ZESZYTY
NAUKOWE
POLITECHNIKI
ŚLĄSKIEJ

D. 3852 (76

GÓRNICTWO

Z. 67a
GLIWICE
1976

POLITECHNIKA ŚLĄSKA

ZESZYTY NAUKOWE

Nr 434 a

- TADEUSZ PIECUCH

P. 3352/76

ANALITYCZNO-EMPIRYCZNY MODEL PROCESU FILTRACJI PRÓŻNIOWEJ ZAWIESIN MUŁÓW WĘGLOWYCH

(Wydanie drugie)

GLIWICE 1976

REDAKTOR NACZELNY WYDAWNICTW UCZELNIANYCH
POLITECHNIKI ŚLĄSKIEJ

Jan Bandrowski

REDAKTOR DZIAŁU

Mirosław Chudek

SEKRETARZ REDAKCJI

Jan Znamirowski

Wydano za zgodą
Rektora Politechniki Śląskiej

Dział Wydawnictw Politechniki Śląskiej
Gliwice, ul. Kujawska 2

Nakł. 80+140 Ark. wyd. 9,2 Ark. druk. 8,25 Papier offsetowy kl. III 70x100, 80 g
Oddano do druku 18.9.1975 Podpis. do druku 7.05.1976 Druk ukończ. w maju 1976
Zam. 523/76 N-25 Cena zł 23.—

Skład, fotokopie, druk i oprawę
wykonano w Zakładzie Graficznym Politechniki Śląskiej w Gliwicach

PJ-254/76

SPIS TREŚCI

Str.

1. WSTĘP 5

2. STUDIUM LITERATUROWE 9

2.1. Wprowadzenie referatowo-kompilacyjne 9

2.1.1. Analiza teoretyczna sposobu budowy podstawowych równań filtracji 9

2.1.2. Zagadnienie oporu filtracji 15

2.1.3. Ogólne różniczkowe równanie filtracji 19

2.1.4. Filtracja pod stałym ciśnieniem 20

2.1.5. Filtracja przy stałym przepływie 21

2.2. Stan badań 22

2.2.1. Zakres tematyczny zagadnienia 22

2.2.2. Ogólna problematyka technologii procesu filtracji.. 23

2.2.3. Prace z zakresu technologii filtracji próżniowej .. 47

2.2.4. Podsumowanie studium literaturowego 54

3. BADANIA WŁASNE 58

3.1. Technika prowadzenia pomiarów 58

3.2. Analiza wyników 61

3.2.1. Empiryczne równanie na określenie wydajności jednostkowej osadu 61

3.2.2. Empiryczne równania na określenie wydajności jednostkowej filtratu 72

3.2.3. Empiryczne równanie na określenie zawartości wilgoci w osadzie filtracyjnym 79

3.2.4. Empiryczne równanie na określenie zagęszczenia filtratu 88

3.2.5. Empiryczne równanie bilansowe 95

3.2.6. Technologiczny aspekt wzbogacania osadu w czasie filtracji 99

3.2.7. Przyczynowo-skutkowe aspekty mechanizmu stwierdzonych zależności 105

3.2.8. Rachunek błędu wyznaczonych funkcji 112

3.2.9. Analiza wartości rezultatów pracy 115

Str.

4. WNIOSKI 117

5. SPIS WAŻNIEJSZYCH SYMBOLI 118

6. LITERATURA 121

1. WSTĘP

Począwszy od 1969 roku w Instytucie Przeróbki Kopalin Politechniki Śląskiej w Gliwicach są prowadzone prace badawcze i teoretyczne nad technologią procesu filtracji próżniowej zawiesin mułów węglowych i rudnych przez autora niniejszego opracowania pod kierunkiem doc. dr hab. inż. Józefa Sówki.

Efektem kilku lat pracy nad zagadnieniem jest szereg publikacji i opracowań, a przede wszystkim wykonanie i ukończenie w czerwcu 1972 roku pracy doktorskiej na temat filtracji zawiesin mułów surowych węgli energetycznych.

Niniejsze opracowanie jest kontynuacją cyklu prac nad zagadnieniem filtracji zawiesin mułów węglowych prowadzonych dla filtracji próżniowej ciągłej.

