

Prace Naukowe Instytutu Inżynierii Ochrony Środowiska  
Politechniki Wrocławskiej

46

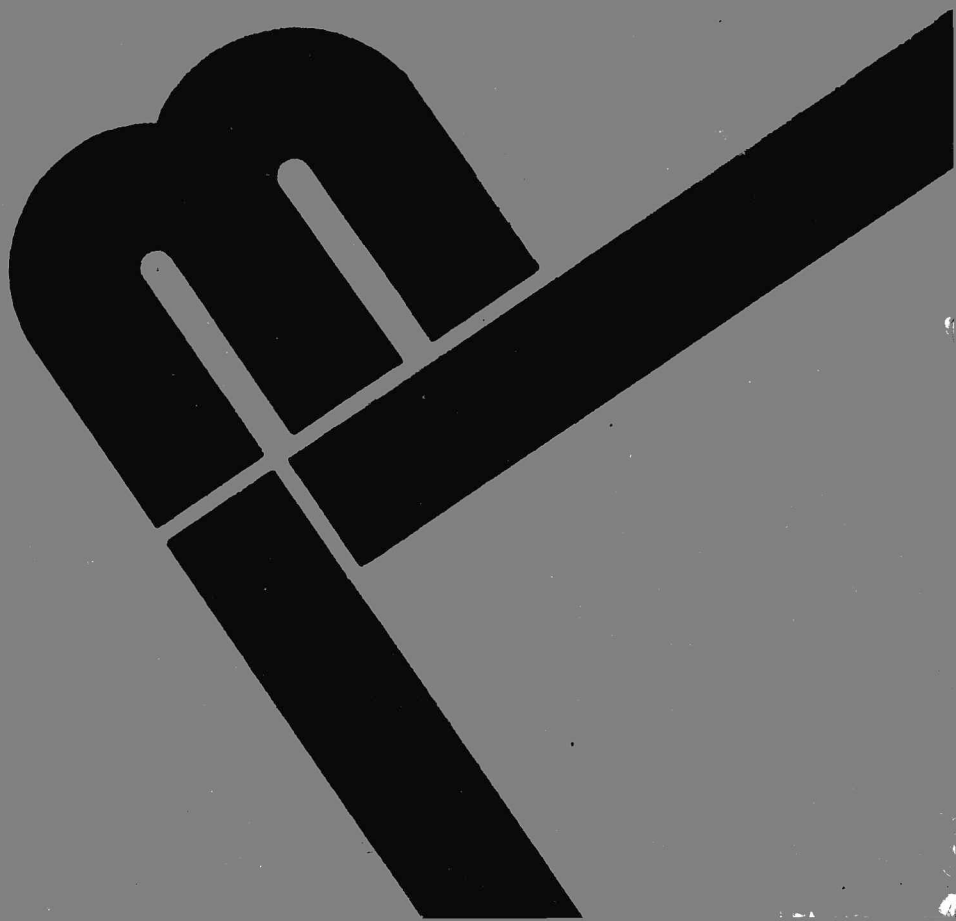
Seria: Monografie

16

**Jolanta Maćkiewicz**

**Flokulacja w złożach filtracyjnych**

Wrocław 1979



PRACE NAUKOWE POLITECHNIKI WROCLAWSKIEJ

Scientific Papers of the Institute of Environment Protection Engineering  
No 46 of Wrocław Technical University No 46

---

Monographs

No 16

1979

Flocculation in filter bed media

Prace Naukowe Instytutu Inżynierii Ochrony Środowiska  
Politechniki Wrocławskiej

---

**46**

Seria :  
Monografie

**16**

**Jolanta Maćkiewicz**

## **Flokulacja w złożach filtracyjnych**

---



Wydawnictwo Politechniki Wrocławskiej · Wrocław 1979

**Redaktor naczelny**  
Marian KLOZA

**Recenzent**  
Jerzy KURBIEL

**Redaktor naukowy**  
Zbigniew SIWOŃ

**Opracowanie redakcyjne**  
Janina SURMACZYŃSKA

**Korekta**  
Helena ŚNIEŻYK

**WYDAWNICTWO POLITECHNIKI WROCŁAWSKIEJ**  
Wybrzeże Wyspiańskiego 27, 50-370 Wrocław

**ISSN 0084 – 2869**

Nakład 250 + 75 egz. Ark. wyd. 5,5. Ark. druk. 4<sup>3</sup>/s. Papier offset. kl. III, 70 g, B1.  
Zakład Graficzny Politechniki Wrocławskiej. Zam. nr 6385/79 – T-10 – Cena zł 25,-

*Flokulacja, gradient  
prędkości, potencjał  
elektrokinetyczny*

Jolanta MAĆKIEWICZ\*

### Flokulacja w złożach filtracyjnych

Podano podstawy teoretyczne koagulacji i filtracji, wskazując na podobieństwo niektórych zjawisk zachodzących w obu procesach. Przedstawiono analizę flokulacji w złożach filtracyjnych opierając się na wyprowadzonym na podstawie parametrów hydraulicznych wzorze gradientu prędkości ruchu cieczy. Określono i porównano warunki flokulacji zależnie od rodzaju złoża filtracyjnych, a także wyjaśniono znaczenie gęstości materiałów filtracyjnych i ich wpływ na prędkość filtracji. W części doświadczalnej ustalono skuteczność filtracji zależnie od parametrów fizyczno-chemicznych i wykazano dużą zbieżność z procesem koagulacji.

#### Oznaczenia

$\alpha_0$  - współczynnik określający wpływ sił lepkości

$\alpha$  - współczynnik łączenia cząstek

$\beta$  - współczynnik rozbijania cząstek

$\beta_0$  - współczynnik określający wpływ sił bezwładności

$\Delta L$  - element głębokości złoża filtracyjnego

$r, \Delta d$  - zwiększenie promienia, średnicy ziarna wskutek odłożonej zawiesiny

$\Delta H$  - przyrost wysokości strat ciśnienia filtracyjnego,  $\Delta H = \frac{\Delta p}{\rho g}$

$\Delta p$  - strata ciśnienia filtracyjnego

$\epsilon$  - porowatość złoża

$\epsilon_0$  - porowatość złoża czystego

$\epsilon_t$  - porowatość złoża zanieczyszczonego

$\zeta$  - potencjał elektrokinetyczny

$\eta$  - współczynnik lepkości dynamicznej

$\theta$  - współczynnik przebicia

$n$  - stosunek  $(V_r + 1)/2 V_r$ , przy czym  $V_r = \frac{R}{r}$

$\lambda$  - współczynnik filtracji

- v - współczynnik lepkości kinematycznej
- $\xi$  - ułamek skutecznych zderzeń
- $\rho$  - gęstość cieczy
- $\rho_s$  - gęstość złoża
- $\rho_c$  - gęstość cząstek
- $\sigma$  - stopień zanieczyszczenia złoża
- $\sigma_m$  - gęstość ładunku na powierzchni złoża
- $\tau$  - naprężenia ścinające (styczne)
- $v_o$  - prędkość opadania zawiesin
- $v_c$  - prędkość liniowa cieczy
- $v_r$  - równoważna prędkość filtracji
- v - prędkość filtracji
- $V_n$  - stosunek  $N_o/n_o$
- $\varphi_s$  - współczynnik powierzchni właściwej
- $\varphi_t$  - współczynnik szorstkości powierzchni
- $\Phi$  - funkcja łączenia cząstek w wyniku ich zderzeń
- $\psi$  - sferyczność ziarn złoża
- $\psi_s$  - potencjał Sterna
- $\omega$  - prędkość obrotowa łopatek mieszadła
- $A_H$  - stała Hamekera
- A - promień przyciągania cząstek równopromieniowych
- $a_k$  - stała doświadczalna zależna od rodzaju kapilary
- b - współczynnik proporcjonalności
- $b_z$  - stała doświadczalna zależna od rodzaju złoża
- $C_e$  - stężenie składnika pozostałego
- $C_d$  - stała dielektryczna
- C - stężenie zawiesin w wodzie na głębokości złoża L
- $C_F$  - progowe stężenie elektrolitu dla koagulacji
- D - dawka koagulantu
- $D_r$  - współczynnik dyfuzji
- d - średnica ziarn
- $d_c$  - średnica cząstek
- F - powierzchnia złoża filtracyjnego
- F - indeks oznacza kłaczków
- f - funkcja
- G - gradient prędkości
- g - przyspieszenie ziemskie
- H - wysokość strat ciśnienia,  $H = \frac{P}{\rho g}$
- $H_o$  - początkowa wysokość strat ciśnienia
- j - wykładnik potęgowy charakteryzujący filtrację kłaczków glinu i żelaza w złożach filtracyjnych
- k - stała Boltzmanna

- $K$  - stała Kozeny-Carmana  
 $K_0$  - współczynnik kształtu Carmana  
 $K_0$  - współczynnik kształtu Carmana dla złoża zanieczyszczonego  
 $K_1$  - współczynnik charakteryzujący czas powstawania kłaczków  
 $K_2$  - współczynnik charakteryzujący wielkość kłaczków  
 $K_s$  - współczynnik charakteryzujący energię  
 $K_p$  - współczynnik charakteryzujący mieszadło  
 $K_k$  - współczynnik konwersji  
 $L$  - wysokość złoża filtracyjnego  
 $L_\varphi$  - rzeczywista droga przepływu w złożu  
 $L_e$  - rzeczywista droga przepływu w złożu zanieczyszczonego  
 $L_t$  - długość toru przepływu, który jest proporcjonalny do różnicy szybkości cząstek  
 $M$  - moc zużyta w procesie flokulacji  
 $N$  - stężenie cząstek  
 $N_L$  - liczba Loschmidta  
 $N_0$  - początkowa ilość cząstek dużych  
 $N_t$  - ilość cząstek dużych po czasie  $t$  koagulacji  
 $n_0$  - ilość cząstek małych  
 $n_t$  - ilość cząstek małych po czasie  $t$  koagulacji  
 $Q_p$  - ładunek cząstek  
 $R$  - promień cząstek dużych  
 $r$  - promień cząstek małych  
 $S$  - powierzchnia właściwa fazy rozproszonej  
 $S_0$  - powierzchnia właściwa złoża  
 $S_0$  - powierzchnia właściwa złoża zanieczyszczonego  
 $t_{No}$  - półokres trwania koagulacji dużych cząstek  
 $T$  - temperatura  
 $t$  - czas  
 $u$  - średnia prędkość flokulacji  
 $W_n$  - prawdopodobieństwo zderzeń cząstek  
 $W_1$  - - w koagulacji szybkiej dla układu monodispersyjnego  
 $W_2$  - - w koagulacji wolnej dla układu monodispersyjnego  
 $W_3$  - - dla układu polidispersyjnego  
 $W$  - energia rozproszona w jednostce objętości cieczy  
 $z$  - wartościowość

## 1. Wstęp

Filtracja jest procesem złożonym, składającym się z kilku procesów jednostkowych (koagulacja, sedymentacja, kohezja, adhezja oraz sorpcja) zachodzących w porach złoża, dlatego nie ma jednoznacznych

kryterów charakteryzujących istotę filtracji, jak i jej rezultaty. Pełna analogia transportu cząstek w procesie filtracji do transportu w koagulacji oraz istniejące obecnie w technologii wody tendencje do prowadzenia koagulacji bezpośrednio w złożach filtracyjnych, skłoniły autorkę do przyjęcia hipotezy flokulacji jako głównego mechanizmu w procesie filtracji.

Z przeprowadzonych badań wynika, iż w procesie filtracji wód koagulowanych można wyróżnić te same zjawiska, co w koagulacji klasycznej, opisane tymi samymi parametrami, lecz różniącymi się wielkością. Szczególną uwagę zwrócono na możliwość analizowania flokulacji w złożach filtracyjnych na podstawie wielkości gradientu prędkości ruchu cieczy.

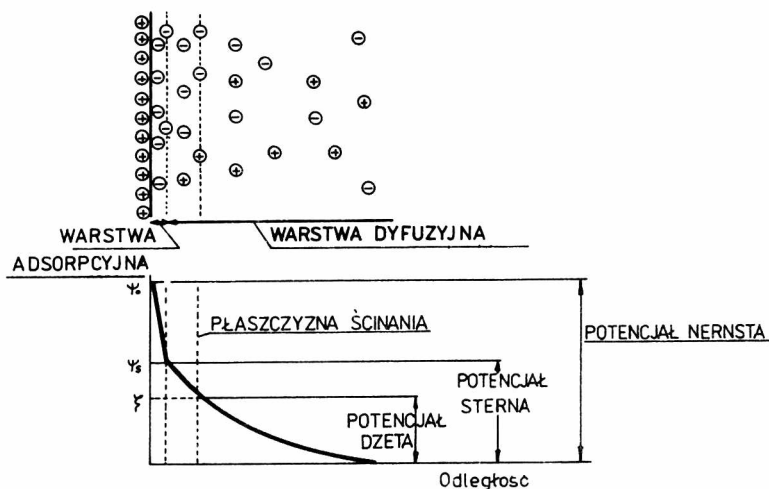
Do pozostałych parametrów, wpływających na flokulację w złożach filtracyjnych, zaliczono: rodzaj i dawkę koagulantu, wielkość potencjału elektrokinetycznego, temperaturę i odczyn wody. Filtracja oprócz cech zbieżnych z koagulacją, ma także i swoje odrębne, dlatego w niniejszej pracy przedstawiono podstawowe prawa rządzące koagulacją i filtracją.

Podstawy teoretyczne koagulacji znalazły zastosowanie w wyjaśnianiu niektórych zjawisk towarzyszących procesowi filtracji.

## 2. Mechanizm usuwania koloidów w procesie koagulacji

Usuwanie koloidów zachodzi w dwóch fazach. Pierwsza faza występuje zwykle bezpośrednio po dodaniu koagulantu; składa się z szeregu reakcji chemicznych i fizycznego współdziałania między wodą i powierzchnią zawieszonych cząstek. Następuje wówczas destabilizacja zawieszonych cząstek. W fazie tej działanie klasycznych koagulantów (soli glinu i żelaza) wg Stumma, Morgana [1], Matsona [2] i Chojnackiego [3] jest uzależnione od produktów hydrolizy, a wg Blacka [1] - od jonów  $Al^{+3}$  lub  $Fe^{+3}$ . Druga faza, zwana flokulacją, polega na zderzeniach cząstek, w wyniku których tworzą się kłaczkki [4]. Destabilizację wyjaśnia się na podstawie struktury warstwy podwójnej koloidów [5,6]. Najprostszym modelem warstwy podwójnej jest model Helmholtza, w którym pojemność warstwy jest niezależna od potencjału. Gouy i Chapman uwzględnili w swoim modelu ruch cieplny cząsteczek, a rozkład ładunków elektrycznych przyjęli zgodny z teorią Debye'a-Hückla. Modelem przyjętym w technologii wody jest model Sterna [7], uwzględniający skończone wymiary cząsteczek oraz działanie sił niekulombowskich (sił van der Waalsa, sił wiązania chemicznego), które mogą oddziaływać pomiędzy powierzchnią ciała stałego i położonymi w jej pobliżu cząsteczkami substancji rozpuszczonej (rys.1).





Rys.1. Model Sterna elektrycznej warstwy podwójnej [7]  
 Fig.1. Stern's model of an electrical double layer [7]

## 2.1. Kinetyka procesu koagulacji

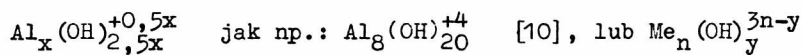
O kinetyce procesu koagulacji decydują:

- hydroliza związków koagulujących,
- destabilizacja układu koloidalnego,
- zjawiska transportowe.

### 2.1.1. Hydroliza związków koagulujących

Powszechnie uznanymi hydrolizującymi koagulantami są sole trójwartościowe. Reakcje hydrolizy  $Al^{+3}$  i  $Fe^{+3}$  przedstawiono w tabeli 1 [8,9].

Wszystkie zhydratyzowane jony mogą tworzyć kompleksy kationowe, niejonowe lub anionowe. Najbardziej rozpowszechnioną formą jest kompleks o ogólnej postaci

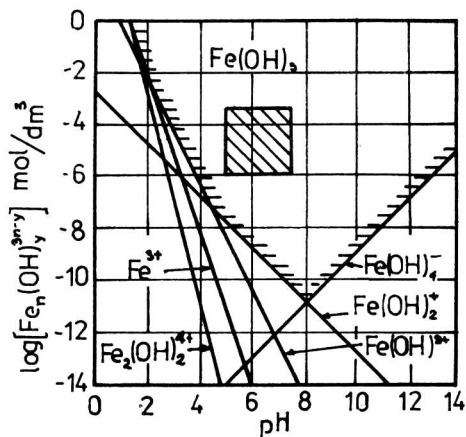
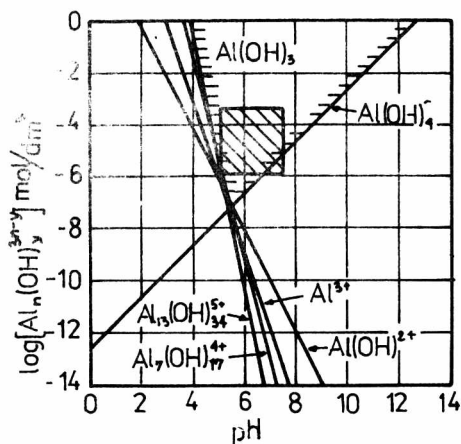


zarówno dla glinu jak i żelaza [8].

Na podstawie stałych rozpuszczalności i hydrolizy wodorotlenków przedstawiono równowagę jonów w roztworze (rys.2). Z wykresów wynika, że proces koagulacji prowadzony jest zwykle w układzie przesyconym wodorotlenkiem metalu.

## Hydroliza związków koagulujących [8]

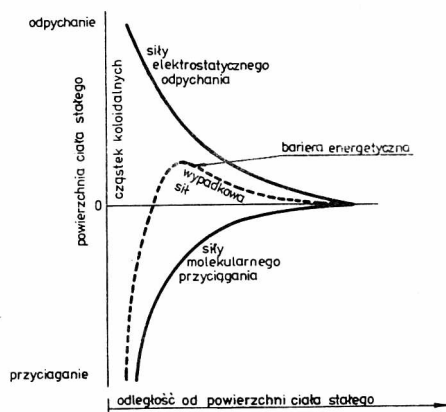
Al <sup>3+</sup>	
Reakcje	Stała równowagi
$\text{Al}^{3+} + \text{H}_2\text{O} = \text{Al}(\text{OH})^{2+} + \text{H}^+$	$10^{-5}$
$7\text{Al}^{3+} + 17\text{H}_2\text{O} = \text{Al}_7(\text{OH})_{17}^{4+} + 17\text{H}^+$	$1,6 \cdot 10^{-49}$
$17\text{Al}^{3+} + 34\text{H}_2\text{O} = \text{Al}_{13}(\text{OH})_{34}^{5+} + 34\text{H}^+$	$4 \cdot 10^{-98}$
$\text{Al}(\text{OH})_3 = \text{Al}^{3+} + 3\text{OH}^-$	$10^{-313}$
$\text{Al}(\text{OH})_3 + \text{OH}^- = \text{Al}(\text{OH})_4^-$	20
Fe <sup>3+</sup>	
Reakcje	Stała równowagi
$\text{Fe}^{3+} + \text{H}_2\text{O} = \text{Fe}(\text{OH})^{2+} + \text{H}^+$	$6,8 \cdot 10^{-3}$
$\text{Fe}(\text{OH})^{2+} + \text{H}_2\text{O} = \text{Fe}(\text{OH})_2^+ + \text{H}^+$	$2,6 \cdot 10^{-5}$
$2\text{Fe}^{3+} + 2\text{H}_2\text{O} = \text{Fe}_2(\text{OH})_2^{4+} + 2\text{H}^+$	$1,4 \cdot 10^{-3}$
$\text{Fe}(\text{OH})_3 = \text{Fe}^{3+} + 3\text{OH}^-$	$10^{-38}$
$\text{Fe}(\text{OH})_3 + \text{OH}^- = \text{Fe}(\text{OH})_4^-$	$10^{-5}$



Rys.2. Równowaga jonów w roztworze [8]  
Fig.2. Ion equilibrium in the solution [8]

### 2.1.2. Destabilizacja układu koloidalnego

Czynnikami stabilizującymi układy koloidowe są ładunki elektryczne i hydratacja cząstek. Ładunki elektryczne, skupione w warstwie podwójnej koloidów, decydują o siłach elektrostatycznego odpychania. Miernikiem tego elektrostatycznego odpychania jest wartość potencjału elektrokinetycznego koloidów. Wzajemne oddziaływanie między cząstkami koloidalnymi polega na nakładaniu się sił elektrostatycznego odpychania i sił przyciągania van der Waalsa, które są składową trzech sił: siły orientacji dipolowej Keesoma, siły indukcji Debye'a i siły dyspersji Londona (rys.3).



Rys.3. Układ sił powierzchniowych [20]  
Fig.3. Surface forces of colloidal particles [20]

Wypadkowa siła odpychania i przyciągania wskazuje na istnienie bariery energetycznej, pokonanie której umożliwia łączenie się cząstek. Przebieg procesu koagulacji jest tłumaczony zmianą ładunku warstwy podwójnej i związanym z tym obniżeniem bezwzględnej wartości potencjału elektrokinetycznego  $\zeta$ .

Koagulant występuje w postaci koloidalnych kompleksów wodorotlenków, które wskutek sił chemicznych adsorbowane są na powierzchni cząstek koloidów. Tym samym zostaje obniżony potencjał  $\zeta$ . Ilość koagulantu jest w przybliżeniu proporcjonalna do powierzchni koloidów. Powstające kłaczkę łatwo się odwadniają i dobrze filtrują. Aby roztwór działał koagulująco, musi istnieć pewne stężenie elektrolitu. Wartość progowa koagulacji zależy od wartościowości jonów koagulujących. Koagulant występuje w postaci jonów metali o wyższej wartościowości, które zagęszczają warstwę podwójną. Powstające kłaczkę są bardzo wytrzymałe na ścinanie. Zależność tę określa reguła Schulzega i Hardy'ego,

która brzmi, że dla jednowartościowych jonów o znaku przeciwnym ładunkowi zolu, wartość progowa wynosi od ok. 25 do 150 mol/m<sup>3</sup>, dla jonów dwuwartościowych od 0,5 do 2 mol/m<sup>3</sup>, dla trójwartościowych od 0,01 do 0,1 mol/m<sup>3</sup> [5]. Wyrażeniem ilościowym tej reguły empirycznej jest równanie Sonntaga i Strengego [10].

$$C_F = \frac{8 \cdot 10 \cdot 10^{-15}}{A_H^2 z^6} \left[ \frac{\exp\left(\frac{ze \psi_s}{2 kT}\right) - 1}{\exp\left(\frac{ze \psi_s}{2 kT}\right) + 1} \right]^4 \quad (1)$$

Poza wymienionymi mechanizmami istnieje jeszcze jeden charakteryzujący się tym, że związki koagulujące i flokulujące hydrolizują i przechodzą w formę koloidalną nierozpuszczalną, wychytując przy tym zanieczyszczenia. Powstające kłaczkki mają właściwości wodorotlenków metali, są porowate oraz trudne do filtrowania [10].

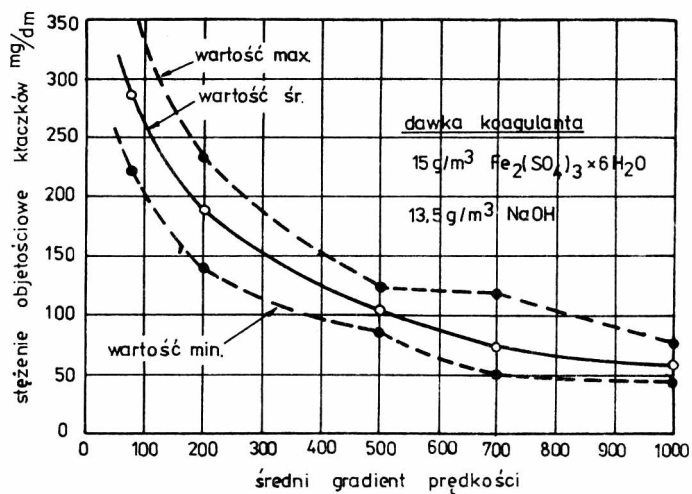
W procesie destabilizacji ważną rolę odgrywa adsorpcja, która jest podstawowym czynnikiem w koagulacji polielektrolitami.

