216, 218-219

Pomiar wielkości cząstek 140-141, 216

Porowatość

złoża 19-20, 31, 36, 55, 67, 71-72, 101-102, 159, 162, 181

osadu 14, 17, 29, 52, 73, 107-108, 117, 165, 170, 178, 181, 183, 211-212, 217

Powierzchnia właściwa 54, 100, 145, 148, 155, 180, 200, 218

Prawo

Darcy'ego 36, 38

ciągłości 36

Hagena-Poiseuille'a 36, 43, 73, 108

Kozeny'ego-Carmana 27, 56, 58, 61, 63, 78, 124, 152

Stokesa 37, 69, 141-142

Prędkość

filtracji 12, 23, 28, 71, 75, 80, 83, 103, 111-112, 116-117, 119-121, 135, 148, 152, 155, 165, 167, 169-170, 172-173, 177, 183, 188-189, 192, 194

rzeczywista 55-56

swobodnego opadania 47

Proces filtrowania 19, 27, 52, 59, 83, 117

Przesiew 53-54, 87, 146

R

Rozproszenie światła 88-89, 141, 197

Równanie

bilansu masy 19-20, 22, 26, 28, 33, 57, 59, 65, 84, 99, 125, 155

Iwasakiego 21, 27

kinetyki procesu 19, 21

Naviera-Stokesa 38, 138

Stokesa 37, 69, 141-142

S

Sedymentacja 24, 45-46, 69, 76, 87, 106-107, 122, 131, 141, 159, 188, 219

Sita 53-54

Siła ścinająca 12, 78, 109, 217

Skład granulometryczny 131

Spektrometr przepływowy 140, 143

Stężenie osadu 20, 59, 66, 75, 117, 120, 125, 129, 170, 210

Sufozja 24, 26, 64, 67, 100

Średnia

geometryczna 34, 159, 164, 181, 183

arytmetyczna 53-54, 149, 153, 164

Średnica

miarodajna 54

ekwiwalentna 31, 33-34, 53-54, 113, 164

W

Warstwa osadu 43, 52, 118, 153

Warunki

graniczne 37-38, 68, 125

początkowe i brzegowe 125, 165

Wielowarstwowe złoża 195, 207

Współczynnik dyfuzji 7, 19

Współczynnik

efektywności filtrowania 22-23, 33, 50, 57-59, 66-67, 100-101, 111, 121

refrakcji 90-94, 143, 149, 164

filtracji 7, 39

kształtu ziaren 63