Celem pracy było ustalenie zależności empirycznych określających wydajność i jakość produktów procesu w funkcji najważniejszych parametrów mogących ulegać zmianie i być regulowanymi w czasie trwania procesu.

Zestaw otrzymanych równań empirycznych stanowi matematyczny model procesu filtracji próżniowej ciągłej, należącego do operacji odwadniania i może być wykorzystany w obliczeniach bilansu materiałowego węzła filtracji w schemacie technologicznym zakładu.

Opracowanie ma charakter stosowany i podaje wytyczne do projektowania technologii procesu filtracji w układach obiegów wodno-mułowych na zakładach przeróbki mechanicznej węgla.

Dotychczasowe próby ustalenia empirycznych zależności na określenie wydajności jednostkowych produktów procesu filtracyjnego i ich jakości nie dały takich przybliżeń, aby wzory te mogły być stosowane w praktyce projektowej; wysiłki badaczy idą w kierunku otrzymania zależności uniwersalnych dla zawiesin węglowych.

Projektanci obiegów wodno-mułowych przyjmują jak dotychczas powierzchnie filtracyjne prawie wyłącznie w oparciu o własne wyczucie technologiczne i praktykę zawodową, a ich zdania co do prawidłowości doboru wielkości powierzchni filtracyjnych w projektowanych obiegach wodno-mułowych są podzielone i wahają się w zależności od własnego poglądu na sprawy ekonomicznych kryteriów odwadniania mechanicznego.

Dlatego też podjęcie badań w tym kierunku należy uważać za celowe i słuszne.

Wyniki doświadczeń i rezultaty obliczeń mogą być także wykorzystane przez projektantów i budowniczych urządzeń filtracji próżniowej.

Cel pracy, określa jednoznacznie hipotezę, którą autor postawił i której to słuszności w konsekwencji prowadzenia pracy chciał udowodnić.

Chodziło bowiem o to, iż mimo pewnych subtelnych różnic w przebiegu filtrowalności różnych mułów, proces filtracji próżniowej zawiesin mułów węglowych od najlepiej filtrowalnych koncentratów flotacyjnych poprzez muły surowe do najtrudniej filtrowalnych odpadów flotacyjnych można ująć w pewne wspólne, wypadkowe i najczęściej spotykane przebiegi w funkcji zmian najważniejszych parametrów procesu z taką dokładnością, że można będzie korzystać z tych relacji w praktyce.

W konsekwencji analizy tych przebiegów otrzymano jednolity, uniwersalny i zwarty system równań o stosunkowo prostej końcowej postaci, przez co relacje te są szybko i łatwo rozwiązalne co może mieć w przyszłości istotny wpływ na ich ewentualną powszechność stosowania.

W zakończeniu wstępu tej pracy, autor poczuwa się do obowiązku złożenia serdecznego podziękowania Z-cy Dyrektora d/s Nauki Instytutu Przeróbki Kopalin Pol. Śląskiej Panu doc. dr hab. inż. Józefowi Sówce za opiekę merytoryczną nad realizacją całokształtu pracy.

Szczególne podziękowania składa autor Dyrektorowi Instytutu Przeróbki i Wykorzystania Surowców Mineralnych Akademii Górniczo-Hutniczej w Krakowie Panu prof. dr hab. inż. Kazimierzowi Sztabie za cenne uwagi krytyczne i zaangażowanie w sprawy opracowywanej tematyki rozprawy, które dalece wybiegało poza obowiązki recenzenta. Dzięki Panu prof. dr hab. inż. Kazimierzowi Sztabie praca zyskała szereg uściśleń i została wzbogacona o istotne aspekty dotyczące mechanizmu zjawisk (rozdz. 3.2.7) oraz rachunek tolerancji wyznaczonych relacji (rozdz. 3.2.8).

Opinie o pracy do druku jako pracy habilitacyjnej w Zeszytach Naukowych Politechniki Śląskiej zostały przedłożone przez prof. dr hab. inż. K. Sztabę (AGH - Kraków) i doc. dr hab. inż. J. Sówkę (Politechnika Śląska - Gliwice).