Mechanizm koagulacji polielektrolitami polega na zredukowaniu sił wzajemnego odpychania cząstek koloidalnych, sił odpychania między cząstkami i polimerem oraz sił odpychania między zaadsorbowanym i niezaadsorbowanym polimerem. W tych warunkach możliwe jest tworzenie wzajemnych sieci i mostów cząstek koagulowanych w procesie flokulacji, w wyniku których powstają kłaczkki. Jeżeli polielektrolit i cząstka koloidalna mają ładunki jednoimienne lub polielektrolit nie jest zdysocjowalny, aglomeracja cząstek może być spowodowana wiązaniem chemicznym lub wodorowym, albo działaniem adsorpcyjnym.

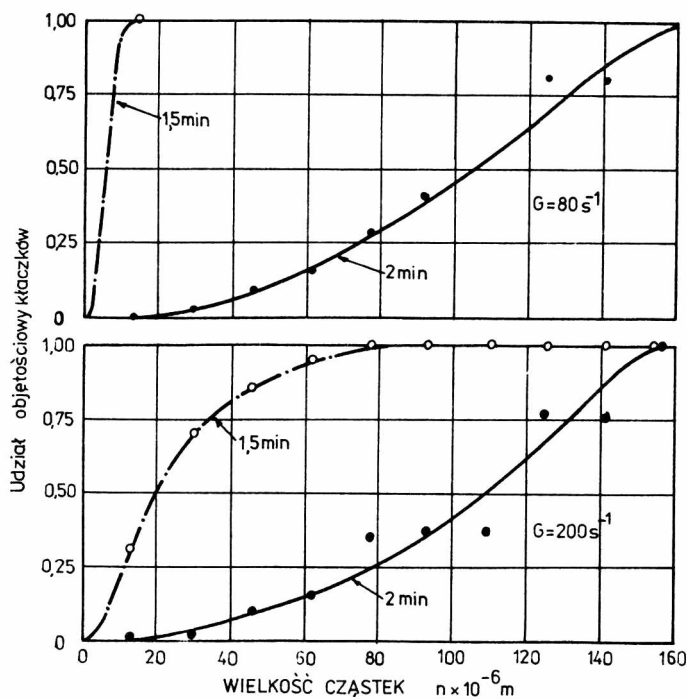
Głównym modelem działania polielektrolitów anionowych jest międzycząsteczkowy mechanizm mostowy. Polielektrolity kationowe zaś działają jak klasyczne koagulanty, redukując siły wzajemnego odpychania między cząstkami koloidalnymi w wodzie, i jak flokulanty, wspomagając usieciowienie cząstek sąsiednich w wyniku działania zaadsorbowanych cząstek polimerów na rozciągniętych segmentach łańcuchów. Adsorpcja koloidów znajdujących się w wodach naturalnych jest na ogół zgodna z izotermą adsorpcji Langmuira.

Destabilizację można wywołać dostarczając do koagulowanego układu energię termiczną, lub kinetyczną celem przełamania istniejącej bariery energetycznej. Optymalny wkład mechanicznej energii kinetycznej decyduje o właściwej flokulacji. Stężenie objętościowe powstających kłaczków zależy od dawki koagulantu i gradientu prędkości. Stosując taką samą dawkę koagulantu można przez zmianę gradientu prędkości, zmieniać w szerokim zakresie stężenie objętościowe kłaczków [11] (rys.4).

W procesie tworzenia kłaczków znaczną rolę odgrywa czas flokulacji. Czas flokulacji i gradient prędkości wpływają na wielkość powstałych cząstek (rys.5).



Rys.4. Stężenie objętościowe kłaczków po 120 s mieszania [11]  
 Fig.4. Floc volume concentration after 2-hr mixing [11]



Rys.5. Rozkład wielkości cząstek [11]  
 Fig.5. Particle size distribution [11]

Iloczyn czasu i gradientu prędkości, zwany liczbą Campa, jest bezwymiarowym kryterium podobieństwa mieszania i służy do porównywania zjawisk transportowych procesu.

### 2.1.3. Zjawiska transportu w procesie koagulacji

W procesie koagulacji rozróżnia się fazę peri- i ortokinetyczną [12]. Szybka koagulacja perikinetyczna odznacza się tym, że każde zderzenie dwóch całkowicie pozbawionych ładunków cząstek prowadzi do trwałego połączenia. Dla układów monodispersyjnych prawdopodobieństwo  $W_1$ , że cząstka na swej drodze napotyka inną, jest tym większa, im większe jest jej przesunięcie w ruchu Browna w jednostce czasu i im większy jest promień przyciągania  $A$  cząstek równopromieniowych

$$W_1 = 4 \pi A D_r. \quad (2)$$

Miarą przesunięcia w ruchu Browna w jednostce czasu jest współczynnik dyfuzji  $D_r$

$$D_r = \frac{kT}{N_L 6 \pi \eta r} \quad (3)$$

Na podstawie tych rozważań Smoluchowski [12] podał zależność między początkową ilością cząstek  $n_0$ , ilością cząstek  $n_t$  po czasie  $t$  od początku koagulacji i prawdopodobieństwem zderzeń cząstek  $W_1$

$$n_t = \frac{n_0}{1 + n_0 W_1 t}. \quad (4)$$

W powolnej koagulacji perikinetycznej, w której tylko część zderzeń prowadzi do połączenia cząstek, prawdopodobieństwo zderzenia cząstek  $W_2$  określa równanie

$$W_2 = 4 \pi A D_r \xi \quad (5)$$

Współczynnik  $\xi$  oznacza ułamek skutecznych zderzeń zależny od stężenia koagulantu.

W koagulacji szybkiej  $\xi = 1$ , w koagulacji powolnej  $\xi < 1$ , przy czym na początku wartość  $\xi$  jest stała, a następnie - maleje. Jest to spowodowane coraz silniejszym, hamującym działaniem lokalnych ładunków elektrycznych, skupionych na wielokrotnionych cząstkach. Równanie dla koagulacji powolnej przedstawia się następująco:

$$n_t = \frac{n_0}{1 + 2,52 \cdot 10^{-12} n_0 t \frac{A}{r} \xi} \quad (6)$$

Matematyczne podstawy przebiegu koagulacji dla układów polidispersyj-

nych opracował Müller [12]. Prawdopodobieństwo  $W_3$  zderzenia się dwóch cząstek różnej wielkości określa równanie:

$$W_3 = 2\pi A_2(D_R + D_r) = 2\pi(R + r)(D_R + D_r) \quad (7)$$

Promienie przyciągania są sumą promieni cząstek małych i dużych. Końcowe równanie koagulacji dla układu bidispersyjnego przedstawił Müller w postaci:

$$N_t + n_t = \frac{N_0}{1 + \frac{t}{T_{N_0}}} \left[ 1 + \frac{n}{(nV_n + 1) \left(1 + \frac{t}{T_{N_0}}\right)^n - 1} \right] \quad (8)$$

Dla układów polidispersyjnych brak jest dokładnych sformułowań matematycznych; opisujących powolną koagulację perikinetyczną. W odróżnieniu od koagulacji perikinetycznej, w której ruch zderzających się cząstek nie jest ukierunkowany, koagulacja ortokinetyczna jest następstwem jednostronnie kierowanych zderzeń, które są wywołane działaniem siły ciężkości, siły odśrodkowej itp. Z założenia Tuorila [12] wynika, że opadająca cząstka porывa wszystkie małe cząstki znajdujące się w jej obszarze przyciągania b (otocze), który przedstawiono równaniem

$$b = \pi \left[ (R + r)^2 - R^2 \right] L \quad (9)$$

Dla układu monodispersyjnego  $L = 0$ , co oznacza, że koagulacja ortokinetyczna dotyczy tylko układów polidispersyjnych. Przebieg powolnej koagulacji ortokinetycznej zadowalająco określa powyższe równanie po wprowadzeniu współczynnika  $\xi$ .

Smoluchowski badał kinetykę flokulacji w ruchu laminarnym, natomiast uogólnieniem warunków turbulentnych zajęli się Camp i Stein [13]. Wykazali oni, że efektywność flokulacji zależy od bezwymiarowego iloczynu gradientu prędkości flokulacji i czasu flokulacji. Równanie Campa i Steina charakteryzujące proces flokulacji ma postać [14]:

$$\ln \frac{N_0}{N_t} = \frac{\Phi D G}{\pi S} t \quad (10)$$

Równanie, opisujące kinetykę flokulacji, uwzględnia dawkę koagulantu, czas flokulacji oraz energię flokulacji opisaną gradientem prędkości ruchu cieczy. Iloczyn  $G \cdot t$  nie jest odpowiednim parametrem do jednoznacznego określenia procesu flokulacji, gdyż istnieje minimalny czas, poniżej którego efekty flokulacji są nieosiągalne mimo wzrostu  $G$ . Nieścisłości w uogólnieniach matematycznych wynikały z pominięcia zjawiska rozbijania cząstek, towarzyszącemu procesowi flokulacji. Przeciwnostawne procesy flokulacji: tworzenie i niszczenie klaczków, ujęli Argaman i Kaufman w równaniu:

$$\frac{dn}{dt} = -4\pi\alpha R_F \cdot D_r n_o n_F + \beta n_F R_F^2 \bar{u}^2. \quad (11)$$

Zachowując bilans masy w przepływie ciągłym [15], ustalono następujące równanie flokulacji

$$\frac{dn_o}{dt} = -K_I n_o \cdot n_t + K_{II} n_o, \quad (12)$$

w którym

$$K_I = 4\alpha\pi K_1 K_S K_P R_1^3 G \quad (13)$$

$$K_{II} = \beta \frac{K_1}{K_2} R^3 K_P^2 G^2. \quad (14)$$

Równanie to wyraża kinetykę reakcji flokulacji, w odróżnieniu od równania Argamana i Kaufmana wyrażającego tylko stan stały dla przepływu ciągłego.

### 3. Mechanizm filtracji

Mechanizm usuwania zanieczyszczeń obrazują podstawowe prawa filtracji wiążące skuteczność procesu z hydrauliką przepływu wody przez porowate kanaliki złoża. W wyniku analizy przebiegu procesu wyodrębniono w filtracji flokulację i opisano ją modelem deterministycznym.

#### 3.1. Podstawy teoretyczne procesu filtracji

Teorię filtracji oparto na dwóch różniczkowych równaniach Iwasakiego [16].

Równanie pierwsze określa równowagę między ubytkiem objętości zawiesiny w wodzie a jej przyrostem w złożu, spowodowanym przepływem wody przez elementarną warstwę filtracyjną

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} = -v \frac{\partial C}{\partial L}. \quad (15)$$

Drugie równanie opiera się na założeniu, że zmiana objętościowego stężenia zawiesiny, wskutek przepływu przez elementarną warstwę złoża, jest proporcjonalna do jej początkowego stężenia

$$- \frac{\partial C}{\partial L} = \lambda C. \quad (16)$$

Zestaw tych dwóch równań znajduje uzupełnienie w różnych postaciach. Najczęstsze uzupełnienia dotyczą współczynnika filtracji  $\lambda$ . Współczynnik  $\lambda$  nie jest stały. Zależy on od uziarnienia, porowatości, szybkości filtracji, własności fizyczno-chemicznych wody i współczynnika  $\sigma$ .



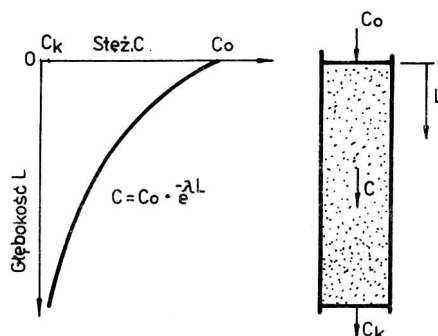
Wartość współczynnika  $\lambda$  zależy od wypadkowej sił adhezyjnych, które powodują usuwanie zawieszin, oraz sił hydrodynamicznych, które przeciwdziałają usuwaniu.

Powierzchniowe siły adhezyjne są proporcjonalne do powierzchni ziarn oklejonych zatrzymywanymi cząstkami, natomiast siły hydrodynamiczne są proporcjonalne do naprężeń ścinających przez nie wywołanych [16]

$$\lambda = a f_1(\sigma) - f_2(\tau). \quad (17)$$

Funkcję  $f_1$  określono uwzględniając zwiększenie powierzchni przez wychwycone zawiesziny, a  $f_2$  - na podstawie spadku hydraulicznego. W powyższych rozważaniach założono, że zawiesziny są usuwane w warstwach równoległych do powierzchni ziarn złoża. Usuwanie zawieszin na głębokości złoża filtracyjnego przedstawiono na rysunku 6.

Dla wyjaśnienia zatrzymywania w złożu zawieszin powstałych w wyniku koagulacji wyróżniono w modelu filtracji mechanizm transportu i przyciągania. O mechanizmie transportu masy decydują: przepływ hydrodynamiczny lub konwekcyjny oraz sedymentacja i dyfuzja [17].



Rys.6. Usuwanie zanieczyszczeń w złożu filtracyjnym [19]  
Fig.6. Effect of water filtration [19]

T a b e l a 2

Matematyczne ujęcie mechanizmu transportu w procesie filtracji [17]

Mechanizm	Model	Autor	Nr wzoru
Sedymentacja	$\lambda_o = K_k \frac{g}{18} \frac{(\rho_c - \rho) d_c^2}{\eta v_o}$	Ranz $\alpha$ Wong	(18)
Wychwytywanie	$\lambda_o = K_k b \left(\frac{d_c}{d}\right)^2$	Agrawal	(19)
Dyfuzja Browna	$\lambda_o = K_k \frac{3}{2} \left(\frac{d_p}{d_s}\right)^2$	Yao	(20)
	$\lambda_o = K_k 0,9 \left(\frac{k T}{\eta d_c d v_o}\right)^{2/3}$	Lewich	(21)
gdzie	$K_k = \frac{1,5(1 - \epsilon)}{d}$		

Matematyczne ujęcie mechanizmu transportu przedstawiono w tab.2. Na podstawie analitycznych rozważań stwierdzono, że sedymentacja obejmuje cząstki o  $d_c$  do  $10^{-6}$  m, natomiast dyfuzja dotyczy cząstek o  $d_c < 10^{-6}$  m. Przyjęto, że w pobliżu powierzchni ziarn cząstki zachowują ruch laminarny, a więc o ich usuwaniu decydują siły lepkości.

Mechanizm przyciągania nie jest tak dokładnie określany jak mechanizm transportu. Ogólnie zależy on od sił Londona, elektrokinetycznych i hydrodynamicznych. Agrawal [17] uzależnił działanie sił elektrokinetycznych od współczynnika filtracji  $\lambda$ .

$$\lambda_0 = \frac{7(1 - \epsilon)}{d} \frac{2,5 \cdot 10^{16} Q_p}{\eta v_0 d_c} (Q_p N d - 6 \sigma_m) \quad (22)$$

Siły Londona mogą stanowić o wstępnym przyciąganiu, można je pominąć przy odległościach  $> 10^{-8}$  m.

Niektórzy autorzy uwzględniają jeszcze cedzenie jako trzeci, obok transportu i przyciągania, mechanizm usuwania zanieczyszczeń [18]. Niezgodność wykazana między eksperymentalnymi wartościami współczynnika filtracji  $\lambda_0$  a danymi uzyskanymi z rozważań teoretycznych w przyjętych modelach wskazuje, że prawo Stokesa nieadekwatnie opisuje prędkość opadania zawieszonych cząstek w pobliżu powierzchni ziarn i jednocześnie sugeruje, że złożo filtracyjne zapewnia dobre warunki do usuwania cząstek koloidalnych w wyniku umożliwiania licznych zderzeń [17].

Szachtman [13] przyjął liniową zmianę współczynnika filtracji  $\lambda$ , zależną od rodzaju zawiesiny, prędkości filtracji, lepkości wody oraz geometrii złoża

$$\lambda = \lambda_0 - b \sigma. \quad (23)$$

Wartość współczynnika  $b$  jest stała, natomiast  $\sigma$  zmienia się w czasie i na głębokości złoża. Mackrle [19] teorię filtracji oparł na siłach van der Waalsa. Wskutek tych sił cząstki stałe są przyciągane do powierzchni ziarn materiałów filtracyjnych. Zatem dla każdej, jednostkowej warstwy filtru istnieje objętość adhezyjna, która odniesiona do jednostki objętości porów daje frakcję zawiesiny usuwaną w jednostkowej warstwie złoża. Zatem współczynnik filtracji jest określony wzorem:

$$\lambda = \frac{6(1 - \epsilon) \Delta r}{\epsilon \phi d \Delta L}. \quad (24)$$

W przypadku zanieczyszczonego złoża Mackrle proponuje zmodyfikowany wzór:

$$\lambda = \lambda_0 \left(1 - \frac{\sigma}{\epsilon_0}\right)^j \quad (25)$$

Równanie określające współczynnik filtracji, Ives [19] przedstawił w postaci:

$$\lambda = \lambda_0 + c\sigma - \frac{\phi\sigma^2}{\epsilon_0 - \sigma} \quad (26)$$

$c, \phi$  - stałe empiryczne.

Drugi człon określa wzrost  $\lambda$  wskutek sorpcji zanieczyszczeń na kłaczkach zatrzymanych w porach w pierwszej fazie filtracji, natomiast trzeci człon określa zmniejszenie  $\lambda$  na skutek wzrostu prędkości przepływu w kapilarze, spowodowanej transportem zawiesin przez częściowo zanieczyszczone pory złoża.

Minc zajmując się teorią filtracji założył dwa procesy, nawzajem się nakładające, spowodowane przepływem wody. Są to odkładanie się zawiesin na ziarnach złoża lub istniejącym już osadzie w porach złoża i wymywanie zawiesin ze złoża (przebicie). Usuwanie zawiesin zachodzi ze stałą szybkością, natomiast wymywanie jest wprost proporcjonalne do ilości osadu w złożu. Na podstawie tych przesłanek ustalił postać równania filtracji dla określonego czasu:

$$\frac{dC}{dL} = \lambda C - \frac{\theta}{v} \sigma, \quad (27)$$

w którym współczynnik przebiccia  $\theta$  zależy od stosunku prędkości filtracji do uziarnienia złoża. Równanie to, zdaniem autorki, można otrzymać po scałkowaniu równania Iwasakiego (15) względem czasu.

Ives przyjął do procesu filtracji koncepcję sił powierzchniowych [20]. Podobnie jak w koagulacji, o usuwaniu zawiesin decyduje wypadkowa dwóch sił: molekularnego przyciągania i elektrostatycznego odpychania. Z przedstawionego na rysunku 3 wykresu wynika, że każda cząstka zbliżająca się do ziarna materiału filtrującego, musi mieć energię kinetyczną, aby pokonać barierę energetyczną i znaleźć się w polu przyciągania ziarna. Energia kinetyczna jest dostarczana na drodze hydrodynamicznej lub termicznej. Barierę energetyczną można obniżyć przez zredukowanie sił elektrostatycznego odpychania.

### 3.2. Modele filtracji

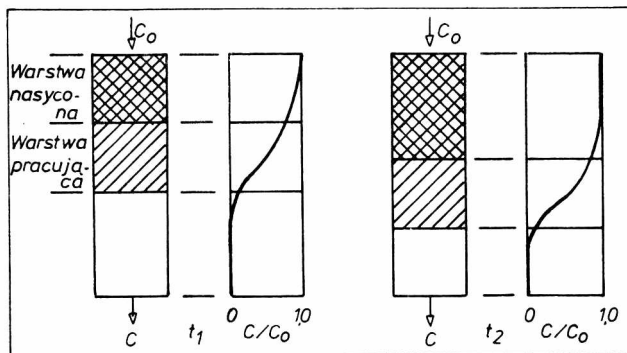
Mackrle [19] przyjął adhezyjny model filtracji, w którym pominął elektrostatyczne siły odpychania. Na podstawie badań [20] hipoteza, uwzględniająca w modelu filtracji wpływ ruchów Browna, sił masowych i grawitacyjnych, została częściowo odrzucona.

Bezpośrednie obserwacje mikroskopowe wykluczyły działanie ruchów Browna dla cząstek powyżej  $2 \cdot 10^{-6}$  m. Matematycznie wykazano, że siły bezwładności i odśrodkowe można pominąć dla rozmiarów i gęstości cząstek występujących w wodzie wpływającej na filtry, przy prędkościach występujących w porach ( $3,33 \cdot 10^{-3}$  m/s). Hipoteza grawitacyjna przyjęta przez Hazena nie wyjaśnia usuwania małych kłaczków z wody.

Stein, Szachtman i Hall [20] udowodnili, że zawiesiny są usuwane przez mechaniczne i kontaktowe działanie w porach i na punktach kontaktu ziarn materiałów filtracyjnych w wyniku istniejących gradientów prędkości w porach.

Na podstawie teoretycznych rozważań i badań wykazano, że stężenie zawiesiny zmienia się wraz z głębokością złoża i czasem filtracji, a towarzyszy temu odkładanie się osadu w porach i w konsekwencji wzrost oporów przepływu, a co za tym idzie, wzrost strat ciśnienia. Wzrost oporu jest spowodowany 4 zmiennymi: porowatością, powierzchnią przekroju ziarn, czynnikiem krętości, współczynnikiem kształtu [21]. Porowatość zmienia się wskutek odkładania się zawieszin w złożu. Przekrój powierzchni ziarn zmienia się w wyniku oklejania ziarenek zawiesziną, jak i hydrodynamicznej charakterystyki przepływu. W konsekwencji pracująca warstwa złoża przesuwa się wraz z głębokością równoległe do powierzchni złoża. Zatem usuwanie zanieczyszczeń zachodzi według krzywej wykładniczej w warstwie pracującej (rys.7) [21,22].

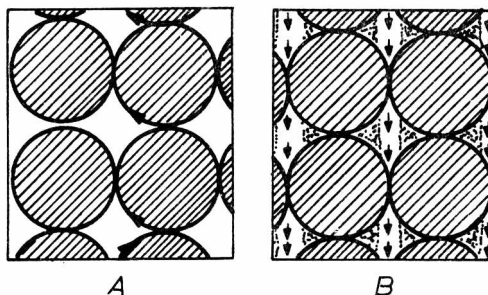
Złożoność tego problemu utrudnia przyjęcie modelu matematycznego. Czynnikiem krętości, określający stosunek maksymalnej do minimalnej długości drogi cząstek między ziarnami złoża  $(L_e/L_e')^2$ , nie jest wyznaczalny ani analitycznie, ani eksperymentalnie.



Rys.7. Mechanizm usuwania zanieczyszczeń w złożu w cyklu filtracyjnym [21]

Fig.7. The mechanism of admixtures removal in the filtration run [21]

Rys.8. Droga przepływu wody w złożu A - czystym, B - zanieczyszczonym [21]  
 Fig.8. Water flow: A - at the beginning of the filtration run, B - at the end of the filtration run [21]



Przyjmując hipotezę o maksymalnej zmianie czynnika krętości dla kulistych cząstek złoża, długość drogi cząstek zmienia się od  $\frac{\pi d}{2}$  do  $d$  (rys.8) [21]. Zatem czynnik krętości  $(L_e/L'_e)^2$  zmienia się od 1 do 2,5.

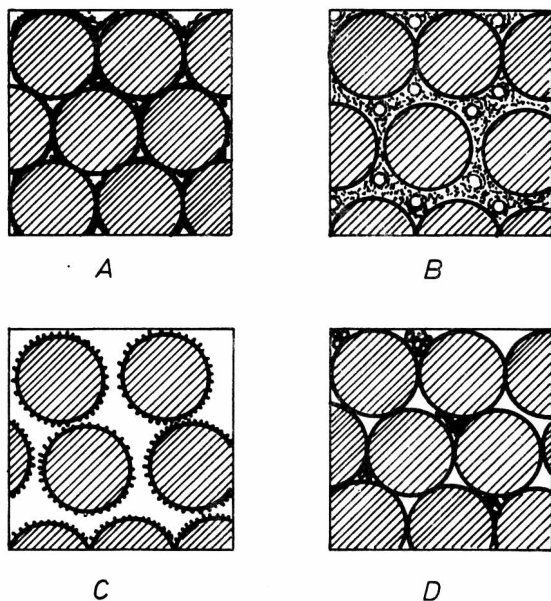
Współczynnik kształtu zmienia się zależnie od kształtu przekroju poprzecznego. Współczynnik kształtu, określany przez Carmana i Wyllie, zależy od ilości zatrzymanych zawieszin w złożu i zmienia się od 1,5 do 2,0 dla szerokiego zakresu kształtu. Przyjęte modele fizyczne do określania procesu filtracji przedstawiono na rysunku 9 [21].