Po otwarciu przewodu habilitacyjnego Uchwałą Rady Wydziału Górniczego z dnia 15 kwietnia 1974 r. oprócz Pana Prof. dr hab. inż. Kazimierza Sztaby i Doc. dr hab. inż. Józefa Sówki na recenzentów powołano Członka Rzeczywistego Polskiej Akademii Nauk Dyrektora Instytutu Inżynierii Chemicznej Politechniki Warszawskiej Pana Prof. zw. dr hab. inż. Janusza Ciborowskiego oraz J.M. Rektora Politechniki Śląskiej Dyrektora Instytutu Przeróbki Kopalin, Posła na Sejm PRL, Przewodniczącego Sejmowej Komisji Nauki Pana Prof. dr hab. inż. Jerzego Nawrockiego.

W tym miejscu autor dziękuje serdecznie Panu Prof. zw. dr hab. inż. Januszowi Ciborowskiemu za recenzję i dyskusję, dzięki którym pracę poszerzono, uzupełniono i usunięto pewne istotne błędy w rozdz. 2. dot. opracowania teoretycznych zagadnień przebiegu mechanizmu procesu.

Równocześnie autor dziękuje gorąco J.M. Rektorowi Pol. Śląskiej Panu Prof. dr hab. inż. Jerzemu Nawrockiemu za recenzje, zawarte w niej uwagi krytyczne i dyskusje nad opracowywanym zagadnieniem.

Autor dziękuje Dziekanowi Wydziału Górniczego Politechniki Śląskiej, Członkowi Komisji Mechaniki Górotworu Polskiej Akademii Nauk Panu Prof. dr hab. inż. Henrykowi Gilowi za okazaną przychylność, pomoc organizacyjną i szczególną życzliwość.

2. STUDIUM LITERATUROWE

2.1. Wprowadzenie referatowo-kompilacyjne

2.1.1. Analiza teoretyczna sposobu budowy podstawowych równań filtracji

Filtracja jest procesem technologicznym polegającym na rozdziale faz - stałej od ciekłej [1], gdzie fazą rozproszoną jest faza ciekła, zaś rozpraszającą faza stała (osad filtracyjny).

Załóżmy, że ze zbioru krzywoliniowych kapilar osadu filtracyjnego wybrano tylko jedną kapilarę, przyrównując ją do przewodu rurowego. Zakładamy ponadto, że kapilara jest prostką, a ruch cieczy ma charakter ruchu laminarnego.

Wychodząc z tych teoretycznych założeń i korzystając ze znanych praw hydromechaniki [2] można określić spadek ciśnienia w rozpatrywanej kapilarze funkcją typu

$$\Delta p = f\left(\lambda \cdot \frac{L}{d_z}\right), \tag{2.1}$$

gdzie:

λ - współczynnik tarcia oporu liniowego, bzw,

L - długość kapilary, m,

d_z - średnica zastępcza kapilary, m.

Wiadome jest także z nauki o ruchu płynów [3], że podstawowym kryterium rodzaju ruchu płynu jest pewien wskaźnik tzw. liczba (parametr) Reynoldsa. Jej wielkość wyraża się następującą zależnością

$$R_e = \frac{D_{cz} \cdot u \cdot \delta}{\mu} = \frac{D_{cz} \cdot u \cdot \varrho}{\mu \cdot g}, \tag{2.2}$$

gdzie:

δ - gęstość zawiesiny, $\frac{kg}{m^3}$,

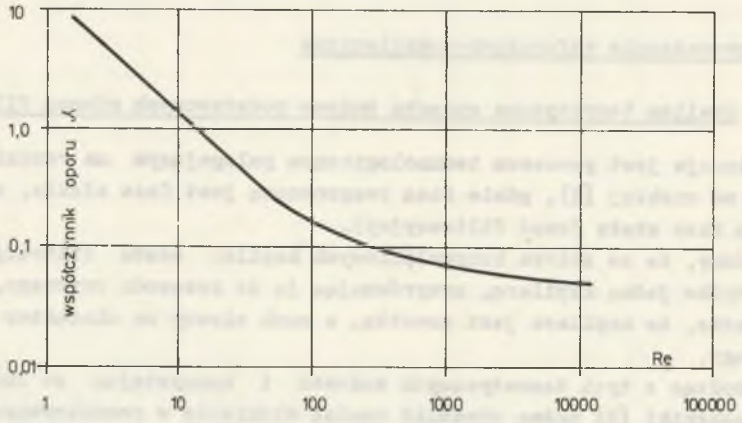
ϱ - ciężar właściwy zawiesiny, $\frac{kG}{m^3}$,

u - prędkość pozorna (tzn. prędkość cieczy przez tzw. przekrój pusty), $\frac{m}{s}$,

μ - lepkość dynamiczna, $\frac{kG \cdot s}{m^2}$,

D_{cz} - średnica cząstek tworzących osad filtracyjny, m.