Deb, uwzględniając punkty kontaktu między ziarnami i ich wpływ na powierzchnię właściwą, założył, że osad odkłada się równomiernie na powierzchni ziarn złoża. W modelu Mackrle'a, który został przyjęty przez Mohankę, uwzględniono zmianę powierzchni na jednostkę objętości złoża. W modelu Campa osad tworzy powłokę na każdym ziarnie, przy czym zostały pominięte punkty kontaktu między ziarnami. Sakhtivadivel i Szachtman [21] w swoich modelach uwzględnili tylko zmianę porowatości.

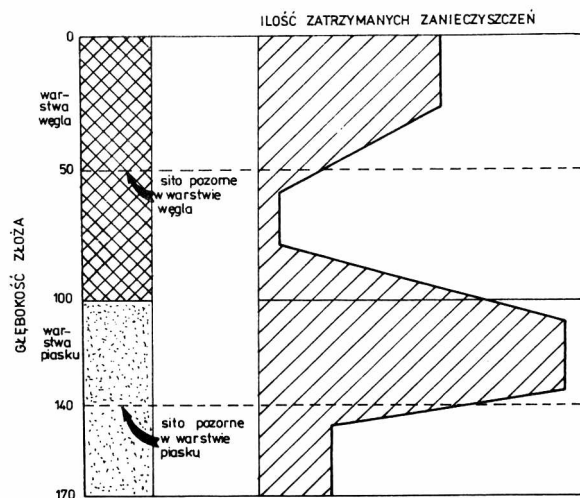
Analiza hydrauliki filtracji wykazała, że charakterystycznym głębokościom złoża zatrzymującym większość zawieszin należy przypisać specyficzne właściwości hydrauliczne, wynikające nie z cech pojedynczych ziarn, lecz ze struktury złoża utworzonej przez te ziarna. Właściwym parametrem, przyjętym w modelu filtracji dwuwarstwowej, jest średni gradient wysokości strat hydraulicznych, określający porowatość złoża i jej zmianę w czasie [23]. Przyjęto, że w modelu tym (rys.10) najmniejsza porowatość warstw filtracyjnych występuje nie na powierzchni złoża, lecz na pewnej charakterystycznej jego głębokości.

Z badań wynika, iż usuwanie cząstek w procesie filtracji zachodzi na głębokościach, poniżej których występuje strefa złoża o najmniejszej porowatości. Strefie tej przypisano działanie sita pozornego, na którym zatrzymywane są cząstki w wyniku segregacji mechanicznej.

Zatrzymywanie zanieczyszczeń w złożu filtracyjnym powoduje wzrost oporu złoża, co odzwierciedla się we wzroście strat ciśnienia filtracyjnego. W równaniach matematycznych, opisujących straty ciśnienia filtracyjnego, uwzględniano różne parametry złoża zależnie od przyjętego modelu filtracji.



Rys.9. Model filtracji A - Deba, B - Mohanki, C - Campa,  
D - Sakhtivadivela [21]  
Fig.9. Filtration models: A - Deb's model, B - Mohanka's  
model, C - Camp's model, D - Sakhtivadivel's model [21]

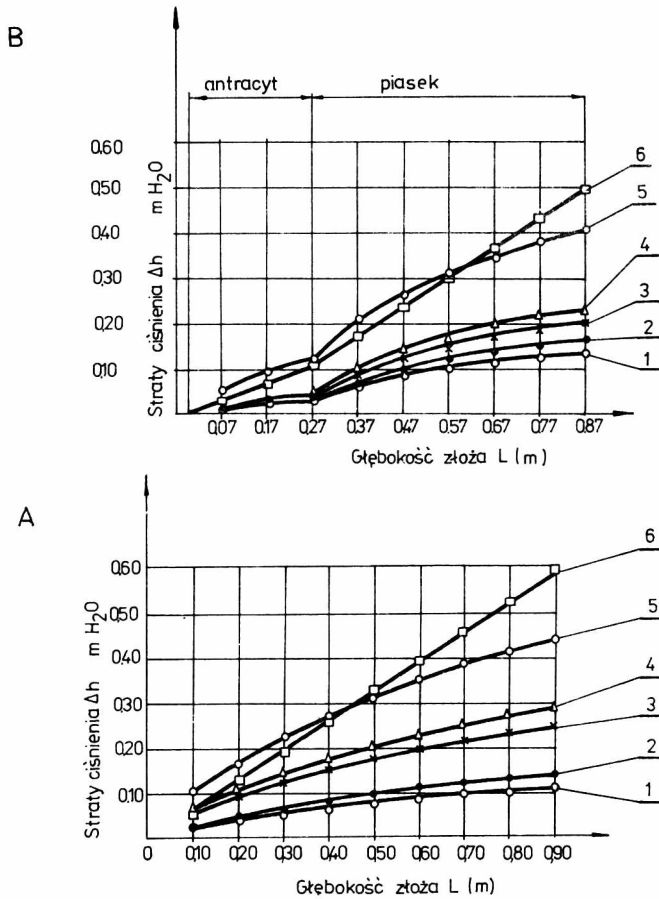


Rys.10. Model filtracji na złożach dwuwarstwowych [23]  
Fig.10. Filtration model for double layer filters [23]

Podstawowym równaniem wyrażającym straty ciśnienia, opartym na teorii promienia hydraulicznego, jest równanie Kozeny-Carmana

$$\frac{\Delta H}{L} = K_0 \left( \frac{L_e}{L} \right)^2 \frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{v v}{g d^2}, \quad (28)$$

w którym  $K_0 \left( \frac{L_e}{L} \right)^2 = K$



Rys.11. Przyrost wysokości strat ciśnienia w złożu [27]; A - piaskowym, B - piaskowo-antracytowym; 1 - wg Kozeny-Carmana, 2 - z badań własnych, 3 - wg Erguna, 4 - wg Michajłowa i Nikołajewa, 5 - wg Leva, 6 - wg Faira  
 Fig.11. Head-loss increase [27]: A - in a sand bed, B - in a sand-anthracite bed (1 - after Kozena - Carman, 2 - results of the author's own experiments, 3 - after S.Ergun, 4 - after G.M.Mikhailov and A.M.Nikolajev, 5 - after Leva, 6 - after Fair)

T a b e l a 3

Równania strat ciśnienia filtracyjnego [21]

Nr rów.	Rok	Autor	Model	Uwagi
(29)	1969	Deb	$\frac{H}{H_0} = \left(\frac{S'_0}{S_0}\right)^2 \left(\frac{K'_0}{K_0}\right) \left(\frac{L'_e}{L}\right)^2 \left(\frac{L}{L_e}\right)^2 \frac{\varepsilon^3}{(\varepsilon - \sigma)^3}$	$\left(\frac{S'_0}{S_0}\right)^2 \left(\frac{K'_0}{K_0}\right) \left(\frac{L'_e}{L}\right)^2 \left(\frac{L}{L_e}\right)^2 = \frac{1 \phi^2}{j_0 \phi_0^2}$ określony z badań
(30)	1969	Deb	$\frac{H}{H_0} = \left[1 + G(1 - 10^{-k\sigma})\right] \left(\frac{\varepsilon}{\varepsilon - \sigma}\right)^3$	G=3,2; k=13,3 stałe empiryczne
(31)	1969	Mohanka	$\frac{H}{H_0} = \left(1 + p \frac{\sigma}{\varepsilon}\right)^2 \left(1 - \frac{\sigma}{\varepsilon}\right)^{-1}$	p=f(S <sub>0</sub> ) wyznaczone z modelu Mackrle'a dla x=1; y=1
(32)	1969	Mohanka	$\frac{H}{H_0} = 1 + \frac{\sigma}{\varepsilon} (2p+1) + \frac{\sigma^2}{\varepsilon^2} (p+1)^2 + \frac{\sigma^3}{\varepsilon^3} (p+1)^3$	Jest to wyrażona wersja poprzedniego równania
(33)	1965	Mackrle	$\frac{H}{H_0} = \left(1 + \frac{p\sigma}{\varepsilon}\right)^3 \left(1 - \frac{\sigma}{\varepsilon}\right)^{\frac{3}{2}}$	x=1,5; y=0,75; p= $\frac{29}{(S'_0)^{0,65}}$



(34)	1964	Camp
(35)	1966	Sakhtivadivel
(36)	1961	Szachtman
(37)	1960	Ives

$$\frac{H}{H_0} = \frac{(1-\varepsilon+\sigma)^2}{(1-\varepsilon)^2} \frac{\varepsilon^3}{(\varepsilon-\sigma)^3} \cdot \frac{1}{\sqrt{\frac{\sigma}{3(1-\varepsilon)} + \frac{1}{4}} + \frac{\sigma}{3(1-\varepsilon)} + \frac{1}{2}}$$

$$\frac{H}{H_0} = \frac{(1-\varepsilon+\sigma)^2}{(\varepsilon-\sigma)^3} \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \frac{1}{\zeta^2}$$

$$\frac{H}{H_0} = \frac{1}{\left(1 - \sqrt{1 - \frac{\varepsilon-\sigma}{\varepsilon}}\right)^3}$$

$$\frac{H}{H_0} = \left(\frac{K'}{K}\right) \left(\frac{r_1}{r_0}\right) \frac{(1-\varepsilon+\sigma)^2 \varepsilon^3}{(\varepsilon-\sigma)^3 (1-\varepsilon)^2}$$

Równanie oparte na równaniu Kozeny-Carmana

$$\left(\frac{K'_0}{K_0}\right) \left(\frac{L'_e}{L_e}\right)^2 \left(\frac{L}{L_e}\right)^2 = 1$$

Równanie uwzględnia tylko porowatość, pozostałe zmienne oznaczono

$$\zeta^2 = \left(\frac{K'_0}{K}\right) \left(\frac{L'_e}{L_e}\right)^2 \left(\frac{L}{L_e}\right)^2 \left(\frac{S'_0}{S}\right)^2$$

Równanie uwzględnia tylko porowatość

$$\left(\frac{S'_0}{S_0}\right)^2 \left(\frac{K'_0}{K}\right) \left(\frac{L'_e}{L_e}\right)^2 \left(\frac{L}{L_e}\right)^2 = 1$$

$K' r_1^2$  - określone emp.

Zmodyfikowane równania strat ciśnienia, oparte na założeniach Kozeny, przedstawiono w tab.3.

Na uwagę zasługuje, oprócz przedstawionych równań, dwuczłonowa postać równania Michajłowa i Nikołajewa obejmująca wpływ sił tarcia wewnętrznych i sił bezwładności [24,25].

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{18 (1 - \epsilon) \eta \varphi_s^2}{d^2 \epsilon^{4,75}} v + \frac{0,33 (1 - \epsilon) \rho \varphi_s \varphi_t}{d \epsilon^{4,75}} v^2 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{s}^2} \right] \quad (38)$$

Dla cząstek kulistych  $\varphi_s = 1$  i  $\varphi_t = 1$ .

Dwuczłonową formą równania opartą na teorii promienia hydraulicznego podaje Ergun w postaci [26]:

$$\frac{\Delta P}{L} = 2 \alpha_o \frac{(1 - \epsilon)^2 \eta S^2}{\epsilon^3} v + \frac{\beta_o (1 - \epsilon) \rho S}{\epsilon^3} v^2 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{s}^2} \right] \quad (39)$$

Analiza zjawisk hydraulicznych w złożu filtracyjnym wykazała dobrą zgodność wzorów Kozeny i Erguna z danymi doświadczalnymi autora [27]. Na rysunku 11 porównano rzeczywisty przyrost strat ciśnienia filtracyjnego dla czystego złoża płaskowego i piaskowo-antracytowego z wartościami strat wyznaczonymi na podstawie wybranych równań.

### 3.3. Koagulacja powierzchniowa w złożach filtracyjnych

W koagulacji powierzchniowej, której układem rozproszenia jest ciecz wypełniająca ośrodek porowaty o budowie ziarnistej lub włóknistej, żel powstaje nie tylko w ośrodku dyspersyjnym, lecz także na powierzchni masy kontaktowej, tworząc, zamiast pojedynczych kłaczków, strukturę siatkową wypełniającą pory złoża. Spowodowane to jest działaniem sił kohezji, adhezji i adsorpcji. Kohezja i adhezja zachodzą pomiędzy koloidem a cząstkami medium porowatego [28], natomiast adsorpcja - głównie pomiędzy cząstkami zolu a wodorotlenkami  $\text{Al}(\text{OH})_3$  lub  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  powstałymi wskutek hydrolizy koagulantów wprowadzonych do złoża w procesie filtracji [29].

Koagulacją powierzchniową rządzą prawa i mechanizmy filtracji i koagulacji.

Według Yao [30] destabilizacja i transport cząstek w filtracji są analogiczne do destabilizacji w koagulacji i transportu we flokulacji. Sprawność filtracji jest określana stosunkiem sił przyciągania i sił ścinania. Siły ścinania wzrastają w wyniku wzrostu gradientów hydraulicznych na skutek zgromadzonej w złożu zanieczyszczeń. Gdy hydrodynamiczne siły ścinania stają się większe od sił przyciągania następuje wówczas przebicie filtra.

W procesie koagulacji powierzchniowej wyróżnia się trzy fazy pracy złoza: wpracowanie, właściwą filtrację, przebicie filtra [31]. Podczas wpracowywania się złoza jakość filtratu poprawia się. Po uzyskaniu odpowiednio niskich wskaźników wody, jak: mętność, barwa, utlenialność, rozpoczyna się faza właściwej filtracji. Gwałtowne pogorszenie się jakości filtratu świadczy o fazie przebiccia.

Występowanie faz jest związane z przesuwaniem się zanieczyszczeń w głąb złoza i ich zagęszczaniem [32].

Cykle poszczególnych faz są zależne od warunków hydraulicznych, stosowanych koagulantów, własności kłaczków. W procesie flokulacji z klasycznymi koagulantami otrzymuje się kłaczkki duże, ale znacznie słabsze niż przy współudziale polielektrolitów. Faza przebić, występująca przy stosowaniu koagulantów klasycznych, zanika przy współudziale polielektrolitów, gdyż mocniejsze kłaczkki są silniej przyciągane do ziarn złoza i łatwiej przeciwstawiają się siłom ścinania wynikającym z ruchu cieczy [31]. Utworzenie kłaczków zbyt silnych uniemożliwia ich penetrację w głąb złoza i skraca cykl filtracji bez wykorzystania pojemności złoza [33].

#### 3.4. Analiza mechanizmu flokulacji w procesie filtracji na podstawie gradientu prędkości

Wśród wielu poprzednio opisanych zjawisk występujących w filtracji, wyróżnia się flokulację, którą można opisać gradientem prędkości ruchu cieczy. Za rozważeniem zjawiska flokulacji w procesie filtracji przemawia sam mechanizm usuwania zanieczyszczeń z wody, który jest podobny do mechanizmu w klasycznej koagulacji. Dotyczy on destabilizacji kolo-idów i ich transportu.

Transport w koagulacji jest charakteryzowany liczbą cząstek i prawdopodobieństwem ich zderzeń. O transporcie w filtracji decyduje przede wszystkim przepływ cieczy oraz sedymentacja i dyfuzja cząstek.

W klasycznej koagulacji usuwanie zanieczyszczeń następuje wskutek aglomeracji cząstek. Aglomeracja zachodzi wówczas, gdy cząstki znajdują się w polu sił wzajemnego przyciągania. W procesie filtracji spełnienie powyższego warunku dla usuwania zanieczyszczeń jest niewystarczające. Ważną rolę odgrywają w tym procesie, oprócz wymienionych czynników, siły hydrodynamiczne. Wywołują one naprężenia styczne odpowiedzialne za strukturę kłaczków. Modele matematyczne opisujące powyższe zjawiska określają w koagulacji przede wszystkim prawdopodobieństwo zderzeń i zmianę liczby cząstek w czasie, natomiast w filtracji - równowagę między ubytkiem zawiesiny w wodzie a jej przyrostem w złożu oraz zmianę stężenia zawiesin na poszczególnych głębokościach złoza.

Praktycznie sprowadza się to do wyznaczenia współczynnika filtracji oraz przyrostu strat ciśnienia filtracyjnego. W koagulacji objętościowej prawdopodobieństwo zderzeń można zwiększyć przez wprowadzenie do układu energii. Energię wprowadzoną podczas wolnego mieszania i odniesioną do jednostki objętości opisuje zwykle gradient prędkości.

$$G = \sqrt{\frac{W}{\eta}} \quad (40)$$

Dysypację energii określa stosunek zużytej mocy do objętości wody ( $W = \frac{M}{V}$ ). Wartości  $W$  zależą od geometrii mieszaczy i mieszadeł oraz od szybkości obrotowej mieszadeł.

Dla procesu filtracji autorka [34] wyprowadziła wzór na średni gradient prędkości, zakładając, że przyrost strat ciśnienia filtracyjnego odpowiednio opisuje zużytą energię w przepływie wody z zawiesiną przez złożo. Podobne założenie przyjęto do wyznaczenia gradientu prędkości w procesie flokulacji w warstwie osadu zawieszonoego [35].

Określając straty ciśnienia filtracyjnego, wykorzystano wzór Kozeny-Carmana, który daje dużą zgodność z praktyką [27]. W przypadku filtracji wody z zawiesiną zmodyfikowano wzór Kozeny-Carmana do postaci:

$$\Delta p = \frac{K}{\epsilon^3} \frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon} \frac{v v}{d^2} (\rho_s - \rho) \quad (41)$$

Czynnik  $(\rho_s - \rho)$  określa wpływ zawiesiny w mieszaninie trójskładnikowej (złożo filtracyjne, woda, zawiesina), występującej w procesie filtracji. Na podstawie wzoru 41 określono moc zużytą w przepływie wody przez złożo.

$$M = \frac{K F L}{\epsilon^3} \frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon} \frac{v^2 v}{d^2} (\rho_s - \rho) \quad (42)$$

Podstawienie wzoru (42) do (40) daje po rozwiązaniu wyrażenie na średni gradient prędkości w procesie filtracji.

$$G = \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^2} \frac{v}{d} \sqrt{\frac{\rho_s - \rho}{\rho} K} \quad (43)$$

Jest on funkcją prędkości filtracji, uziarnienia, porowatości i gęstości materiału filtracyjnego złoża. Gradient prędkości w procesie filtracji można również wyznaczyć na podstawie teorii kapilarnej, przy założeniu przepływu laminarnego. Wówczas gradient prędkości na ścinanie kapilary zastępczej złoża filtracyjnego wyraża wzór

$$G = \frac{v}{d} \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^2} a_k. \quad (44)$$

Ze względu na złożoność rozkładu gradientów w pęku kapilar należy wprowadzić pojęcie średniego gradientu prędkości, które określa wyrażenie:

$$G = \frac{v}{d} \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} b_z. \quad (45)$$

Wzór (45) otrzymany dla przepływu wody przez kapilary jest bardzo zbliżony do wzoru (43), uzyskanego dla warunków mieszania występujących w złożu filtracyjnym. Potwierdza to słuszność założeń i wywodów autorki. Teorii kapilarnej bez pewnych uproszczeń nie można stosować w procesie filtracji, gdyż kapilary w złożu są nieregularne.

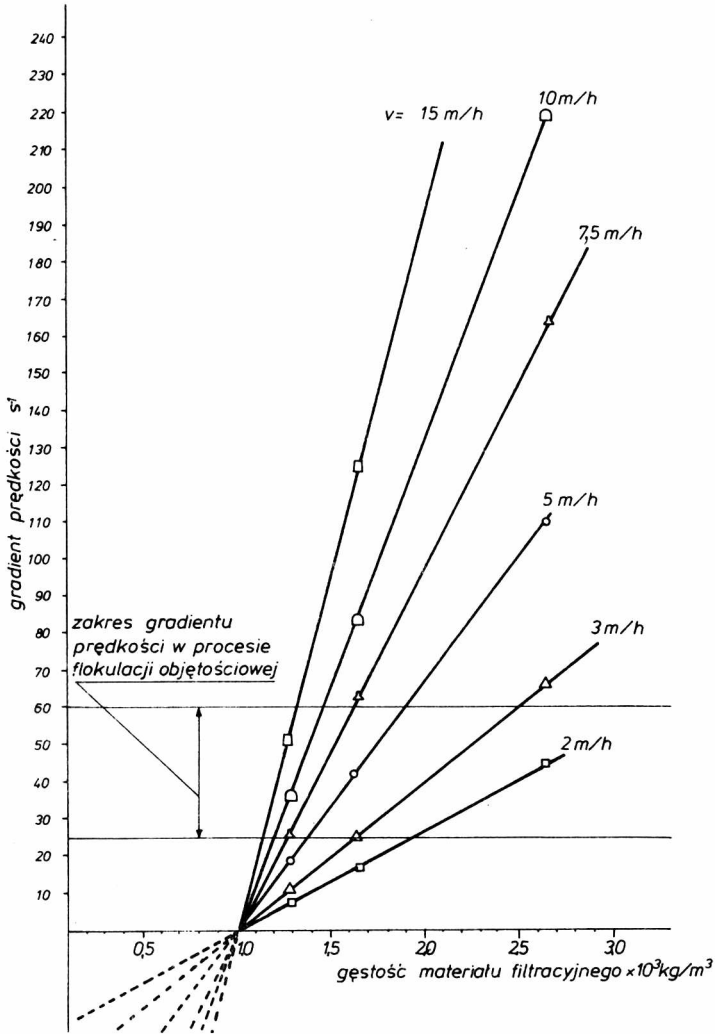
Przepływ w kanalikach złoża upodabnia się do przepływu przez rurki krzywoliniowe [36], natomiast w rozważaniach teorii filtracji zakłada się pęk równoległych kapilar prostoliniowych. Utrudnia to określanie stałych w równaniach (44) i (45). Określanie zaś strat energetycznych w filtracji wody przez złożo jest jednoznaczne, co pozwala na stosunkowo łatwe obliczenie gradientu prędkości.

Z wyprowadzonego wzoru (43) wynika, iż gęstość materiału filtracyjnego wpływa na wielkość gradientu prędkości. Znaczenie gęstości złoża można wyjaśnić przyjmując warunki brzegowe, np. gęstość materiału filtracyjnego zbliżoną do gęstości wody. W tym przypadku całe wyrażenie zmierza do zera. Przy zwiększającej się gęstości materiału, zwiększa się również wielkość gradientu. W przypadku materiału o gęstości mniejszej od wody wyrażenie zmienia znak i należy również zmienić kierunek wektora prędkości filtracji. Zmienia się wówczas sam charakter zjawiska, gdyż złożo wypływa. W takim przypadku należy zabezpieczyć je przed wynoszeniem z filtru.

Filtry ze złożem o mniejszej gęstości od wody zostały zastosowane w praktyce [37].

W celu porównania wpływu gęstości złoża na wartości gradientu prędkości określono zależności dla materiałów filtracyjnych: piasku o gęstości  $2,65 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m}^3$ , antracytu -  $1,65 \cdot 10^3 \text{ kg/m}^3$  i nawodnionego węgla aktywnego o gęstości  $1,3 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m}^3$  oraz prędkości filtracji od 2 do 15 m/h (rys.12). Porowatość tych materiałów wynosiła odpowiednio 0,35; 0,40; 0,45. Stałe Kozeny-Carmana "K" wyznaczone dla strat ciśnienia w filtracji czystej wody wynosiły: 70 - dla piasku, 55 - dla antracytu i 30 - dla węgla aktywnego.

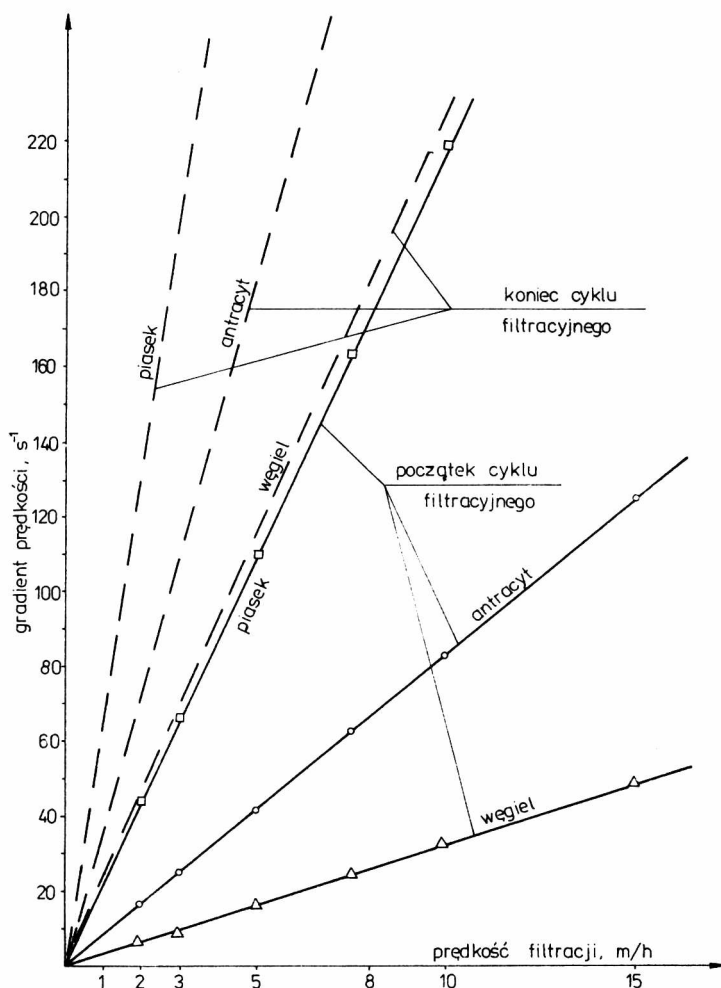
Z wykresu na rysunku 12 można wnosić, że jednakowe warunki flokulacji są utrzymane przy rosnącej prędkości filtracji dla materiałów o malejącej gęstości. Zależność ta jest zgodna z doświadczeniem oraz stosowanymi większymi prędkościami filtracji dla złożów wielowarstwowych lub jednowarstwowych z materiałów lżejszych od piasku.



Rys.12. Gradient prędkości w zależności od gęstości złoża filtracyjnego

Fig.12. Velocity gradient versus filter-bed density

Odpowiednie warunki we flokulacji objętościowej są zachowane w złożach filtracyjnych: piaskowym - przy prędkościach filtracji 1-3 m/h; antracytowym - 3-7,5 m/h; a w złożu z węgla aktywnego - przy prędkościach 7,5-15 m/h. Wartości gradientu prędkości zwiększają się w cyklu filtracyjnym. W złożu węglowym pod koniec cyklu filtracji warunki flokulacji są podobne do warunków panujących w czystym złożu piaskowym,



Rys.13. Gradient prędkości w złożu filtracyjnym w zależności od prędkości filtracji

Fig.13. Velocity gradient in the filter bed versus filtration rate

przy zachowaniu tej samej prędkości filtracji (rys.13) [38]. Utrzymanie jednakowych warunków flokulacji wymaga zmniejszenia prędkości filtracji 2-3 razy.

Zaletą zastosowania gradientu prędkości w procesie filtracji jest ilościowe określenie wpływu gęstości materiału złoża na efekty filtracji, co dotychczas ujawniało się w badaniach tylko jakościowo [39]. Gradient prędkości, charakteryzujący siły ścinania odpowiedzialne za niszczenie kłaczków w złożu, uzasadnia stosowanie odpowiedniej prędko-

ci filtracji, zależnie od gęstości złoża, a także stosowanie polielektrolitów celem zwiększenia wytrzymałości kłaczków.

#### 4. Skuteczność procesu filtracji w koagulacji powierzchniowej

Koagulacja powierzchniowa znajduje coraz powszechniejsze zastosowanie szczególnie w wodach o niskich wskaźnikach zanieczyszczenia, w których koagulacja objętościowa w ogóle nie zachodzi [40,41,42,43].

Zasadniczym czynnikiem regulującym stopień wstępnego oczyszczania wody i przygotowania jej do filtracji jest chłonność złóż filtracyjnych na zanieczyszczenia.

Złoża wielowarstwowe umożliwiają prowadzenie procesu koagulacji bezpośrednio w złożach filtracyjnych z zastosowaniem wyższych, niezbędnych dawek koagulantu lub niejednokrotnie z podwyższeniem prędkości filtracji [44].

W badaniach nad filtracją kłaczków wykazano, że kłaczki żelaza usuwane są najskuteczniej w pobliżu punktu izoelektrycznego [33], natomiast kłaczki wyrażone wskaźnikiem mętności - przy lekko ujemnej wartości ruchliwości elektroforetycznej [45,46,47], zaś barwy - przy lekko dodatniej [48].

Dla zwiększenia efektywności usuwania ujemnych cząstek gliny stosuje się impregnację powierzchni piasku ładunkiem dodatnim [33,49]. W procesie koagulacji powierzchniowej istotne znaczenie ma sposób wytworzenia kłaczków o odpowiedniej wytrzymałości. Na cykl filtracji wpływa, oprócz wytrzymałości kłaczków, ich objętość i zagęszczenie w złożu [32].

Zdaniem Campa bezpośrednią filtrację można stosować dla kłaczków o stężeniu objętościowym 50-300 g/m<sup>3</sup>. Aby uzyskać maksymalne stężenie objętościowe kłaczków, gradient prędkości można zmieniać w granicach 150-1000 s<sup>-1</sup>, a czas flokulacji trwa kilka minut [50].

Badania nad usuwaniem okrzemek wykazały, że dla dawek siarczanu glinowego 10-20 g/m<sup>3</sup> i gradientu flokulacji 20-50 s<sup>-1</sup>, czas flokulacji, po którym możliwe było stosowanie filtracji z pominięciem sedymentacji, nie przekraczał 600 s [51].

Tredgett [42] stwierdził, że w bezpośredniej filtracji kłaczków można stosować gradient prędkości 140-250 s<sup>-1</sup>, z czasem mieszania od 30 do 90 s.

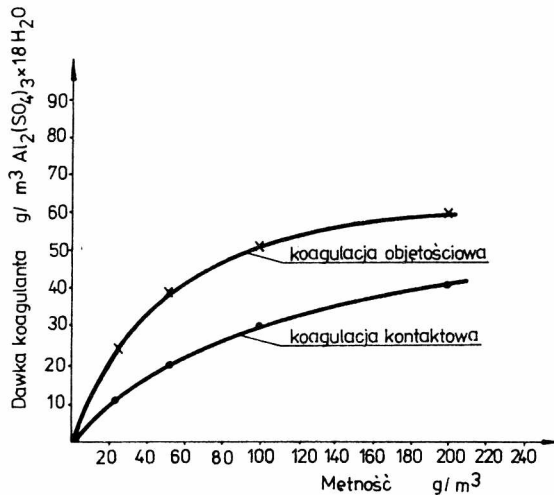
Zdaniem Minca [29] najlepsze rezultaty prowadzenia procesu uzyskuje się, gdy koagulant dodany jest do wody bezpośrednio przed filtrami, tak aby przed zetknięciem się ze złożem nastąpiła co najwyżej jego hydroliza oraz zmniejszenie stabilności koloidów. Jest to zrozumiałe, gdyż dla możliwie pełnego wykorzystania własności katalitycznych fazy



stałej, zobojętnianie potencjału elektrokinetycznego, hydroliza koagulantu i początek kłaczkowania winny nastąpić już w kontakcie z materiałem sorbowanym na powierzchni ziarn złoża filtracyjnego [52].

W przypadku zwiększenia się rozmiarów koagulowanych cząstek zmniejsza się prawdopodobieństwo przyciągania ich przez ziarna materiału filtracyjnego, a zatem również i ich adhezja, co zmniejsza skuteczność procesu. Zjawiska zaczynają się wówczas upodabniać do zjawisk zachodzących w koagulacji objętościowej.

Ważne w koagulacji jest ustalenie optymalnej dawki koagulantu. Optymalna dawka koagulantu określona w próbie naczyniowej nie zapewnia optymalnych warunków filtracji [29,53,54,55]. W koagulacji objętościowej optymalna dawka koagulantu jest z reguły wyższa niż w koagulacji powierzchniowej, bądź kontaktowej zarówno przy stosowaniu koagulantów hydrolizujących (rys.14), jak i polielektrolitów (rys.15) [31,53].

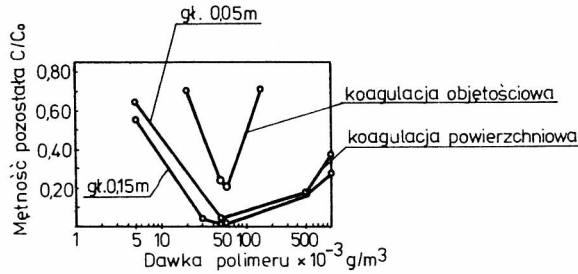


Rys.14. Zależność wielkości dawki koagulantu od mętności wody w procesie koagulacji objętościowej i kontaktowej [53]

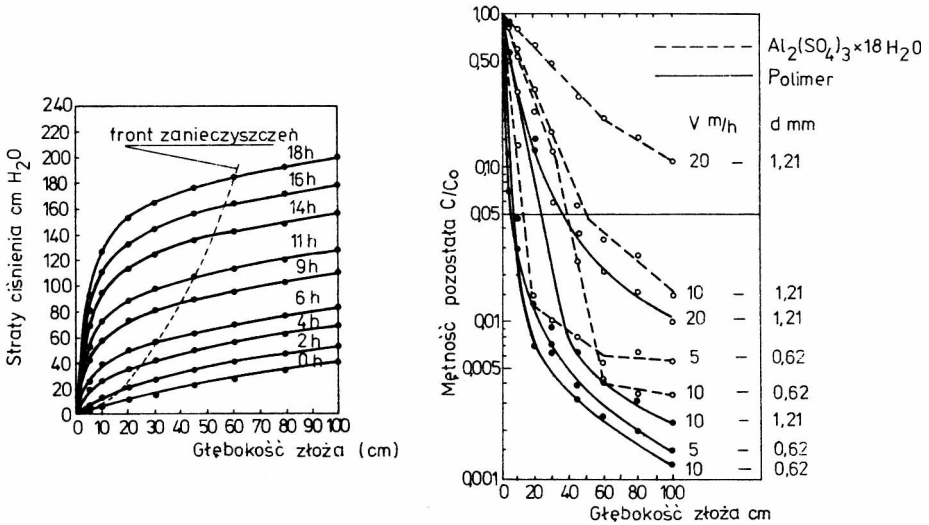
Fig.14. Coagulant dose versus turbidity curves for volume coagulation and contact coagulation [53]

Optymalne dawki w procesie filtracji ustala się na podstawie przesuwania się w złożu frontu zanieczyszczeń [56]. Opierając się na tych samych założeniach, można określić optymalny cykl filtracji [31], lub optymalną wysokość złoża [56].

Przebieg frontu zanieczyszczeń w odniesieniu do strat ciśnienia przedstawiono na rysunku 16, natomiast jakość filtratu odpowiadającą cyklowi filtracyjnemu na rysunku 17, głębokość zaś penetracji zanieczyszczeń w złożu na rysunku 18 [31].



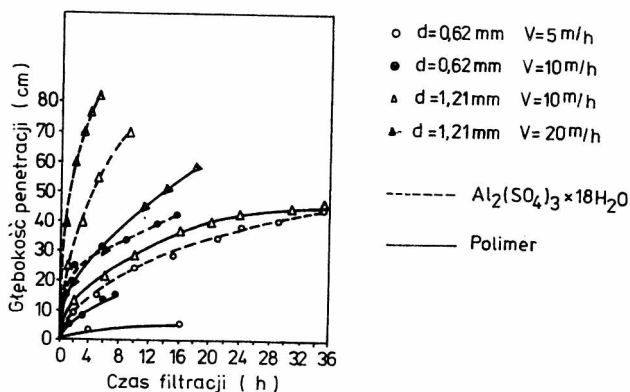
Rys.15. Wpływ dawki polimeru na mętność pozostałą [31]  
Fig.15. The effect of the polyelectrolyte dose on the turbidity [31]



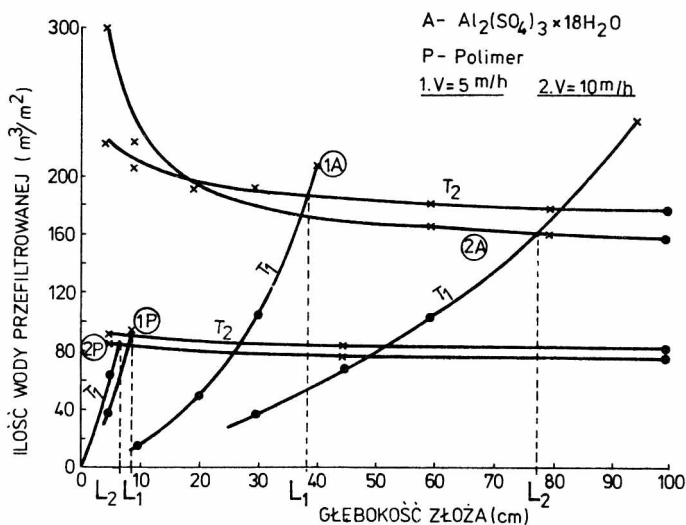
Rys.16. Zależność strat ciśnienia od głębokości złoża filtracyjnego dla dawki polimeru  $0,05 \text{ g/m}^3$ , uziarnienia złoża  $1,21 \text{ mm}$ , prędkości filtracji  $v = 20 \text{ m/h}$  [31]  
Fig.16. Head loss versus bed depth for a  $0,05 \text{ g/m}^3$  polyelectrolyte dose,  $1,21 \text{ mm}$  grain size, and  $20 \text{ m/h}$  filtration velocity [31]

Rys.17. Zależność mętności pozostałej od głębokości złoża po 5 h filtracji [31]  
Fig.17. Residual turbidity versus bed depth after 5-hr filtration [31]

Z przedstawionych zależności wynika, że przy stosowaniu siarczanu glinowego dla ziół gruboziarnistych jest wymagana większa wysokość ziół niż przy stosowaniu polielektrolitów. Podobnie zmienia się wysokość ziół przy zwiększeniu prędkości filtracji.



Rys.18. Penetracja zanieczyszczeń [31]  
 Fig.18. Penetration of pollutants [31]



Rys.19. Określenie wymaganej głębokości złoża [31];  $T_1$  - Cykl określony jakością filtratu,  $T_2$  - Cykl określony stratami ciśnienia, Uziarnienie złoża  $0,62\text{ mm}$ .

Fig.19. Determination of the bed depth required [31]:  $T_1$  - by the filtrate quality,  $T_2$  - by head losses. Grain size:  $0.62\text{ mm}$

Określenie wymaganej wysokości złoża zilustrowano na rysunku 19. Wysokość złoża wyznacza punkt przecięcia dwóch krzywych: cyklu filtracji określonego jakością filtratu oraz cyklu filtracji określonego maksymalnymi stratami ciśnienia.

Mechanizm usuwania z wody zawieszin kłaczkowatych i ziarnistych jest związany z powierzchniowym działaniem między ziarnami piasku a usuwanymi cząstkami [57]. Działanie powierzchniowe można regulować czynnikami chemicznymi. Zarówno rodzaj i stężenie anionów, jak i odczyn wody wpływają na sprawność usuwania domieszek oraz długość cyklu filtracji [51,56,58,59].

Wpływem temperatury na efekty koagulacji powierzchniowej zajmował się Zakrzewski [60] i stwierdził, że jest on znacznie mniejszy niż w koagulacji objętościowej. Można wnosić, że wynika to z możliwości prowadzenia procesu przy wyższym potencjale elektrokinetycznym, przy którym koloidy mogą okazać się stabilne w koagulacji objętościowej [61]. Długość cyklu filtracji, a także chłonność złóż na zanieczyszczenia można zwiększyć przez impregnację złóż, szczególnie wielowarstwowych, koagulantem lub polielektrolitami [62,63,64].

W procesie filtracji stwierdzono większą przydatność polielektrolitów anionowych niż kationowych i niejonowych [63,65]. Usieciowanie mikroklaczków w koagulacji powierzchniowej zachodzi między mikroklaczkami a złożem filtracyjnym w odróżnieniu od klasycznej flokulacji, w której zjawisko to ma miejsce tylko między mikroklaczkami.

Obecność w wodzie jonów dwuwartościowych ułatwia tworzenie mostów i sieci pomiędzy zawiesziną i złożem filtracyjnym przy stosowaniu polielektrolitów anionowych, natomiast dla polielektrolitów kationowych obecność tych jonów nie ma znaczenia [65].

Zadowalające rezultaty oczyszczania wód o wyższych wskaźnikach zanieczyszczenia uzyskano w metodzie podwójnej filtracji kontaktowej [66]. Polega ona na dwustopniowej filtracji. W pierwszym stopniu filtrowano wodę z koagulantem w filtrze kontaktowym z prędkością od  $5,5 \cdot 10^{-3}$  do  $8,3 \cdot 10^{-3}$  m/s (20-30 m/h), natomiast w 2<sup>o</sup> - filtrowano wodę z prędkością od  $1,4 \cdot 10^{-3}$  do  $2 \cdot 10^{-3}$  m/s (5-7,5 m/h). Zawiesziny częściowo wynoszone z 1<sup>o</sup> układu były zatrzymywane w 2<sup>o</sup>. Zarówno w 1, jak i 2 stopniu stosowano złoża piaskowe bądź piaskowo-węglowe. Najlepsze wyniki uzyskano, gdy w 1<sup>o</sup> układu zastosowano złożo piaskowe, a w 2<sup>o</sup> - piaskowo-węglowe.

## 5. Badania nad wpływem parametrów fizyczno-chemicznych na przebieg flokulacji w złożach filtracyjnych

### 5.1. Cel i zakres pracy

Celem pracy było ustalenie wpływu niektórych czynników na skuteczność procesu filtracji wody koagulowanej bezpośrednio w złożach filtracyjnych.

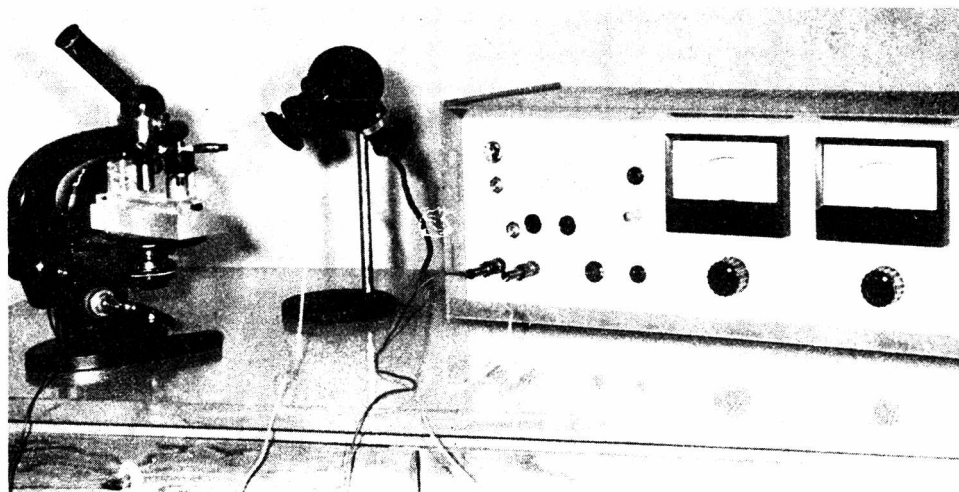
Parametry dobrano na podstawie danych charakteryzujących proces koagulacji objętościowej niezależnie od rodzaju wody. Zaliczono do nich rodzaj i dawkę koagulantów, temperaturę i odczyn wody oraz intensywność mieszania mierzoną gradientem prędkości.

Na efektywność flokulacji w złożach filtracyjnych, oprócz powyższych, znacznie wpływa czas flokulacji i czas filtracji. Czas flokulacji określany jest zwykle pośrednio przez podanie charakterystyki złoża (uziarnienia, porowatości, wysokości) oraz prędkości filtracji. Czas filtracji natomiast wpływa na zmianę warunków flokulacji w wyniku zatrzymywania się zanieczyszczeń w cyklu filtracyjnym, co uwzględniono w badaniach.

Znajomość parametrów opisujących flokulację w złożach pozwoli określić optymalne warunki przebiegu procesu filtracji.

## 5.2. Sposób prowadzenia badań

Badania efektywności filtracji, zależnie od dawki koagulanta, temperatury i odczynu wody, prowadzono dla złożów jedno- i dwuwarstwowych na wodzie odrzańskiej. Przydatność polielektrolitów określono dla gruboziarnistych złożów piaskowych użytych do oczyszczania wód dołowych z kopalń odkrywkowych węgla brunatnego [67]. Efektywność flokulacji w złożach określono na podstawie zmian w filtracie barwy, mętności i utleniałości oraz pozostałego glinu. Oznaczenia analityczne wykonano zgodnie z PN.



Rys.20. Aparatura do oznaczania ruchliwości elektroforetycznej - dzetometr  
Fig.20. Zetameter

Kontrolę procesu prowadzono w oparciu o potencjał elektrokinetyczny cząstek koloidalnych, który określono na podstawie pomiaru ruchliwości elektroforetycznej metodą elektroforezy [68]. Do tego celu używano dzetametru produkcji Instytutu Automatyki Przemysłowej i Pomiarów Politechniki Śląskiej w Gliwicach (rys.20).

Sam pomiar prędkości elektroforetycznej polegał na ustaleniu czasu przebycia określonej drogi (pod wpływem przyłożonego napięcia w celce Riddicka) dla co najmniej dwudziestu cząstek, widzialnych pod mikroskopem dzięki zjawisku Tyndalla. Potencjał elektrokinetyczny wyznaczano z zależności podanej przez Smoluchowskiego

$$v_e = \frac{C_d \cdot \zeta}{4 \pi \eta} \quad (46)$$

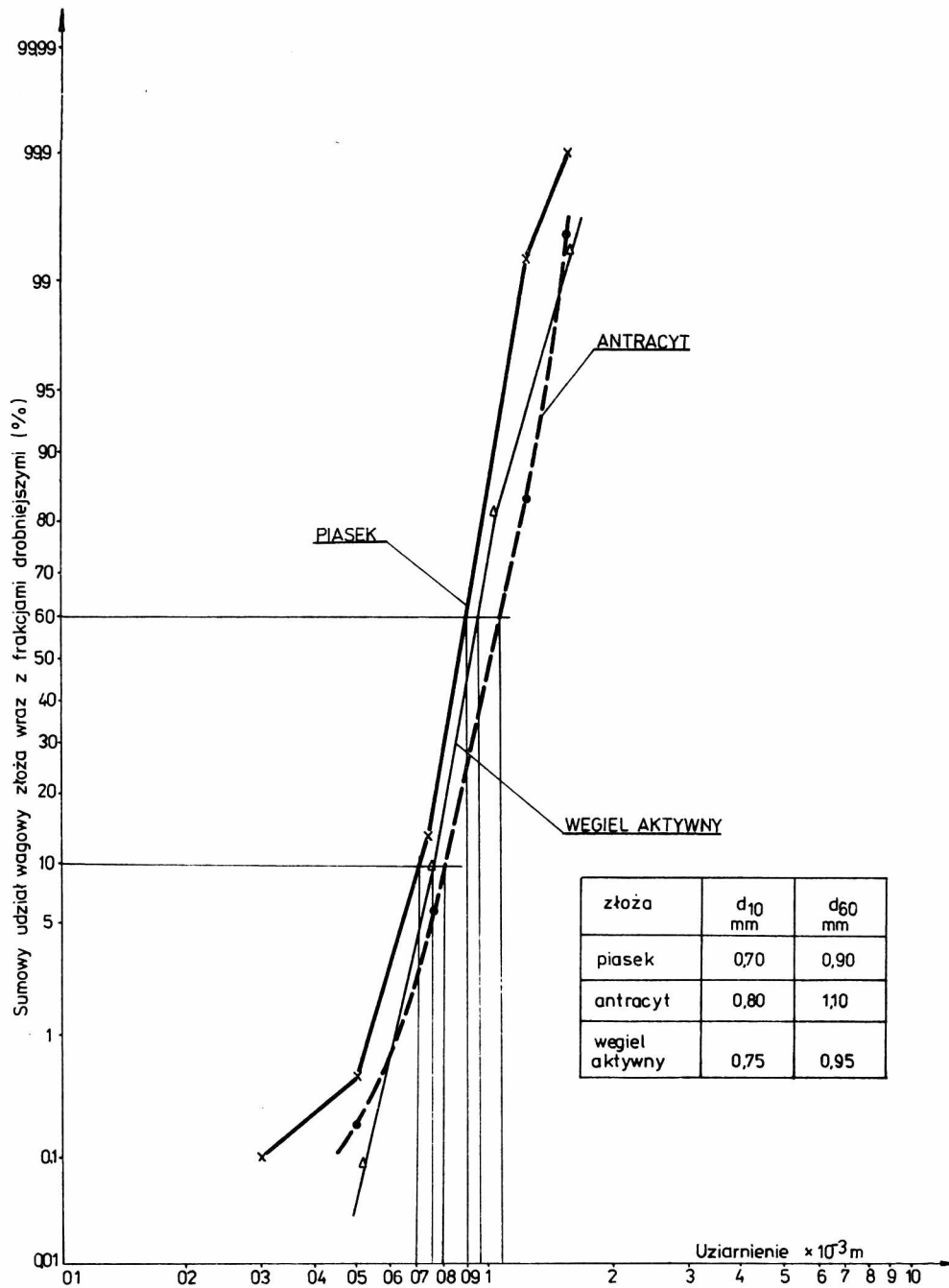
### 5.3. Skład badanych prób wody

W latach 1974-1975 badano wodę z rzeki Odry i wody dołowe z kopalni odkrywkowej węgla brunatnego. W okresie tym woda z rzeki Odry miała odczyn 7,4-7,5 pH, a zasadowość 100-125 g/m<sup>3</sup> CaCO<sub>3</sub>. Pozostałe wskaźniki wody zmieniały się zależnie od pory roku. W zimie barwa wahała się od 20 do 35 g/m<sup>3</sup>Pt, mętność 15-20 g/m<sup>3</sup>, utlenialność 11,2-13,2 g/m<sup>3</sup>O<sub>2</sub>. Średni potencjał elektrokinetyczny cząstek wynosił -30,5 mV. W lecie wskaźniki te kształtowały się następująco: barwa - 50 g/m<sup>3</sup>Pt, mętność - 30 g/m<sup>3</sup>, utlenialność 15,5-16,2 g/m<sup>3</sup>O<sub>2</sub>. Średni potencjał elektrokinetyczny cząstek wynosił -22,0 mV. Wynika z tego, że woda w okresie letnim była bardziej zanieczyszczona. Pomimo niższego potencjału elektrokinetycznego cząstek, koloidy okazały się bardziej stabilne, co wskazuje na obecność w wodzie większej ilości koloidów ochronnych.

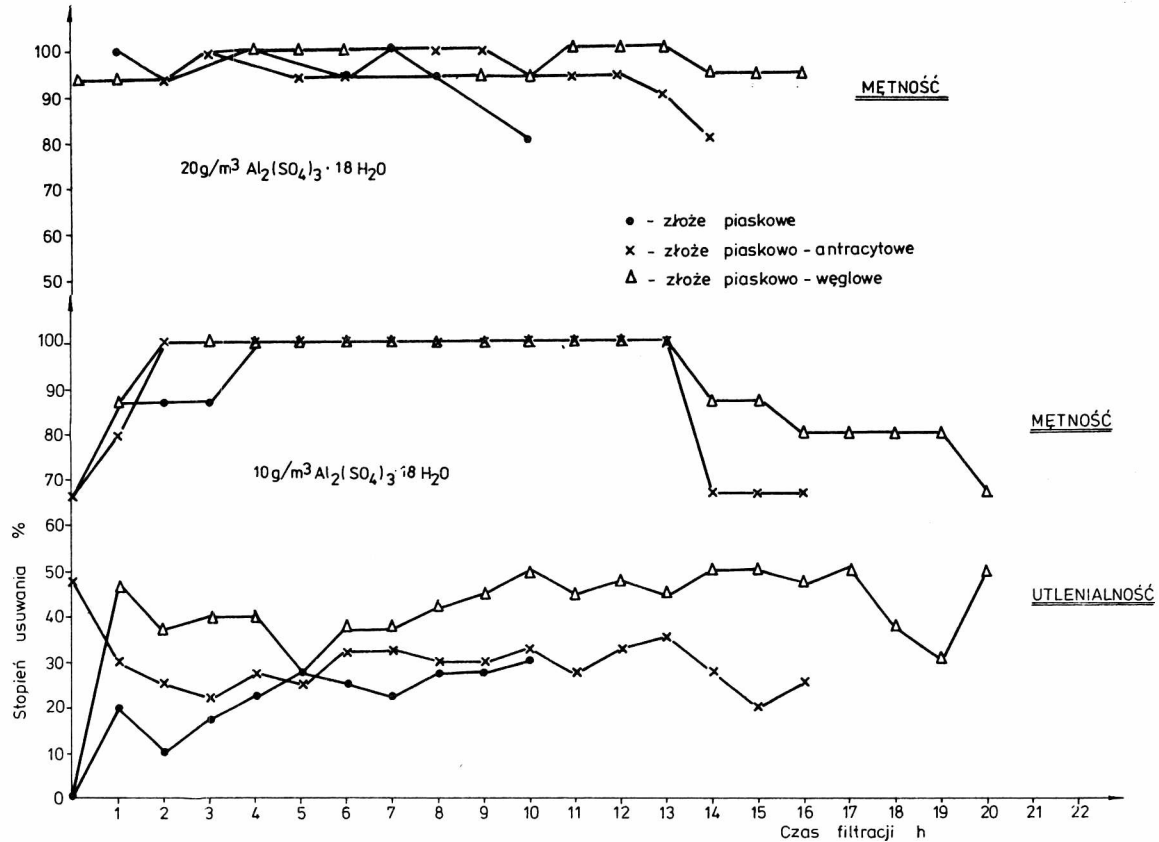
Woda dołowa miała odczyn 7,2-8,0 pH, zasadowość 200-250 g/m<sup>3</sup> CaCO<sub>3</sub>, mętność 200-300 g/m<sup>3</sup>, barwę 20-50 g/m<sup>3</sup>Pt, utlenialność 12,0-28,0 g/m<sup>3</sup>O<sub>2</sub>.

### 5.4. Wpływ rodzaju złoża i dawek koagulantu na długość cyklu filtracyjnego

W badaniach stosowano złoża: piaskowe, piaskowo-antracytowe i piaskowo-węglowe. Charakterystykę złóż podano na rysunku 21. Całkowita warstwa złóż wynosiła 0,90 m. W przypadku złóż dwuwarstwowych górną warstwę stanowił antracyt lub węgiel aktywny o wysokości ok. 0,30 m, dolną piasek - 0,60 m. Koagulantem był siarczan glinowy w ilości 10-100 g/m<sup>3</sup>. Wyniki badań przedstawiono na rysunkach 22-24.

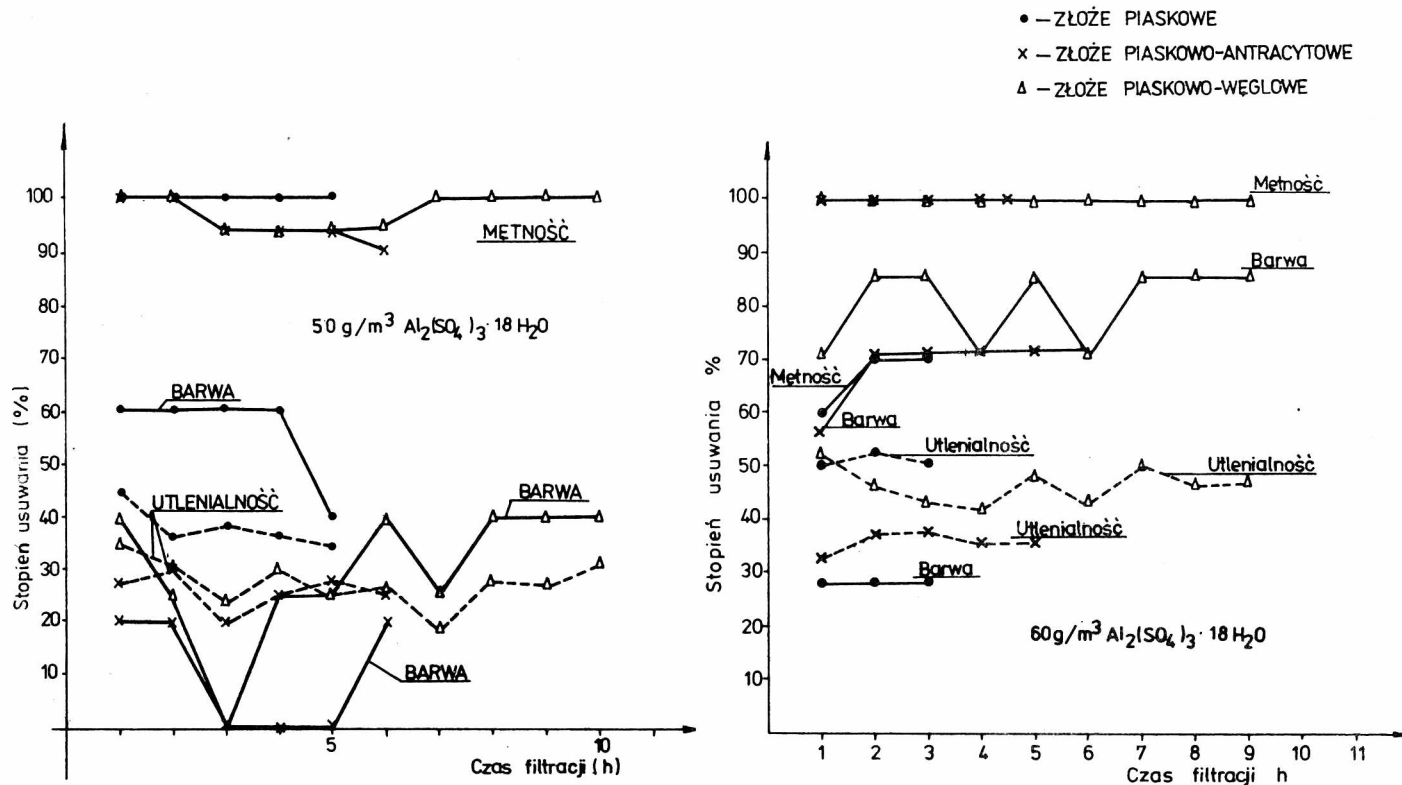


Rys.21. Skład granulometryczny ziół filtracyjnych  
 Fig.21. Grain size of the filter beds

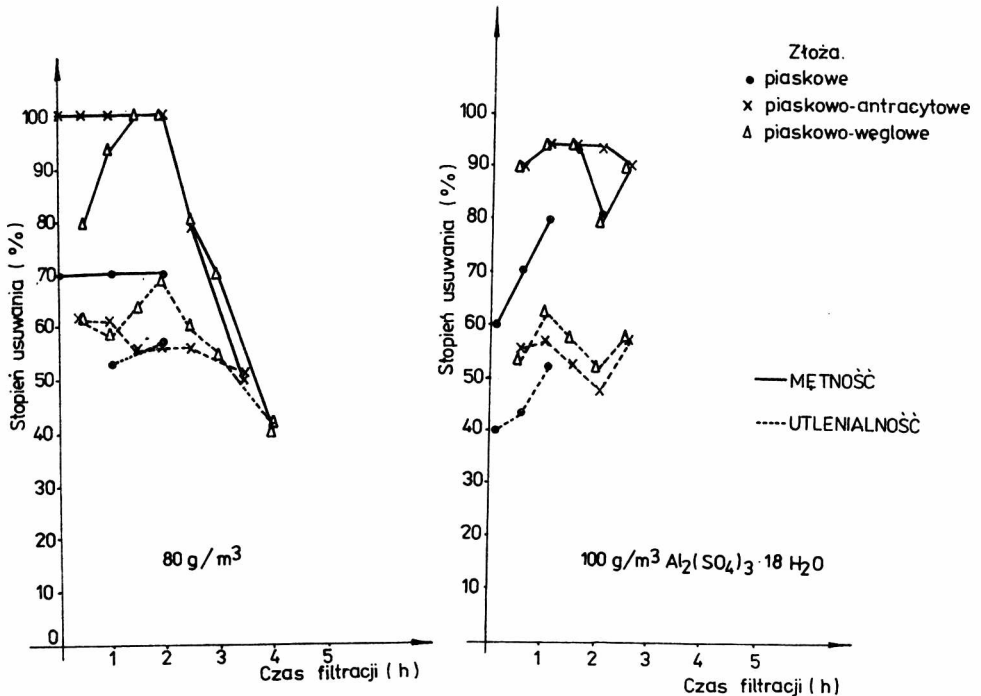


Rys.22. Stopień usuwania zanieczyszczeń na złożach filtracyjnych przy zastosowaniu niskich dawek siarczanu glinowego  
 Fig.22. Turbidity and COD (permanganate value) removals on the filter beds achieved with low alum doses





Rys.23. Stopień usuwania zanieczyszczeń na złożach filtracyjnych przy zastosowaniu średnich dawek siarczanu glinowego  
 Fig.23. Turbidity, colour, and COD (permanganate value) removals on the filter beds achieved with mean alum doses



Rys.24. Stopień usuwania zanieczyszczeń na złożach filtracyjnych przy zastosowaniu wysokich dawek siarczanu glinowego  
Fig.24. Turbidity and COD (permanganate value) removals on the filter beds achieved with high alum doses

Z badań wynika, że cykl filtracji zależy od stopnia zanieczyszczenia wody, od dawki koagulanta oraz od rodzaju złoża filtracyjnego.

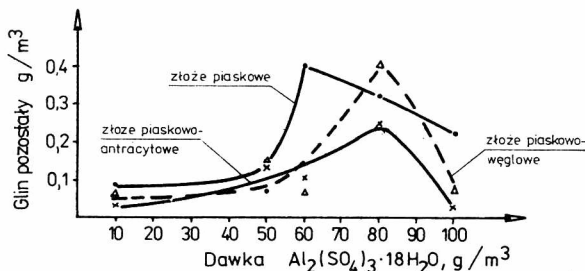
Usuwanie mętności zachodziło na wszystkich złożach podobnie i zależało od zastosowanej dawki koagulanta. Przy niższych dawkach (10, 20 g/m<sup>3</sup> Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> · 18H<sub>2</sub>O) mętność filtratu zwiększała się pod koniec cyklu filtracji (rys.22).

Najdłuższe cykle filtracji uzyskano dla złożów piaskowo-węglowego i piaskowo-antracytowego, najkrótsze dla złoża piaskowego. Usuwanie utlenialności zachodziło najskuteczniej na złożu piaskowo-węglowym, a słabiej na złożu piaskowym (rys.22). Zwiększenie dawki koagulanta do 50, 60 g/m<sup>3</sup> Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> · 18H<sub>2</sub>O spowodowało wyrównanie usuwania mętności, zwłaszcza pod koniec cyklu filtracji (rys.23). Usuwanie utlenialności natomiast zmieniło się i najwyższy stopień usuwania uzyskano dla złoża piaskowego, a następnie piaskowo-węglowego i piaskowo-antracytowego (rys.23). Dalsze zwiększenie dawek koagulanta do 80 i 100 g/m<sup>3</sup> zmniejszyło skuteczność usuwania mętności, natomiast w usuwaniu utle-

niałości złoża filtracyjne różniły się bardzo nieznacznie (rys.24). Oznacza to, że przy stosunkowo wysokim stopniu usunięcia utleniałości koagulantem złoża węglowe działają tylko jako materiały filtracyjne bez wykorzystania swoich własności sorpcyjnych. Natomiast własności sorpcyjne węgla wykorzystuje się w przypadku niższych dawek koagulantu. Należy przypuszczać, że wówczas węgiel usuwa tę część związków organicznych, którą można usunąć w procesie koagulacji wyższymi dawkami koagulantu.

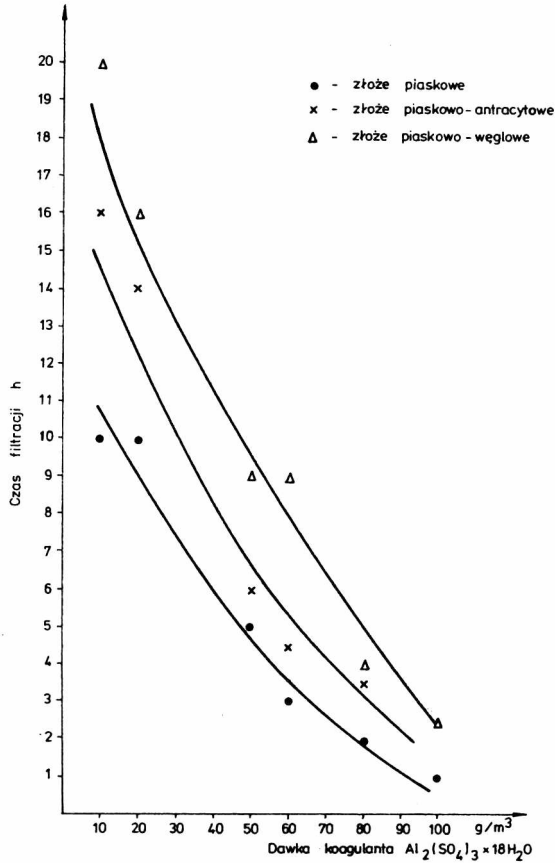
Podobne wyniki uzyskano w badaniach nad koagulacją ścieków biologicznie oczyszczonych, które miały znacznie wyższą utleniałość niż woda odrzańska (ok. 30-40 g/m<sup>3</sup>O<sub>2</sub>). Po zastosowaniu 200 g/m<sup>3</sup> CaO w koagulacji objętościowej pylisty węgiel aktywny w ilości od 25 do 200 g/m<sup>3</sup> praktycznie nie zwiększał usuwania utleniałości. Zbliżone rezultaty uzyskano po zastosowaniu siarczanu glinowego i żelazowego [59]. Zależność ta potwierdziła się także w procesie filtracji.

Po zastosowaniu niższych dawek koagulantu podstawowego (100 g/m<sup>3</sup> CaO) stwierdzono wyższy stopień usuwania utleniałości na złożu piaskowo-węglowym niż na piaskowym, natomiast przy zwiększeniu dawek wapna do 400 g/m<sup>3</sup> CaO i powyżej stopień usuwania utleniałości na złożu węglowym był taki sam, lub niższy, niż na złożu piaskowym [70].



Rys.25. Średnie ilości glinu pozostałego w filtratach  
Fig.25. Average residual aluminium in the filtrates

W badaniach stwierdzono, że ilość pozostałego glinu była na ogół niższa w filtratach po złożach dwuwarstwowych (rys.25). Oznacza to, iż sorpcja glinu na złożach wielowarstwowych powoduje ich impregnację, co sprzyja wydłużeniu cykli filtracyjnych i poprawie jakości filtratu. Maksymalne ilości pozostałego glinu stwierdzono w wodzie po filtracji przez złożo dwuwarstwowe przy znacznie wyższych dawkach koagulantu niż przez złożo piaskowe. Zjawisko to potwierdza możliwość stosowania wyższych niezbędnych dawek koagulantu dla złożów wielowarstwowych.



Rys.26. Zależność czasu filtracji od dawek koagulantu  
Fig.26. Filtration time versus coagulant dose

Czas pracy złożeń filtracyjnych do uzyskania maksymalnych strat ciśnienia zależnie od dawki koagulantu przedstawiono na rysunku 26. Najdłuższe cykle w zakresie stosowanych dawek koagulantu uzyskano dla złoża piaskowo-węglowego, następnie piaskowo-antracytowego, najkrótsze - dla piaskowego.

Określono też maksymalne dawki koagulantu jakie można wprowadzić do złoża filtracyjnego, z zachowaniem minimalnego 8-godzinnego cyklu filtracyjnego. Wynoszą one: dla złoża piaskowego  $25 \text{ g}/\text{m}^3$ , dla piaskowo-antracytowego  $40 \text{ g}/\text{m}^3$ , a dla piaskowo-węglowego  $60 \text{ g}/\text{m}^3 \text{ Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ .

### 5.5. Znaczenie temperatury w koagulacji powierzchniowej

Do oceny wpływu temperatury na proces koagulacji powierzchniowej wykorzystano badania Zakrzewskiego [71,72], który proces koagulacji w złożach filtracyjnych prowadził w skali laboratoryjnej i ułamkowo-technicznej w zakresie temperatur 275,0-293,0 K, z zachowaniem prędkości filtracji 5 m/h w kierunku zarówno od dołu do góry, jak i odwrotnie, w złożach piaskowych i piaskowo-antracytowych. W badaniach stosował siarczan glinowy i chlorek żelazowy.

Koagulowana woda miała: barwę - ok. 60 g/m<sup>3</sup> Pt, mętność - 50 g/m<sup>3</sup>, odczyn - 7,2 pH, zasadowość - 1,8 val/m<sup>3</sup>. Na podstawie przeprowadzonych badań stwierdził, że w koagulacji powierzchniowej ujawnia się bardzo nieznaczny wpływ temperatury na efekty oczyszczania wody, przy czym podobnie jak w koagulacji objętościowej gorsze wyniki uzyskuje się w niższych temperaturach, lecz różnice w jakości wody są niewielkie.

Niska temperatura wpływa na wyższe stężenie glinu lub żelaza w filtracie, przy czym różnice ilościowe ujawniają się w czasie trwania cyklu filtracyjnego.

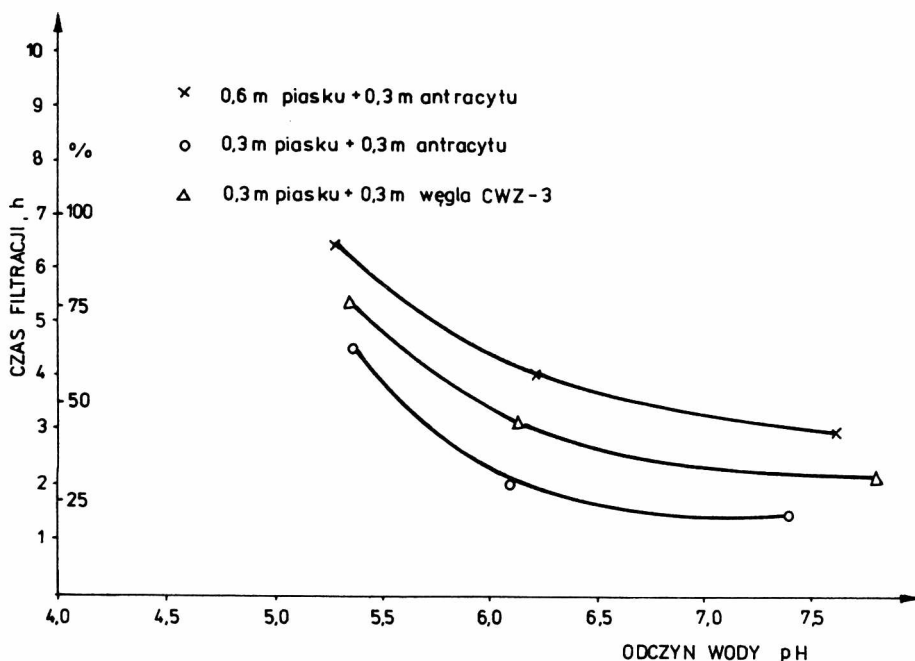
Zmiany ilościowe stężeń glinu lub żelaza zależą zarówno od temperatury wody, jak i od dawki koagulantu. Temperatura wody wywiera wyraźny wpływ na sam przebieg procesu w złożu filtracyjnym. Świadczy o tym penetracja kłaczków pokoagulacyjnych w złożu filtracyjnym.

Niższa temperatura powoduje na ogół głębszą penetrację. Wiąże się to bezpośrednio z długością cyklu filtracyjnego. Obniżenie temperatury powoduje skrócenie cyklu filtracyjnego. Również struktura powstałych kłaczków zależna jest od temperatury. Świadczy o tym narastanie oporów złoża, czego odzwierciedleniem są straty ciśnienia filtracyjnego, a których nie można wytłumaczyć tylko zmianą lepkości wody. Dla wód o niskich temperaturach możliwe jest jednak uzyskanie wysokiego stopnia usuwania barwy i mętności w procesie koagulacji powierzchniowej.

### 5.6. Wpływ odczynu wody na filtrację wody

Badania wpływu odczynu na skuteczność filtracji prowadzono dla złożów piaskowo-antracytowych (0,3 m piasku + 0,3 m antracytu i 0,6 m piasku + 0,3 m antracytu) i piaskowo-węglowego (0,3 m piasku + 0,3 m węgla). Przez te złoża filtrowano wodę z Odry o sztucznie podwyższonej mętności do ok. 100 g/m<sup>3</sup> z siarczanem glinowym w ilości 100 g/m<sup>3</sup> Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>·18H<sub>2</sub>O.

W badaniach określono cykle filtracyjne na podstawie pomiaru wysokości strat ciśnienia i mętności filtratu. Duża dawka koagulantu zapewniała odpowiednią jakość wody czystej w badanym cyklu filtracji. Wzrost mętności filtratu powyżej  $5 \text{ g/m}^3$  stanowił o przebicciu filtru. Długości cykli filtracyjnych dla poszczególnych złóż zestawiono na rysunku 27.



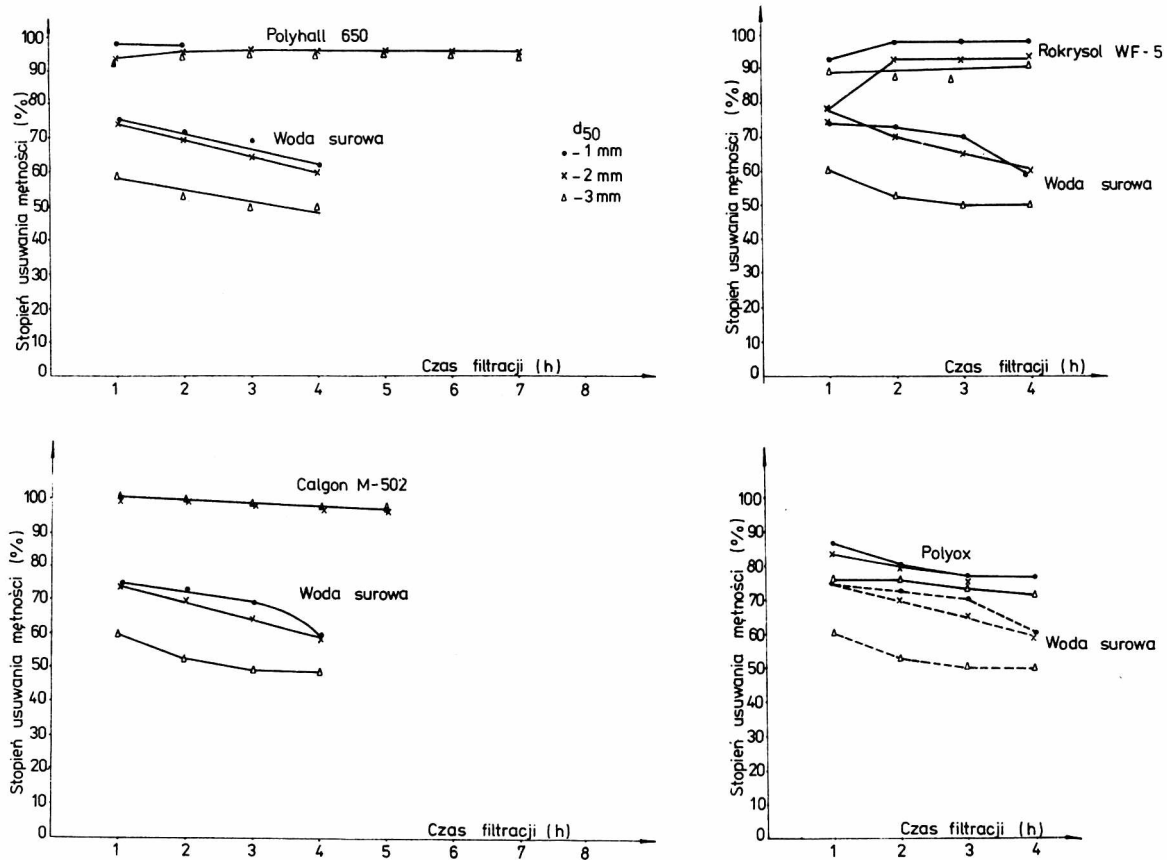
Rys.27. Długość cykli filtracyjnych zależnie od odczynu wody i rodzaju złoża

Fig.27. Filtration run versus pH and bed type

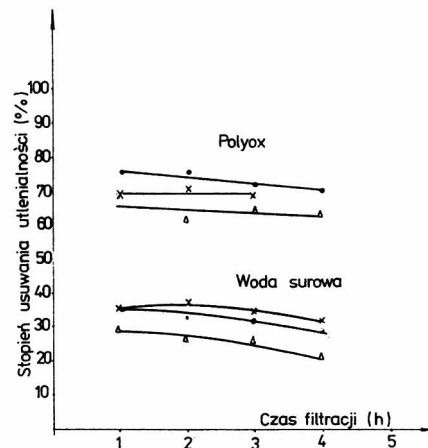
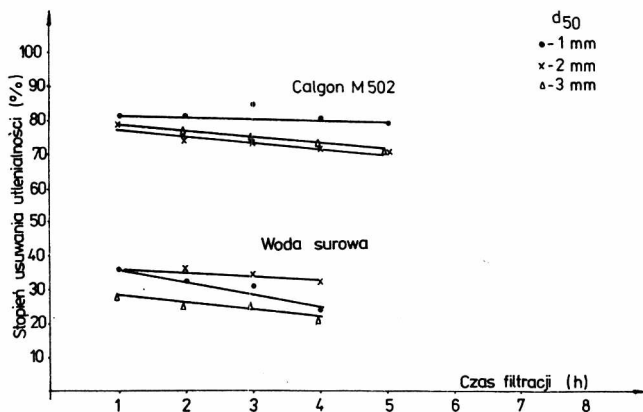
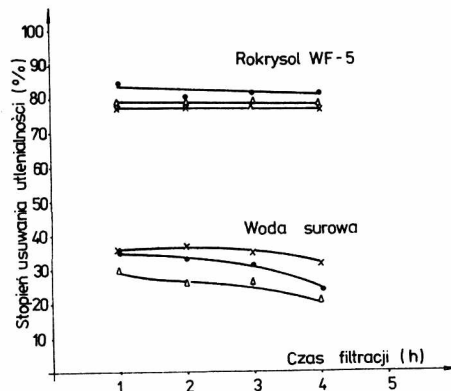
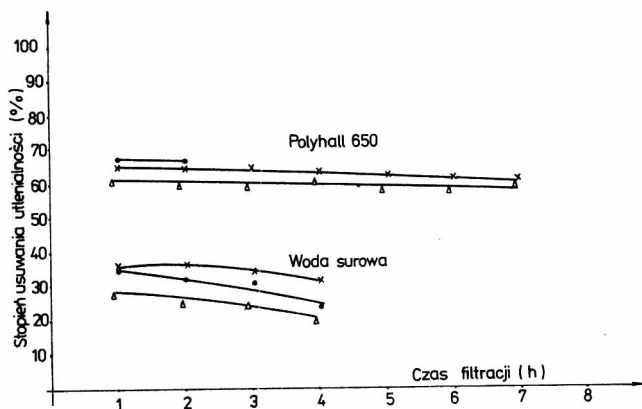
Z badań wynika, że najdłuższy cykl filtracyjny osiągnięto przy zachowaniu optymalnego odczynu, który dla badanej wody wynosił  $5,3 \text{ pH}$ , najkrótszy natomiast - dla odczynu naturalnego wody  $7,4-7,8 \text{ pH}$ . Dłuższe cykle filtracji osiągnięto również dla wyższego złoża piaskowo-antracytowego. W przypadku jednakowych wysokości złóż, ale różnych materiałów filtracyjnych dłuższy cykl uzyskano dla złoża piaskowo-węglowego.

#### 5.7. Wpływ polielektrolitów na filtrację wody

Ustalono wpływ polielektrolitów na usuwanie zawiesin z wody dołowej filtrowanej przez złoża piaskowe o uziarnieniu  $d_{50} = 1,0 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ ,  $2,0 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ ,  $3,0 \cdot 10^{-3} \text{ m}$  [67]. Stosowano polielektrolity: kationowe -



Rys.28. Wpływ czasu filtracji i uziarnienia złoża na usuwanie mętności przez polielektrolity  
 Fig.28. The effect of filtration time and grain size on turbidity removal by polyelectrolytes



Rys.29. Wpływ czasu filtracji i uziarnienia złoża na usuwanie utlenialności przez polielektrolity  
 Fig.29. The effect of filtration time and grain size on COD (permanganate value) removal by polyelectrolytes



- Calgon M-502, Rokrysol WF-5, anionowy - Polyhall 650 i niejonowy - Polyox. Prędkość filtracji wynosiła 8,0 m/h.

Dla porównania efektów stosowano jednakową dawkę flokulantów dla wszystkich cykli filtracyjnych, wynoszącą  $5 \text{ g/m}^3$ . Usuwanie mętności dla wszystkich uziarnień złóż zależało od rodzaju polielektrolitu (rys.28).

Najniższy stopień usuwania mętności uzyskano dla Polyoxu, natomiast znacznie wyższe dla Rokrysolu, Polyhallu i Calgonu. Dla Polyhallu i Calgonu uziarnienie złóż praktycznie nie wpłynęło na zmianę usuwania mętności. Natomiast dla Rokrysolu i Polyoxu usuwanie mętności zwiększyło się wraz ze zmniejszeniem uziarnienia złóż. Podczas filtracji wody surowej, bez współudziału polielektrolitów, usuwanie mętności zmniejszało się wraz ze wzrostem uziarnienia, przy czym dla uziarnienia złóż  $d_{50} = 1$  i  $2 \text{ mm}$  różnice w usuwaniu mętności były nieznaczne, natomiast dla złóż  $d_{50} = 3 \text{ mm}$  usuwanie mętności jest zdecydowanie niższe. Większy wpływ uziarnienia ujawnił się w usuwaniu utlenialności. Najniższy stopień usuwania utlenialności uzyskano stosując Polyhall dla wszystkich złóż filtracyjnych (rys.29). Najskuteczniej usuwały utlenialność Rokrysol i Calgon.

Z analizy przyrostu strat ciśnienia i efektywności procesu wynika, że celowe jest stosowanie polielektrolitów kationowych (jak Rokrysol, Calgon) do oczyszczania wód dołowych w procesie filtracji na złożach gruboziarnistych (2 i 3 mm). Możliwe jest również oczyszczanie wody polielektrolitem anionowym, Polyhallem 650, w odróżnieniu od koagulacji objętościowej, w której skuteczność tego polielektrolitu jest niska [73]. Ze względu na szybki wzrost strat ciśnienia filtracyjnego, wymagane niezbędne dawki do oczyszczania wód tym polielektrolitem powinny być niskie (tab.5).

#### 5.8. Znaczenie potencjału elektrokinetycznego cząstek w filtracji wody

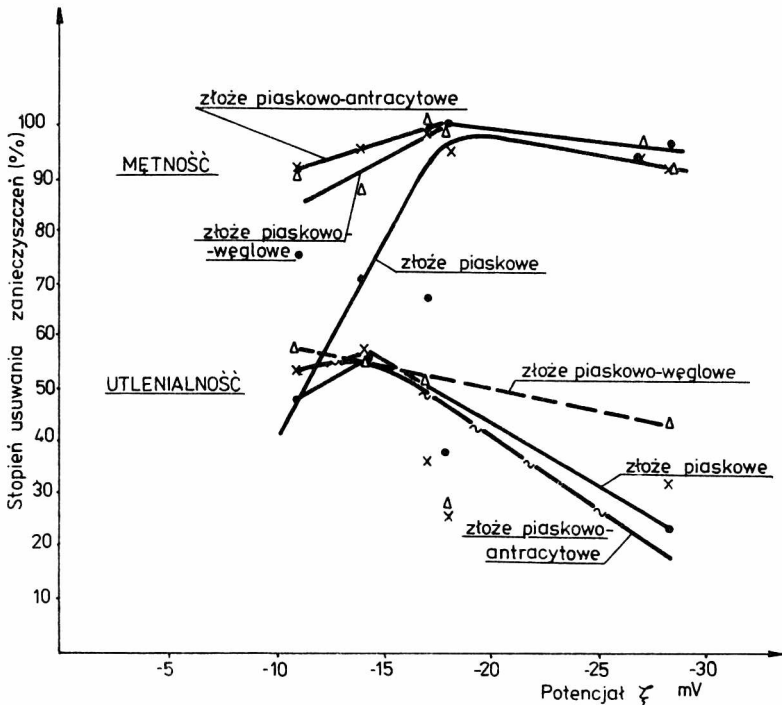
Pomiar potencjału elektrokinetycznego cząstek pozwala na określenie optymalnych warunków prowadzenia procesu koagulacji domieszek wody [68,74]. Również w procesie filtracji wykazano przydatność pomiaru potencjału  $\zeta$  do kontroli filtracji. Zmiana wartości potencjału  $\zeta$  była związana ze wzrostem dawki siarczanu glinowego (tab.4).

Zależność stopnia usuwania zanieczyszczeń od wartości potencjału elektrokinetycznego  $\zeta$  przedstawiono na rysunku 30.

Usuwanie zanieczyszczeń z wody zależało od rodzaju złoża. Optimum potencjału  $\zeta$  usuwania mętności wynosiło  $-17 \text{ mV}$  dla złóż piaskowo-antracytowego i piaskowo-węglowego i  $-18,5 \text{ mV}$  dla złoża piaskowego.

Wpływ dawki siarczanu glinowego na wartość potencjału koloidów wody odrzańskiej

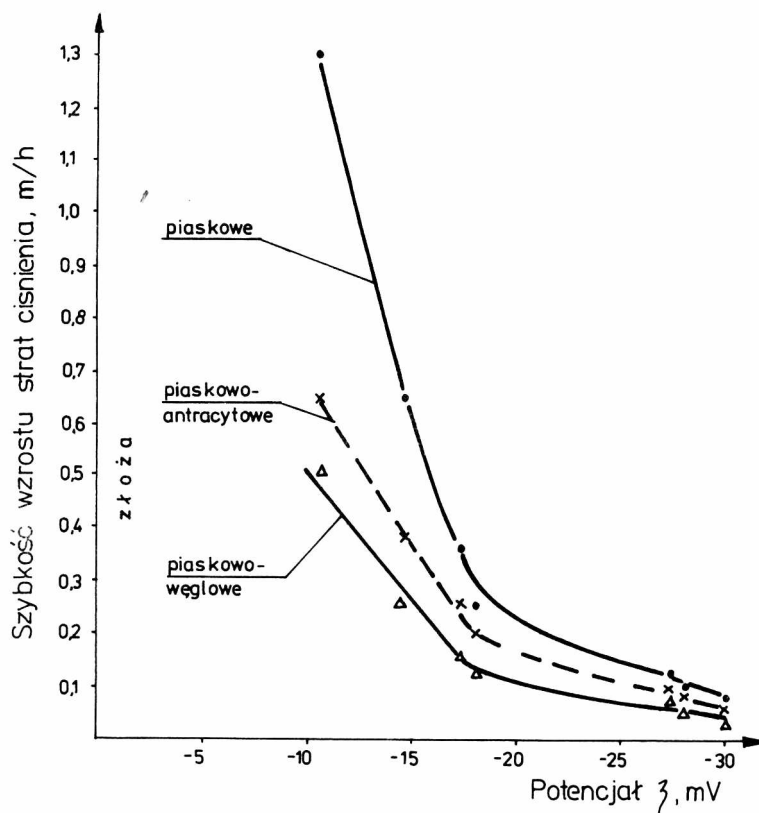
Dawka $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$	$\text{g}/\text{m}^3$	0	10	20	50	60	80	100
Potencjał $\zeta$	mV	-30,5	-28,5	-27,0	-18,5	-17,0	-14,0	-11,0



Rys.30. Wpływ potencjału elektrokinetycznego  $\zeta$  na stopień usuwania zanieczyszczeń

Fig.30. The effect of Zeta-potential on turbidity and COD (permanganate value) removals

Po obniżeniu bezwzględnych wartości potencjału  $\zeta$  cząstek koloidalnych w wodzie poniżej wartości optymalnej następował spadek usuwania mętności szczególnie duży dla złoża piaskowego. Potencjał  $\zeta$  usuwania utlenialności wynosił ok. -14 mV dla wszystkich ziół filtracyjnych. Mniejsze obniżenie wartości bezwzględnych potencjału  $\zeta$  daje niższy stopień usuwania utlenialności, przy czym obniżenie stopnia usuwania utlenialności jest najmniejsze dla złoża piaskowo-węglowego, a największe dla piaskowego i piaskowo-antracytowego.



Rys.31. Szybkość wzrostu strat ciśnienia w funkcji potencjału  $\zeta$   
Fig.31. Rate of head-loss increase versus Zeta-potential

Zmiana potencjału  $\zeta$  wpływa również na wzrost strat ciśnienia filtracyjnego. Wraz z obniżeniem bezwzględnych wartości potencjału  $\zeta$  szybkość przyrostu strat ciśnienia zwiększała się (rys.31).

Z analizy szybkości wzrostu strat ciśnienia wynika, że optimum pracy badanych źródeł filtracyjnych z zastosowaniem siarczany glinowego występuje przy potencjale  $\zeta$  do  $-17,5$  mV. Celem wyeliminowania wpływu wielkości dawki koagulanta, a określenia jedynie wpływu wartości potencjału  $\zeta$  na szybkość wzrostu strat ciśnienia, zastosowano jednakową dawkę różnych polielektrolitów o różnej zdolności zmian potencjału  $\zeta$  (tab.5). Zależność ta potwierdziła się dla polielektrolitów kationowych, przy stosowaniu których szybkość wzrostu strat ciśnienia zwiększała się wraz z obniżeniem bezwzględnych wartości potencjału  $\zeta$ . Natomiast dla polielektrolitu anionowego Polyhallu 650 wzrost szybkości przyrostu strat ciśnienia wystąpił wraz ze wzrostem wartości bezwzględnych potencjału  $\zeta$ .

T a b e l a 5

Szybkość wzrostu strat ciśnienia w funkcji potencjału  $\zeta$  zależnie od rodzaju polielektrolitu

Rodzaj polielektrolitu	woda surowa		Calgon M-502	Rokrysol WF-5	Polyox	Polyhall 650		
Dawka polielektrolitu	g/m <sup>3</sup>		-	5	5	5	2	
Potencjał $\zeta$	mV		-17,5	-11,5	-13,5	-17,5	-21,5	-19,5
Szybkość wzrostu strat ciśnienia dla złóż piaskowych o $d_{50}$	1 mm	m/h	0,042	0,175	0,150	0,040	0,650	0,410
	2 mm	m/h	0,008	0,030	0,014	0,008	0,110	0,010
	3 mm	m/h	0,008	0,026	0,012	0,008	0,070	0,007

Uzyskanie wysokiego stopnia oczyszczania polielektrolitem anionowym, mimo zwiększonej stabilności domieszek koloidalnych znajdujących się w wodzie, świadczy o innym mechanizmie usuwania domieszek, nie związanym z destabilizacją koloidów. Mechanizm ten można częściowo wyjaśnić przyjmując adhezyjny model filtracji.

### 5.9. Zjawiska hydrauliczne w złożu filtracyjnym

W procesie filtracji zanieczyszczenia są usuwane wskutek wielu jednostkowych procesów zachodzących w złożu filtracyjnym. O przebiegu tych procesów decydują własności hydrauliczne warstwy filtracyjnej zależne od: porowatości, uziarnienia, szorstkości cząstek, sferyczności określonej kształtem cząstek i sposobu ich ułożenia.

Matematyczne ujęcie całokształtu zjawisk filtracji w złożu czystym i zanieczyszczonym napotyka na trudności, gdyż na poszczególnych głębokościach filtru panują zmienne w czasie warunki hydrauliczne, zwłaszcza w złożach wielowarstwowych.

Dokładne zbadanie ruchu wody z zawiesiną w złożu prowadzi do optymalizacji procesu filtracji. Ruch wody z zawiesiną w złożu filtracyjnym jest nie ustalony w czasie. Zawiesina odkładana w złożu zmniejsza jego porowatość, powodując zmianę warunków hydraulicznych układu.

Podstawowym parametrem hydraulicznym określonym w badaniach jest przyrost strat ciśnienia filtracyjnego. Dlatego też na podstawie przyrostu strat ciśnienia określono w złożach filtracyjnych zmianę stopnia zanieczyszczenia i wynikającą z niego zmianę porowatości w cyklu filtracyjnym. Zmianę prędkości przepływu wody w kanalikach uwzględniono określając tzw. prędkość równoważną filtracji, tj. prędkość filtracji odniesioną do czystego złoża filtracyjnego, przy której uzyskuje się tę samą wartość strat ciśnienia filtracyjnego, co w badanym złożu zanieczyszczonym. Warunki hydrauliczne złoża wpływają na ustalenie warunków mieszania. Intensywność mieszania decyduje o skuteczności flokulacji zachodzącej w złożach filtracyjnych. Do oceny zjawisk w złożu w czasie filtracji wykorzystano wzór Kozeny-Carmana, uwzględniając zmniejszenie porowatości złoża oraz zwiększenia uziarnienia wskutek odkładania zawiesin [27].

$$\frac{\Delta H}{\Delta L} = \frac{Kv}{g} \frac{(1 - \varepsilon + \sigma)^2}{(\varepsilon - \sigma)^3} \frac{v}{(d + \Delta d)^2} \quad (47)$$

Pozorną zmianę średnicy ziarn w czasie filtracji wody z zawiesiną uzależniono od stopnia zanieczyszczenia złoża [75,76] wg wzoru

$$(d + \Delta d)^2 = d^2 \left[ \sqrt{\frac{\sigma}{3(1 - \varepsilon)} + \frac{1}{4}} + \frac{\sigma}{3(1 - \varepsilon)} + \frac{1}{2} \right] \quad (48)$$

Po podstawieniu równania (48) do równania (47) otrzymano

$$\frac{\Delta H}{\Delta L} \frac{d^2 g}{K v v} = \frac{(1 - \epsilon + \sigma)^2}{(\epsilon - \sigma)^3} \frac{1}{\sqrt{\frac{\sigma}{3(1-\epsilon)} + \frac{1}{4} + \frac{\sigma}{3(1-\epsilon)} + \frac{1}{2}}} \quad (49)$$

Weryfikację przyjętego modelu przeprowadzono doświadczalnie, wyznaczając stałą Kozeny-Carmana. Na podstawie równania (49) wykonano niezbędne obliczenia, które prowadziły do wyznaczenia stopnia zanieczyszczenia, porowatości pozornej złoża oraz prędkości równoważnej filtracji. Porowatość złożów czystych określono doświadczalnie metodą statyczną, wyznaczając gęstość objętościową i właściwą materiałów filtracyjnych. Stopień zanieczyszczenia określono jako porowatość złoża wypełnioną cząstkami zawiesin. Uwzględnienie stopnia zanieczyszczenia w objętości porów prowadzi do znalezienia porowatości pozornej złożów zanieczyszczonych. Uziarnienie złożów wyznaczono w analizie granulometrycznej, stałą Kozeny-Carmana określono na podstawie pomiaru wysokości strat ciśnienia w filtracji czystej wody przez czyste złoża. Obliczenia poszczególnych parametrów w temp. 293 K zestawiono w tab.6 dla złoża piaskowego, w tab.7 dla złoża piaskowo-antracytowego, w tab.8 dla złoża piaskowo-węglowego.

Porównując badane złoża można stwierdzić, że zawiesiny były zatrzymywane w górnych warstwach. Ilość zatrzymanych zawiesin w warstwie węgla lub antracytu złożów dwuwarstwowych jest znacznie większa niż w warstwie piasku złoża jednowarstwowego na tej samej głębokości (rys.32).

Zanieczyszczenie w warstwie antracytu lub węgla jest bardziej równomiernie rozłożone na głębokości niż w warstwie piasku, co wskazuje, że warstwa piasku przejmuje pracę po wyczerpaniu chłonności górnych warstw filtracyjnych. Stopień zanieczyszczenia nie osiągnął wartości równych porowatości - po zakończeniu cyklu filtracji wynosił ok. 50% porowatości złożów.

Porowatość pozorną złożów zanieczyszczonych określono wzorem

$$\epsilon_t = \epsilon - \sigma \quad (50)$$

i przedstawiono na rysunku 33.

Odkładanie się zawiesin w złożach dwuwarstwowych wyrównuje porowatość na granicy warstw antracyt-piasek, czy też węgiel-piasek. Porowatość złożów zanieczyszczonych była prawie jednakowa dla wszystkich złożów pod koniec cyklu filtracji.

Zmniejszenie się porowatości pozornej w czasie filtracji powoduje wzrost rzeczywistej prędkości przepływu w kanalikach złoża. Prędkość rzeczywista przepływu wody w kanalikach zmienia się wprost proporcjonalnie do stosunku  $\epsilon / \epsilon_t$ .

T a b e l a 6

Wyznaczenie stopnia zanieczyszczenia, porowatości pozornej, prędkości równoważnej filtracji  
i gradientu prędkości w złożu piaskowym

Głębokość złoża L m	Złoże czyste					Złoże zanieczyszczone po czasie filtracji											
	$\Delta L$ m	Uziar- nienie złoża $d \cdot 10^{-2} \text{ m}$	Przyrost wysokości strat ciśnienia $\Delta H$ m	$\frac{\Delta H}{\Delta L}$	K	t = 1 h				t = 8 h							
						$\Delta H$ m	$\frac{\Delta H}{\Delta L}$	$\frac{d^2 q}{\Delta L K v}$ $\frac{\Delta H}{\Delta L}$	$\sigma$	$v_r$ m/h	$\Delta H$ m	$\frac{\Delta H}{\Delta L}$	$\frac{d^2 q}{\Delta L K v}$ $\frac{\Delta H}{\Delta L}$	$\sigma$	$v_r$ m/h	$\epsilon_t$	G $s^{-1}$
0,10	0,10	0,060	0,030	0,30	76,58	0,065	0,65	21,3	0,07	6,25	0,50	5,00	164,2	0,19	10,93	0,16	495
0,20	0,10	0,077	0,020	0,20	84,08	0,040	0,40	19,7	0,06	6,03	0,08	0,80	39,4	0,15	8,75	0,19	177
0,30	0,10	0,085	0,015	0,15	76,85	0,030	0,30	19,7	0,06	6,03	0,07	0,70	46,0	0,115	7,45	0,225	153
0,40	0,10	0,091	0,015	0,15	88,08	0,020	0,20	13,1	0,03	5,47	0,06	0,60	39,4	0,09	6,73	0,26	134
0,50	0,10	0,096	0,015	0,15	98,03	0,020	0,20	13,1	0,03	5,47	0,04	0,40	26,3	0,08	6,48	0,27	107
0,60	0,10	0,101	0,015	0,15	108,50	0,015	0,15	9,8	0,01	5,15	0,04	0,40	26,3	0,07	6,25	0,28	106
0,70	0,10	0,106	0,010	0,10	79,67	0,010	0,10	9,8	0,01	5,15	0,02	0,20	19,7	0,06	6,03	0,29	73
0,80	0,10	0,112	0,010	0,10	88,95	0,010	0,10	9,8	0,01	5,15	0,02	0,20	19,7	0,055	5,93	0,30	72
0,90	0,10	0,130	0,005	0,05	59,92	0,005	0,05	9,8	0,01	5,15	0,01	0,10	19,7	0,05	5,83	0,30	50

T a b e l a 7

Wyznaczenie stopnia zanieczyszczenia, porowatości pozornej, prędkości równoważnej filtracji i gradientu prędkości w złożu piaskowo-antracytowym

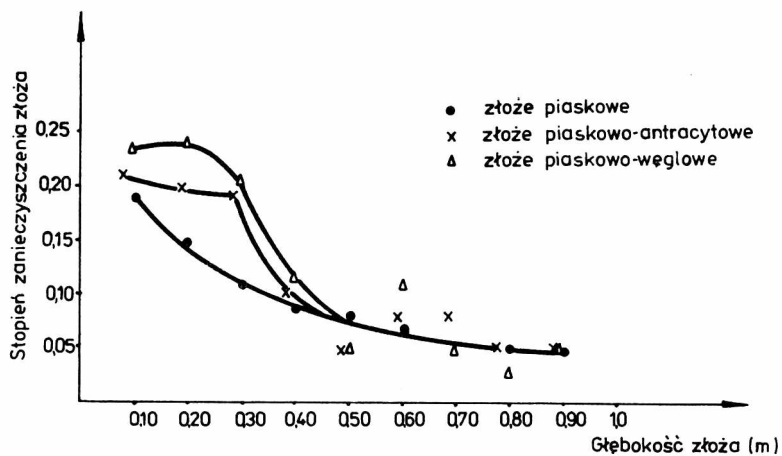
Głębokość złoża L m	Złoże czyste				Złoże zanieczyszczone po czasie filtracji												
	$\Delta L$ m	Uziarnienie złoża $d \cdot 10^{-2} \text{ m}$	Wysokość strat ciśnienia filtracyjnego $\frac{\Delta H}{\Delta L}$ $\text{mH}_2\text{O}$	$\frac{\Delta H}{\Delta L}$	K	t = 1 h				t = 12 h							
						$\frac{\Delta H}{\Delta L}$ $\text{m H}_2\text{O}$	$\frac{\Delta H}{\Delta L}$	$\frac{\Delta H d^2 q}{\Delta L K v v}$	$\sigma$	$v_r$ $\text{m/h}$	$\frac{\Delta H}{\Delta L}$ $\text{m H}_2\text{O}$	$\frac{\Delta H}{\Delta L}$	$\frac{\Delta H d^2 q}{\Delta L K v v}$	$\sigma$	$v_r$ $\text{m/h}$	$\epsilon_t$	G $\text{s}^{-1}$
0,07	0,07	0,069	0,020	0,286	130,4	0,030	0,430	10,96	0,050	5,7	0,300	3,92	100,0	0,215	10,8	0,185	273
0,17	0,10	0,104	0,010	0,100	134,4	0,015	0,150	8,38	0,040	5,5	0,120	1,20	67,5	0,200	10,0	0,200	145
0,27	0,10	0,127	0,010	0,100	200,4	0,015	0,150	8,38	0,040	5,5	0,110	1,10	61,9	0,195	9,7	0,205	137
0,37	0,10	0,0625	0,030	0,300	83,1	0,040	0,400	13,13	0,025	5,4	0,115	1,15	37,8	0,105	7,1	0,245	191
0,47	0,10	0,083	0,030	0,300	146,6	0,030	0,300	9,78	0,000	5,0	0,055	0,55	18,1	0,050	5,8	0,345	119
0,57	0,10	0,092	0,020	0,200	120,0	0,030	0,300	14,73	0,035	5,5	0,055	0,55	27,1	0,080	6,5	0,270	126
0,67	0,10	0,099	0,020	0,200	139,0	0,020	0,200	9,85	0,000	5,0	0,055	0,55	27,4	0,080	6,5	0,270	126
0,77	0,10	0,106	0,015	0,150	119,5	0,020	0,200	13,13	0,025	5,4	0,025	0,25	16,6	0,045	5,7	0,305	80
0,87	0,10	0,127	0,010	0,100	114,4	0,015	0,150	14,73	0,035	5,5	0,020	0,20	19,9	0,060	6,0	0,290	72



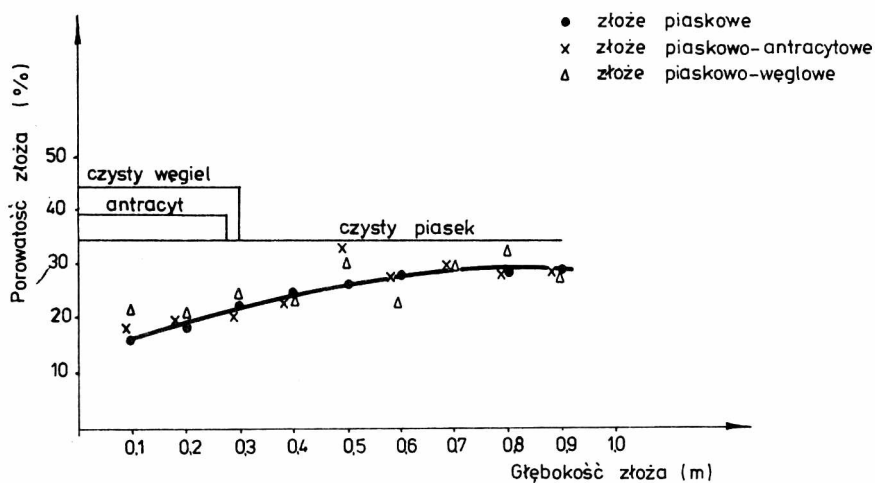
T a b e l a 8

Wyznaczenie stopnia zanieczyszczenia, porowatości pozornej, prędkości równoważnej filtracji i gradientu prędkości w złożu piaskowo-węglowym

L m	Złoże czyste					Złoże zanieczyszczone po czasie filtracji											
	$\Delta L$ m	$d \cdot 10^{-2}$ m	$\Delta H$ m	$\frac{\Delta H}{\Delta L}$	K	t = 1 h					t = 16 h						
						$\Delta H$ m	$\frac{\Delta H}{\Delta L}$	$\frac{d^2 \cdot g}{K \cdot v \cdot \Delta L}$	$\sigma$	$v_r$ m/h	$\Delta H$ m	$\frac{\Delta H}{\Delta L}$	$\frac{d^2 \cdot g}{K \cdot v \cdot \Delta L}$	$\sigma$	$v_r$ m/h	$\epsilon$	G s <sup>-1</sup>
0,10	0,10	0,050	0,025	0,25	131,6	0,035	0,35	4,6	0,05	5,6	0,320	3,20	42,5	0,23	10,2	0,220	163
0,20	0,10	0,080	0,010	0,10	134,7	0,005	0,05	1,7	0,01	5,1	0,165	1,65	54,8	0,24	10,7	0,210	119
0,30	0,10	0,130	0,010	0,10	355,7	0,010	0,10	3,3	0,04	5,5	0,095	0,95	31,5	0,20	9,0	0,250	83
0,40	0,10	0,050	0,030	0,30	53,2	0,030	0,30	9,8	0,01	5,1	0,125	1,25	41,5	0,12	7,6	0,230	206
0,50	0,10	0,075	0,030	0,30	119,7	0,030	0,30	9,8	0,01	5,1	0,090	0,90	29,6	0,05	5,8	0,300	154
0,60	0,10	0,080	0,020	0,20	90,8	0,020	0,20	9,9	0,01	5,1	0,085	0,85	42,0	0,12	7,6	0,230	170
0,70	0,10	0,090	0,020	0,20	114,9	0,010	0,10	5,0	-	5,0	0,055	0,55	27,3	0,05	5,8	0,300	119
0,80	0,10	0,120	0,015	0,15	153,2	0,010	0,10	6,6	-	5,0	0,035	0,35	22,4	0,03	5,5	0,320	93
0,90	0,10	0,150	0,010	0,10	159,5	0,005	0,05	4,9	-	5,0	0,035	0,35	34,6	0,06	6,0	0,290	96



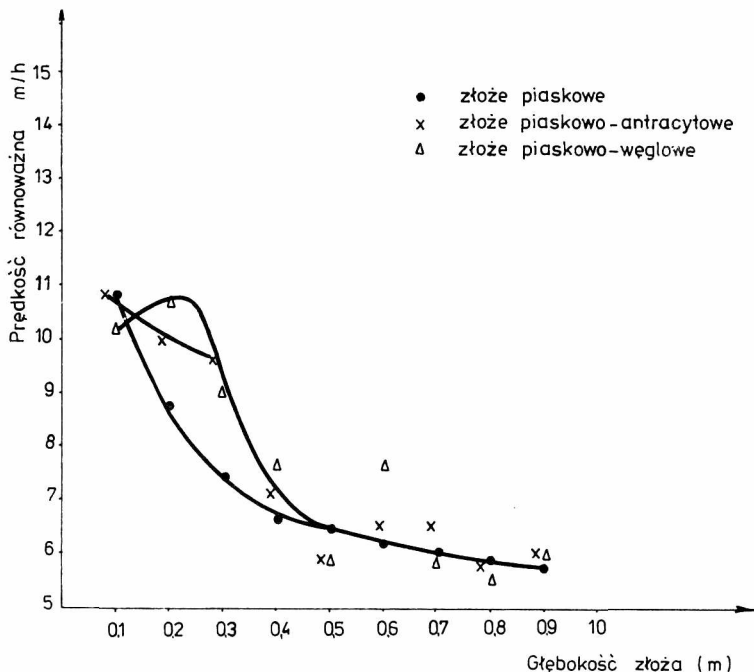
Rys.32. Stopień zanieczyszczenia złożów filtracyjnych  
Fig.32. Specific deposit in the filter beds



Rys.33. Zmiana porowatości na głębokości złożów filtracyjnych  
Fig.33. Porosity variation as a function of bed depth

Korzystając z warunku ciągłości ruchu i zwiększenia się prędkości rzeczywistej, wyznaczono równoważną prędkość filtracji

$$v_r = \frac{\epsilon}{\epsilon_t} \cdot v \quad (5)$$

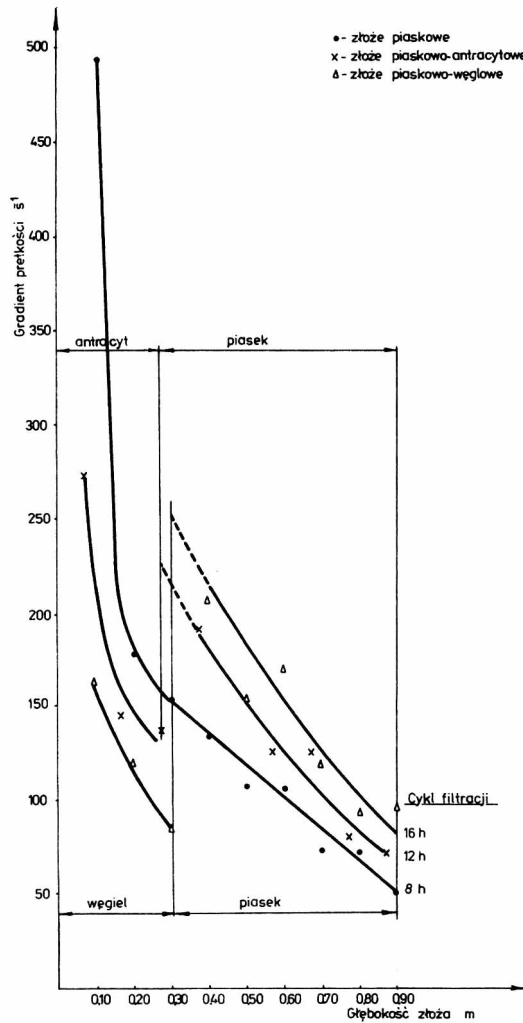


Rys.34. Zmiana równoważnej prędkości filtracji na głębokościach złóż filtracyjnych  
 Fig.34. Variation of equivalent filtration rate as a function of bed depth

Zmiany prędkości równoważnej przedstawiono na rysunku 34.

W cyklu filtracyjnym równoważna prędkość filtracji zwiększyła się ponad dwukrotnie w górnych warstwach złóż. W dolnych warstwach złóż filtracyjnych prędkość równoważna była prawie jednakowa dla badanych złóż i różniła się od początkowej prędkości filtracji o ok. 20%.

Z charakteru zmian prędkości równoważnej nie można wnosić o panujących w złożu warunkach flokulacji. W tym celu wyznaczono z wzoru (43) gradient prędkości, uwzględniając zmianę porowatości złoża i równoważnej prędkości filtracji. W warstwie piasku złóż dwuwarstwowych wartości gradientu można porównać z gradientami złoża jednowarstwowego - piaskowego na tej samej głębokości (rys.35). Wyższe wartości gradientów dla warstw piasku złóż dwuwarstwowych wynikają z wydłużenia cyklu filtracji. Górne warstwy złóż, które są przede wszystkim odpowiedzialne za filtrację, są bardzo zróżnicowane pod względem warunków flokulacji. Najkorzystniejsze warunki flokulacji panują w warstwie węgla, najgorsze - w złożu piaskowym.



Rys.35. Zmiana gradientu prędkości na głębokościach złoża filtracyjnych  
 Fig.35. Variation of velocity gradient as a function of bed depth

Analizując gradient prędkości na poszczególnych głębokościach złoża można stwierdzić, że ok. 0,30 m warstwa antracytu złoża dwuwarstwowego powoduje, iż warunki flokulacji w górnej warstwie piasku są identyczne jak w górnej warstwie antracytu. W złożu piaskowo-węglowym natomiast gradient prędkości w górnej warstwie piasku jest prawie 2-krotnie wyższy niż gradient w górnej warstwie węgla.

Zmiany wartości gradientu prędkości na głębokości złoża odzwierciedlają pracę poszczególnych warstw filtracyjnych. Znalazło to potwierdzenie w badaniach prowadzonych w skali technicznej nad rozkładem zawieszin i glinu w poszczególnych warstwach złoża piaskowo-antracytowego w procesie koagulacji powierzchniowej [77].

Analiza gradientu prędkości okazała się także pomocną techniką do oceny przydatności uziarnienia złóż filtracyjnych i polielektrolitów w procesie filtracji. Wartości średniego gradientu prędkości w procesie filtracji z polielektrolitami przedstawiono w tab.9. Wykazały one, że warunki flokulacji w złożach ulegają poprawie dla stosowanych polielektrolitów w kolejności: Polyhall 650, Calgon M-502, Rokrysol WF-5, Polyox i praktycznie dla tych flokulantów z wyjątkiem anionowego Polyhallu 650 już się nie zmieniają w złożach o uziarnieniu  $d_{50}$ =równym 2-3 mm. Świadczy to o celowości stosowania piaskowych złóż gruboziarnistych (2-3 mm) do filtracji wody, z równoczesną koagulacją polielektrolitami, a ograniczenia ilościowe badanych flokulantów dotyczą w znacznym stopniu tylko Polyhallu 650.

T a b e l a 9

Wartości średnich gradientów prędkości w procesie filtracji z równoczesną koagulacją domieszek polielektrolitami

Polielektrolity	Gradient prędkości [ $s^{-1}$ ] w złożach filtracyjnych o $d_{50}$		
	1 mm	2 mm	3 mm
Kationowe Calgon M-502	100-380	45-140	40-135
Rokrysol WF-5	100-360	45-95	40-90
Niejonowy Polyox	100-240	45-65	40-70
Anionowy Polyhall 650	100-700	45-390	40-300

#### 5.10. Podsumowanie badań

Flokulację można opisać parametrami fizyczno-chemicznymi, takimi jak: rodzaj i dawka koagulantów, temperatura i odczyn wody, potencjał elektrokinetyczny i gradient prędkości, niezależnie od sposobu prowadzenia procesu i należy je rozpatrywać łącznie, gdyż uzupełniają się wzajemnie. Zależnie od rodzaju flokulacji wielkości optymalne tych parametrów zmieniają się. Zachowanie właściwych parametrów prowadzi do uzyskania wysokiej skuteczności całego procesu oczyszczania. Porównu-

jąc flokulację w złożach filtracyjnych z flokulacją w koagulacji objętościowej stwierdzono pewne podobieństwa i różnice w przebiegu obu procesów.

Zarówno w koagulacji objętościowej, jak i złożach filtracyjnych koagulantami podstawowymi mogą być sole hydrolizujące oraz polielektrolity kationowe. Polielektrolity anionowe używane są na ogół jako środki wspomagające [78]. W przeprowadzonych badaniach wykazano także ich dużą przydatność do bezpośredniego oczyszczania wody w procesie filtracji, mimo uzyskanej niskiej efektywności w koagulacji objętościowej.

Koagulacja w złożach filtracyjnych wymaga mniejszych dawek koagulantów niż w układzie objętościowym o ok. 30%-50%. Maksymalne, niezbędne dawki koagulantów w procesie filtracji zależą od długości cykli filtracyjnych. Wielkość dawek koagulantów hydrolizujących w koagulacji objętościowej wiąże się z odczynem wody. Zachowanie optymalnego pH powoduje prawie dwukrotne zmniejszenie dawki siarczanu glinowego, bez pogorszenia jakości wody.

Optymalny odczyn, który uzależniono od temperatury wody, zmniejszał się wraz z jej wzrostem dla wody z rzeki Odry [59]. Podobne zależności stwierdzono dla innych wód [79] i również dla koagulantów żelazowych [80]. Przy stosowaniu polielektrolitów wpływ pH i temperatury jest niewielki i można go pominąć [73].

W procesie filtracji natomiast nie stwierdzono tak ścisłej zależności pomiędzy odczynem optymalnym a temperaturą wody, jak w koagulacji objętościowej. Flokulacja w złożach filtracyjnych zachodziła z dużym powodzeniem, nawet w niskich temperaturach. Odczyn wody wpływał jedynie na długość cyklu filtracyjnego, a nie na efektywność oczyszczania. Przydatność potencjału  $\zeta$  do kontroli procesu koagulacji objętościowej jest bezsporna [74,80,81,82]. Pomiar potencjału elektrokinetycznego cząstek umożliwia bliższe poznanie przebiegu procesu flokulacji. Pozwala on ustalić optymalne wielkości dawek koagulantów oraz prowadzić proces bardzo efektywnie. W koagulacji objętościowej siarczanem glinowym wykazano, iż usuwanie mętności zachodzi przy potencjale  $\zeta$  -8,5 mV, barwy - od -3,0 do -5,0 mV [68]. Stosując polielektrolity, usuwanie domieszek z wody zachodzi już przy wyższych wartościach bezwzględnych potencjału  $\zeta$ .

W procesie filtracji stwierdzono również występowanie przedziału potencjału  $\zeta$  usuwania zanieczyszczeń. I tak: dla usuwania mętności potencjał  $\zeta$  wynosił od -17,0 do -19,0 mV, dla usuwania utlenialności, korelującej z barwą, ok. -14,5 mV.

Usuwanie domieszek przy wyższych bezwzględnych wartościach potencjału  $\zeta$  w procesie filtracji tłumaczy skutecznie działanie mniejszych,

w stosunku do koagulacji objętościowej, dawek koagulantu. Potencjał  $\zeta$  może być również pomocnym czynnikiem w ocenie hydrauliki filtracji (rys.31, tab.5).

Przebieg zjawisk hydraulicznych w złożach filtracyjnych bezpośrednio decyduje o warunkach flokulacji. Zmieniają się one zależnie od czasu filtracji oraz rodzaju i głębokości złoża, w przeciwieństwie do flokulacji objętościowej, w której są stałe podczas całego procesu. Optymalne wartości gradientu prędkości w koagulacji objętościowej wynoszą od 20 do 60 s<sup>-1</sup> po zastosowaniu koagulantów hydrolizujących i znacznie przekraczają 100 s<sup>-1</sup> po zastosowaniu polielektrolitów [38]. W procesie filtracji wyznaczone gradienty prędkości w cyklu wynosiły: w złożu piaskowym - od 110 do ok. 500 s<sup>-1</sup>, w warstwie antracytu złoża piaskowo-antracytowego - od ok. 40 do 270 s<sup>-1</sup>, w warstwie węgla złoża piaskowo-węglowego - od 15 do 160 s<sup>-1</sup>.

Pogorszenie warunków flokulacji w cyklu filtracyjnym następuje w wyniku zatrzymywania zanieczyszczeń, przez co zmniejsza się porowatość złożeń, co z kolei zwiększa prędkość przepływu wody w porach złoża.

Porównując warunki flokulacji na podstawie gradientu prędkości można stwierdzić, iż najkorzystniejsze są one w złożach o najmniejszej gęstości. Wartości gradientu prędkości uzasadniają celowość zwiększania prędkości w złożach wielowarstwowych, a także stosowanie polielektrolitów dla zapobiegania niszczeniu kłaczków w wyniku wzrostu działania sił ścinania.

Wielkości gradientu prędkości na poszczególnych głębokościach złożeń dwuwarstwowych wskazują na oddzielną pracę każdej warstwy zgodnie z modelem filtracji dwuwarstwowej [23].

## 6. Wnioski

1. Przebieg zjawisk w procesie filtracji wody z równoczesną koagulacją jest na ogół zgodny z mechanizmem flokulacji.

2. Flokulację w złożach filtracyjnych opisano wyprowadzonym równaniem średniego gradientu prędkości ruchu cieczy

$$G = \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^2} \frac{v}{d} \sqrt{\frac{\rho_s - \rho}{\rho} K}$$

Wzór ten wyjaśnia znaczenie gęstości materiału filtracyjnego uziarnienia, porowatości i związanej z nimi prędkość filtracji.

3. Hydraulika filtracji ulega zmianom w czasie wskutek zatrzymywania zanieczyszczeń w złożu, co pogarsza warunki flokulacji. Jednakowe warunki flokulacji można utrzymać przez stosowanie odpowiedniej prędkości filtracji, wzrastającej wraz ze zmniejszającą się gęstością materiałów złożeń i malejącą w cyklu filtracyjnym.

4. Flokulacja w złożach zachodzi przy wysokich wartościach gradientów dochodzących do  $500 \text{ s}^{-1}$ . Wiąże się to z zabezpieczeniem wytrzymałości kłaczków. Celowe jest wówczas stosowanie polielektrolitów do filtracji, bądź impregnacji złoż.

5. Parametry fizyczno-chemiczne, podobnie jak w koagulacji objętościowej, mogą stanowić kryteria technologiczne flokulacji, które posłużą do sterowania procesem. W porównaniu z koagulacją objętościową, w procesie filtracji znaczenie temperatury wody jest mniejsze.

Wielkości dawek koagulantów i ich rodzaje uwarunkowane są nie tylko ich skutecznością, ale także długością cyklu filtracyjnego. Wydłużenie cyklu można uzyskać przez zachowanie optymalnego odczynu wody.

Gradient prędkości i potencjał elektrokinetyczny można bezpośrednio wykorzystać do optymalizacji przebiegu procesu, jak również do modelowania zjawisk filtracji.

#### Literatura

- [ 1 ] STUMM W., MORGAN J.J., Chemical Aspects of Coagulation, JAWWA 8, 1962.
- [ 2 ] PILIPOVICH J.B., BLACK A.P., EIDSNERS F.A., STEARNS T.W., Electrophoretic Studies of Water Coagulation, JAWWA 11, 1958.
- [ 3 ] CHOJNACKI A., Zasady koagulacji domieszek w wodzie, Zeszyty IGK nr 7, 1957.
- [ 4 ] KUCHARSKI J., MONIUSZKO A., Oczyszczanie wód i ścieków przemysłowych metodą koagulacji, WNT, Warszawa 1967.
- [ 5 ] KORTUM G., Elektrochemia, PWN, Warszawa 1970.
- [ 6 ] ADAMSON A.W., Chemia fizyczna powierzchni, PWN, Warszawa 1963.
- [ 7 ] Wastewater Engineering, praca zbiorowa, McGraw-Hill Book Company, 1972.
- [ 8 ] STUMM W., O'MELIA Ch.R., Stoichiometry of Coagulation, JAWWA 5, 1968.
- [ 9 ] State of the Art of Coagulation, Mechanisms and Stoichiometry, Committee Report, JAWWA 2, 1971.
- [ 10 ] POPP P., WALTHER H.J., BÖHLER E., Die physikalisch-chemischen Grundlagen der Wasserbehandlung durch Flockung, Wasserwirtschaft-Wassertechnik 2, 1973.
- [ 11 ] CAMP T.R., Floc Volume Concentration, JAWWA 6, 1968.



- [12] Chemia koloidów, praca zbiorowa pod red. A.Kuhna, PWN, Warszawa 1957.
- [13] Argaman - Pilot Plant Studies of Flocculation, JAWWA 12, 1971.
- [14] HUDSON H.E., Physical Aspects of Flocculation, JAWWA 7, 1965.
- [15] COCKERHAM P.W., HIMELBLAU P.M., Stochastic Analysis of Orthokinetic Flocculation, Jour. of the Environmental Engineering Division M.A.S.C.E. 4, 1974.
- [16] HEREIT F., Matematický model pro výpočet filtračního cyklu vodárenských rychlofiltru, Vodní hospodářství 8, 1973.
- [17] BOYD R.H., GHOSH M.M., An Investigation of the Influences of Some Physicochemical Variables on Porous-Media Filtration, JAWWA 2, 1974.
- [18] IVES K.J., SHOLJI J., Closure to Research on Variables Affecting Filtration, Proc. ASCE, Jour. Sanit. Eng. Div. 1966.
- [19] IVES K.J., New Concepts in Filtration, Part 2 Theoretical Concepts, Water and Water Engineering 8, 1961.
- [20] IVES K.J., New Concepts in Filtration Part 3 Surface Force Concepts, Experimental Concepts and Conclusions, Water and Water Engineering 9, 1961.
- [21] SAKHTIVADIVEL R., THANIKACHALAM V., SEETHARAMAN S., Head-Loss Theories in Filtration, JAWWA 4, 1972.
- [22] TREANOR A.J., Filtration Through Deep Beds, Process Biochemistry 9, 1971.
- [23] KOWAL A.L., SOZAŃSKI M., GROCHULSKA-SEGAL E., Model procesu filtracji na złożach dwuwarstwowych, Pr.nauk.Inst.Inż.Ochr.Środow. PWr. nr 40, Studia i Materiały nr 20, s.101, 1978.
- [24] MICHAJLOV G.M., NIKOLAEV A.M., Obobščennaja zakonomernost gidravliki nepodvižnogo zernistogo sloja,Chimija i Chimičeskaja Technologija 5, 1963.
- [25] MICHAJLOV G.M., NIKOLAEV A.M., Obobščennaja zakonomernost gidrodynamiki zernistogo sloja,Chimija i Chimičeskaja Technologija 2, 1965.
- [26] ERGUN S., Pressure Drop in Blast Furnace and in Cupola,Industrial and Engineering Chemistry 1, 45, 1953.
- [27] MAĆKIEWICZ J., SOZAŃSKI M., Analiza zjawisk hydraulicznych w procesie filtracji pospiesznej, G.W.T.S. 4, 1973.
- [28] MINC D.M., KRISTUE V.P., PERELINA A.M., Metod kontaknogo osvetlenija vody, San. Tech. A.K.Ch., Moskva 1954.
- [29] GLINICKI Z., ROMAN M., ZAKRZEWSKI J., Efekt oczyszczania wody metodą koagulacji powierzchniowej, Gaz Woda i Techn. Sanit.8, 1956.
- [30] YAO K.M., HOLSIBIAN M.T., O'MELIA C.R., Water and Wastewater Filtration: Concepts and Applications, Envir.Sci.Technology 11,1971.

- [31] ADIN A., REBHUM M., High-Rate Contact Flocculation-Filtration with Cationic Polyelectrolites, JAWWA 2, 1974.
- [32] HUDSON E.E., Physical Aspects of Filtration, JAWWA 1, 1969.
- [33] Coagulation-Filtration Practice as Related to Research, A Committee Report, JAWWA 8, 1974.
- [34] KOWAL A.L., MAĆKIEWICZ J., Średni gradient prędkości w filtracji wody, Inż.Chem. VII, 3, 643, 1977.
- [35] TESARIK J., VOSTRČIL J., A theoretical consideration on entrapment of flocs in the sludge blanket, Water Research 10, 1975.
- [36] ROMAN M., O górnej granicy stosowalności prawa Darcy, Zesz.nauk. Politechniki Warszawskiej nr 47, Budownictwo nr 14, Warszawa 1960.
- [37] ŽUBRA T., MOROZ S.J., MIAGKIJ D.D., Rozrobotka i vnedrenie plavajušćich zagruzok w praktiku filtrovanija vody, Vodosnabżenie i Sanit. Tech. nr 5, 1975.
- [38] KOWAL A.L., MAĆKIEWICZ J., Warunki flokulacji w koagulacji ścieków, Gospodarka Wodna 3, 1978.
- [39] KOWAL A.L., Filtry wielowarstwowe do oczyszczania wody, Pr.nauk. Inst.Inż.Sanit. i Wodnej PWr. nr 15, Wrocław 1972.
- [40] KOWAL A.L., MAĆKIEWICZ J., Metody oczyszczania wód powierzchniowych dla zaopatrzenia wsi "Zagadnienia zaopatrzenia w wodę miast i wsi" V krajowa konferencja naukowo-techniczna PZITS, Poznań 1976.
- [41] TANNER R.D., Zeta Potential Controls Direct Filtration Coagulation, Water and Sewage Works 8, 1974.
- [42] TREDGETT R.G., Direct-Filtration Studies for Metropolitan Toronto, JAWWA 2, 1974.
- [43] SPINK C.M., MONSCVITZ J.T., Design and Operation of 200 mgd Direct-Filtration Facility, JAWWA 2, 1974.
- [44] DU HAMEL N.J., What is high-rate filtration, Water and Wastes Engineering 1, 1970.
- [45] JORDAN R.M., Electrophoretic Studies of Filtration, JAWWA 1, 1963.
- [46] HANNAH S.A., COHEN J.M., ROBECK G.G., Control Techniques for Coagulation-Filtration, JAWWA 9, 1967.
- [47] MOFFET J.W., The Chemistry of High-Rate Water Treatment, JAWWA 11, 1968.
- [48] BLACK A.P., SINGLEY J.E., WHITTLE G.P., MAULDING J.S., Stoichiometry of the Coagulation of Color - Causing Organic Compounds With Ferric Sulfate, JAWWA 10, 1963.
- [49] KOWAL A.L., MAĆKIEWICZ J., ŚWIDERSKA-BRÓŻ M., Badania oczyszczania wód powierzchniowych metodami koagulacji, Gaz,Woda i Technika Sanitarna 10/11, 1976.
- [50] CAMP J.R., Speed up water plants, Water and Wastes Engineering 1, 1974.

- [51] HUTCHISON W., FOLEY P.D., Operational and Experimental Results of Direct Filtration, JAWWA 2, 1974.
- [52] KOWAL A.L., Badania nad usuwaniem żelaza i manganu z wody w procesach jej oczyszczania dla celów wodociągowych, Zesz.nauk.PWr. nr 213, Inż.Sanit. XVIII, Wrocław 1969.
- [53] KOWAL A.L., MAĆKIEWICZ J., Modyfikacja procesu koagulacji, Zesz. nauk. Politechniki Krakowskiej, Budownictwo Wodne i Inż. Sanit. z 23, Kraków 1975.
- [54] SHUL K.E., Filtrability Techniques for Improving Water Clarification, JAWWA 9, 1967.
- [55] SOLOVEV E.A., O pracy filtrów kontaktowych, Vodosnabżenie i Sanit. Techn. 12, 1965.
- [56] KREISSL J.F., ROBECK G.G., SOMMERVILLE G.A., Use of Pilot Filters to Predict Optimum Chemical Feeds, JAWWA 3, 1968.
- [57] FOESS G.W., BORCHARDT J.A., Electrokinetic Phenomena in the Filtration of Algae Suspensions, JAWWA 7, 1963.
- [58] O'MELIA C.R., CRAPPS D.K., Some Chemical Aspects of Rapid Sand Filtration, JAWWA 10, 1964.
- [59] KOWAL A.L., MAĆKIEWICZ J., Wpływ odczynu na niektóre procesy oczyszczania wody, Gospodarka Wodna 7, 1976.
- [60] ZAKRZEWSKI J., Zależność procesu koagulacji powierzchniowej od temperatury wody i od rodzaju stosowanego koagulanta, Zeszyt 21 IGK, Warszawa 1968.
- [61] KOWAL A.L., MAĆKIEWICZ J., The Effect of Water Temperature on the course of Alum Coagulation of Colloidal particles in water, Environment Protection Engineering, Wrocław, 1, 1975.
- [62] SWEENEY G.E., PRENDIVILLE P.W., Direct Filtration, JAWWA 2, 1974.
- [63] DZIĘGIELEWSKI B., KOWAL A.L., MAĆKIEWICZ J., Impregnacja złóż filtracyjnych polielektrolitami, "Metody fizykochemiczne oczyszczania wód i ścieków", materiały konferencyjne SITP Chem. Lublin 1976.
- [64] BIŁOZOR S., BŁAŻEJEWSKI M., MASTALERZ Z., Badania nad koagulacją w filtrach piaskowo-antracytowych, Pr.nauk.Inst.Inż.Ochr.Środ. PWr.nr 27, Wrocław 1974.
- [65] LOGANATHAN P., MAIER W.J., Some Surface Chemical Aspects in Turbidity Removal by Sand Filtration, JAWWA 6, 1975.
- [66] KOWAL A.L., MAĆKIEWICZ J., ŚWIDERSKA-BRÓŻ M., Badania nad oczyszczaniem wody z eutroficznego zbiornika zaporowego, Gospodarka Wodna 5, 1976.
- [67] KOWAL A.L., DZIĘGIELEWSKI B., DZIUBEK A., MAĆKIEWICZ J., ŚWIDERSKA-BRÓŻ M., Usuwanie zawiesin z wód dołowych w procesie filtracji wspomaganej flokulantami. Raport Inst.Inż.Ochr.Środ.PWr. Wrocław 1976.

- [68] KOWAL A.L., MAĆKIEWICZ J., SOZAŃSKI M., Pomiary potencjału elektrokinetycznego w technologii koagulacji wody, Gaz, Woda i Technika Sanit. 1, 1975.
- [69] BIŁYK A., Koagulacja w procesie odnowy wody, Komunikat Inst. Inż. Ochr. Środ. PWr. (praca doktorska) Wrocław 1976.
- [70] KOWAL A.L., BIŁYK A., KOWALSKI T., Technologia uzdatniania oczyszczanych ścieków miejskich dla zapotrzebowania w wodę Huty Szkła "Wałbrzych", Raport Inst. Inż. Ochr. Środ. PWr. Wrocław 1974.
- [71] ZAKRZEWSKI J., Próby bezpośredniego koagulowania w złożu filtracyjnym wody o różnej temperaturze, materiały konferencyjne PZITS "Postęp Techniczny w Dziedzinie Wodociągów" nr 81, Wrocław 1968.
- [72] ZAKRZEWSKI J., Badania wpływu temperatury i rodzaju koagulantu na efekt oczyszczania wody na filtrze kontaktowym (praca doktorska) Warszawa 1965.
- [73] DZIUBEK A., KOWAL A.L., MAĆKIEWICZ J., ŚWIDERSKA-BRÓŻ M., Zastosowanie polielektrolitów do strącania zawiesin w wodach dołowych, materiały konferencyjne SITPCh "Metody fizykochemiczne oczyszczania wód i ścieków", Lublin 1976.
- [74] RIDDICK T.M., Zeta Potential and Its Application to Difficult Waters, JAWWA 8, 1961.
- [75] SZACHTMAN J.M., Filtracja malokoncentrowanych suspenzji, Izdatelstvo Akademii Nauk ZSRR, Moskwa 1961.
- [76] KREISSL J.F., ROBECK G.G., SOMERVILLE G.A., Use of Pilot Filters to Predict Optimum Chemical Feeds, JAWWA 3, 1968.
- [77] BIŁOZOR S. i inni, Badania w skali technicznej nad wprowadzeniem koagulacji na stacji wodociągowej Kozłowa Góra, maszynopis IKS, Poznań 1976.
- [78] PRESSMAN M., Cationic Polyelectrolytes as Prime Coagulants in Natural-Water Treatment, JAWWA 2, 1967.
- [79] MOHTADI M.F., RAO P.N., Effect of Temperature on Flocculation of Aqueous Dispersions, Water Research Pergamon Press 7, 1973.
- [80] MAUDLING J.S., HARRIS R.H., Effect of Ionic Environment and Temperature on the Coagulation of Color-Causing Organic Compounds with Ferric Sulfate, JAWWA 4, 1968.
- [81] KAWAMURA S., HANNA G.P., SHUMATE K.S., Application of Colloid Filtration Technique to Flocculation Control, JAWWA nr 8, 1967.
- [82] GUPTA V.S., BHATLACHARJYA S.K., DUTTA B.K., Zeta Potential Control for Alum Coagulation, JAWWA 1, 1975.

Praca wpłynęła do Redakcji 23 VI 1979 r.

## FLOCCULATION IN FILTER BED MEDIA

The effect of some physical-chemical factors on the course of the flocculation process in filter bed media is established.

To determine and compare the flocculation conditions in the filtration process, an expression for the average velocity gradient is derived on the basis of the hydraulic parameters:

$$G = \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^2} \frac{v}{d} \sqrt{\frac{\rho_s - \rho}{\rho} K}$$

The above formula describes the required filtration rate which is related to the flocculation conditions. The variations of the flocculation conditions in the filtration run are established in terms of the filtration model, which is characterized by the following three variables - porosity, grain diameter and equivalent filtration rate. In addition to hydrolysing coagulants and cation polyelectrolytes, the experiments justify the usability of anion polyelectrolytes in the filtration process.

The measurements of electrophoretic mobility show that in the filtration process turbidity and COD are removed at a Zeta-potential of up to -14 mV. The values of the Zeta-potential (higher than those observed in volume coagulation), at which the pollutants are removed from the water, confirm the possibility of employing lower coagulant doses for direct filtration.

The Zeta-potential, which ensures the optimum operation of the filter bed media, approaches -17.5 mV. When this value is achieved, the coagulant dose is limited to  $60 \text{ g Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{ H}_2\text{O}$ , and with this dose the filtration run both for sand filter and sand-anthracite filter beds becomes considerably shortened. The extension of the filtration run can be achieved, when the optimum pH is kept constant.

An analysis of the flocculation process shows that it is advisable to apply multi-media and polyelectrolytes in the coagulation of water directly in the filter beds, as the flocculation conditions at a low filter-bed density are more advantageous than those in the volume coagulation.

Translated by Janina Kosińska

## ФЛОКУЛЯЦИЯ В МНОГОСЛОЙНЫХ ФИЛЬТРАХ

Определено влияние физико-химических факторов на ход флокуляции в многослойных фильтрах.

Для определения и сравнения условий флокуляции при процессе фильтрования выведена, на основе гидравлических параметров, формула для среднего градиента скорости движения жидкости:

$$G = \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^2} \frac{v}{d} \sqrt{\frac{\rho_s - \rho}{\rho} K}$$

Она объясняет влияние плотности фильтров на рекомендуемую скорость фильтрации в зависимости от условий флокуляции. Изменение условий флокуляции в фильтрационном цикле определено путем принятия модели фильтрации, характеризующейся тремя переменными величинами: пористостью, грануляцией и эквивалентной скоростью фильтрования.

Показана пригодность формулы не только для случаев фильтрации гидролизующих коагулянтов и катионных полиэлектролитов, но и фильтрации анионных полиэлектролитов.

На основе измерения электрофоретической подвижности установлено, что удаление загрязнений в процессе фильтрации происходит при потенциале  $\zeta$ , достигающем  $-14$  мВ. Абсолютные значения потенциала  $\zeta$  удаления примесей из воды, более высокие чем при объемной коагуляции, указывают на возможность применять для непосредственной фильтрации более низкие дозы коагулянтов.

Максимальный потенциал  $\zeta$ , обеспечивающий оптимальную работу многослойных фильтров, составлял примерно  $-17,5$  мВ. Это значение снижает дозу коагулянта до  $60 \text{ г/м}^3 \text{ Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  при которой цикл фильтрации для песочного и песочно-антрацитного фильтра подвергся чрезмерному сокращению. Удлинить его возможно лишь сохранением оптимальной реакции воды. Анализ флокуляции показал целесообразность применения многослойных фильтров и полиэлектролитов для проведения коагуляции непосредственно в процессе фильтрации, а то из-за более выгодных и более приближенных к объемной коагуляции условий флокуляции в многослойных фильтрах с низкой плотностью.

Перевел Чеслав Штуковски

Spis treści

1. Wstęp .....	5
2. Mechanizm usuwania koloidów w procesie koagulacji .....	6
2.1. Kinetyka procesu koagulacji .....	7
3. Mechanizm filtracji .....	14
3.1. Podstawy teoretyczne procesu filtracji .....	14
3.2. Modele filtracji .....	17
3.3. Koagulacja powierzchniowa w złożach filtracyjnych .....	24
3.4. Analiza mechanizmu flokulacji w procesie filtracji na podstawie gradientu prędkości.....	25
4. Skuteczność procesu filtracji w koagulacji powierzchniowej ....	30
5. Badania nad wpływem parametrów fizyczno-chemicznych na przebieg flokulacji w złożach filtracyjnych.....	34
5.1. Cel i zakres pracy .....	34
5.2. Sposób prowadzenia badań .....	35
5.3. Skład badanych prób wody .....	36
5.4. Wpływ rodzaju złoża i dawek koagulanta na długość cyklu filtracyjnego .....	36
5.5. Znaczenie temperatury w koagulacji powierzchniowej.....	43
5.6. Wpływ odczynu wody na filtrację wody .....	43
5.7. Wpływ polielektrolitów na filtrację wody .....	44
5.8. Znaczenie potencjału elektrokinetycznego cząstek w filtracji wody .....	47
5.9. Zjawiska hydrauliczne w złożu filtracyjnym .....	51
5.10. Podsumowanie badań .....	59
6. Wnioski .....	61

Contents

1. Introduction .....	5
2. Mechanism of colloidal particle removal in the coagulation process .....	6
2.1. Kinetics of the coagulation process .....	7
3. Mechanism of filtration .....	14
3.1. Theoretical concepts in filtration .....	14
3.2. Filtration model .....	17
3.3. Surface coagulation on filter beds .....	23
3.4. Flocculation mechanism in the filtration process (analysed in terms of velocity gradient) .....	25
4. Efficiency of the filtration process in surface coagulation ...	30
5. Physical-chemical parameters affecting the coagulation process in filter beds .....	34
5.1. Aim and scope of the experiments .....	34
5.2. Investigation methods .....	35
5.3. Water composition .....	36
5.4. The effect of the bed type and coagulant dose on the filtration cycle time .....	36
5.5. The effect of temperature on surface-coagulation .....	43
5.6. The effect of pH on the filtration of water .....	43
5.7. The effect of polyelectrolytes on the filtration of water .....	44
5.8. The effect of Zeta-potential on the filtration process ...	47
5.9. Hydraulic phenomena occurring in the filter bed .....	51
5.10. Summary of the investigation results .....	59
6. Conclusions .....	61



PRACE NAUKOWE INSTYTUTU INŻYNIERII OCHRONY ŚRODOWISKA  
(wydrukowane w latach 1974—78)

Nr 24, Monografie nr 5, F. Jankowski, M. Kłosowski, Z. Nowakowski, <i>Ekonomiczna praca dużych pompowni hydroforowych</i> , Wrocław 1975	20,—
Nr 25, Studia i Materiały nr 18, <i>Badania efektywności działania rozdrabniarek skratek kanalizacyjnych</i> , Wrocław 1976	26,—
Nr 26, Monografie nr 6, P.M. Kabsch, H.B. Meloch, <i>Odpylanie gazów z pieców elektrycznych do wytopu żelazostopów</i> , Wrocław 1975	20,—
Nr 27, Konferencje nr 3, <i>Koagulacja zanieczyszczeń wody</i> , Wrocław 1974	46,—
Nr 28, Monografie nr 7, P.M. Kabsch, <i>Metody badania zwilżalności pyłów</i> , Wrocław 1976	22,—
Nr 29, Monografie nr 8, J.D. Rutkowski, <i>Dezodoryzacja gazów odlotowych</i> , Wrocław 1975	42,—
Nr 30, Monografie nr 9, P.M. Kabsch, A. Kukliński, <i>Cyklony z wirującą cieczą</i> , Wrocław 1976	20,—
Nr 31, Konferencje nr 4, <i>Urządzenia do natleniania wody i ścieków</i> , Wrocław 1974	23,—
Nr 32, Konferencje nr 5, <i>Oczyszczanie ścieków i unieszkodliwianie odpadów przemysłowych</i> , Wrocław 1977	46,—
Nr 33, Monografie nr 10, Z. Siwoń, <i>Burzliwe przepływy cieczy w rurach perforowanych</i> , Wrocław 1976	40,—
Nr 34, Monografie nr 11, M. Sozański, <i>Wpływ charakterystycznych właściwości fizycznych i chemicznych osadów pokoagulacyjnych na parametry reologiczne</i> , Wrocław 1976	20,—
Nr 35, Monografie nr 12, E.S. Kempa, <i>Systematyka osadów ściekowych</i> , Wrocław 1976	45,—
Nr 36, Studia i Materiały nr 19, <i>Oczyszczanie przemysłowych gazów odlotowych metodami sorpcyjnymi</i> , Wrocław 1978	20,—
Nr 37, Konferencje nr 6, <i>Systemy zaopatrzenia w wodę miast i aglomeracji miejsko-przemysłowych</i> , Wrocław 1975	26,—
Nr 38, Monografie nr 13, M. Świdarska-Bróz, <i>Występowanie, toksyczność i usuwanie metali ciężkich z wód naturalnych</i> , Wrocław 1978	22,—
Nr 39, Konferencje nr 7, <i>Ochrona środowiska naturalnego</i> , Wrocław 1976	66,—
Nr 41, Konferencje nr 8, <i>Oczyszczanie gazów odlotowych</i> , Wrocław 1976	30,—
Nr 42, Konferencje nr 9, <i>Beseitigung industrieller Abwässer und Abfälle</i> , Wrocław 1977	48,—
Nr 43, Konferencje nr 10, <i>Oczyszczanie przemysłowych gazów odlotowych</i> , Wrocław 1977	20,—
Nr 44, Monografie nr 14, B. Cwynar, <i>Wpływ warunków meteorologicznych na korozyjne oddziaływanie atmosfery zawierającej dwutlenek siarki</i> , Wrocław 1978	33,—

Cena zł 25,—

BIBLIOTEKA Politechniki Wrocławskiej
A 4124I
1979 w 16/46



Subscription should be sent (at any time of the year) to:

„Ars Polona”

Krakowskie Przedmieście 7, 00-068 Warszawa  
or OR PAN, 00-901 Warszawa, PKiN, POLAND

Bank account number: NBP, VIII OM Nr 1550-6-81574 Warszawa/Poland  
Wydawnictwa Politechniki Wrocławskiej  
ma stałe na składzie Księgarnia Wr 49  
Wybrzeże Wyspiańskiego 27, 50-370 Wrocław  
oraz Wojewódzka Księgarnia Techniczna  
ul. Świdnicka 8, 50-067 Wrocław

ISSN 0084-2869