Zależność współczynnika $\lambda = f(R_e)$ przedstawia [3, 5, 6, 7] wykres na rys. 2.1.



Rys. 2.1. Zależność współczynnika oporu od liczby Reynoldsa (dla warstwy porowatej z ciał kulistych)

Wszelkie dotychczasowe próby teoretycznego ujęcia procesu filtracji rozpatrują przepływ przez warstwę porowatą (osad filtracyjny) jako ruch laminarny a ponadto do analizy procesu filtracji przyjmuje się nieco zmodyfikowaną postać liczby Reynoldsa, bowiem przepływ płynu przez ośrodek porowaty różni się od przepływu przez rurociąg; o przepływie decydują wolne przestrzenie osadu (pory), które zależą m.in. od wielkości tzw. porowatości warstwy ε, średnicy cząstek tworzących osad D_{cz}, sferyczności φ orientacji, szorstkości itp.

Tę zmodyfikowaną postać liczby Reynoldsa określa się następującym równaniem [3, 7]

$$R'_e = \frac{D_{cz} \cdot u \cdot \delta \cdot F_{R_e}}{\mu} - \frac{D_{cz} \cdot u \cdot \varrho \cdot F_{R_e}}{\mu \cdot g}, \qquad (2.3)$$

gdzie:

F_{R_e} - tzw. współczynnik liczby Reynoldsa, bzw.

Różnica ciśnień działająca w układzie Δp, zużywa się przede wszystkim na pokonanie oporów, które w hydromechanice określa się terminem spadku wysokości tłoczenia.

Ponieważ zachodzi znana zależność równowagi energii kinetycznej i potencjalnej, co można najprościej ująć

$$\frac{m u^2}{2} = m \cdot g \cdot h \tag{2.4}$$

a więc

$$\frac{u^2}{2g} = h, \tag{2.5}$$

gdzie:

h - wysokość podnoszenia odpowiadająca stratom, m.

Korzystając z zależności (2.5) i prawa Pascala można uzupełnić równanie (2.1) do postaci funkcyjnej

$$\Delta p_{str} = \frac{u^2}{2g} \cdot \varrho = h_{str} \cdot \varrho$$

a więc

$$\Delta p_{str} = \frac{L}{d} \cdot \frac{u^2}{2g} \cdot \varrho = \frac{L}{d} \cdot h_{str} \cdot \varrho. \tag{2.6}$$

Analizę teoretyczną procesu filtracji można też rozpocząć wychodząc z równania Bernoulliego (2,4)

$$H = h + \frac{\Delta p}{\varrho} + \frac{u^2}{2g} \tag{2.7}$$

i założyć, że w układzie modelowym nie ma wysokości podnoszenia, a dysponowana w układzie różnica ciśnień jest siłą napędową procesu i zużytkowuje się tylko na nadanie zawiesinie prędkości. Można więc napisać:

$$- \frac{\Delta p}{\varrho} = \frac{u^2}{2g} \tag{2.8}$$

a więc

$$- \Delta p = \frac{u^2 \cdot \varrho}{2g} = \frac{u^2 \cdot \delta}{2}. \tag{2.9}$$

Jeżeli zaś założy się, o czym uprzednio wspomniano, że kapilara w warstwie osadu jest prostką (przewodem prostym), to należy jeszcze uwzględnić wielkość współczynnika oporu liniowego λ, odpowiadającego za dodatkowe straty ciśnienia ze względu na długość L i przekrój d, kapilary:

a więc otrzyma się analogicznie do równania (2.6), zależność

$$\Delta p = -\lambda \frac{L}{d} \frac{u^2 \cdot \varrho}{2g} = -\lambda \frac{L}{d} \cdot \frac{u^2 \cdot \delta}{2} . \qquad (2.10)$$

Ponieważ w warstwie osadu znajduje się szereg kapilar, które w zależności od chropowatości, asymetrii, ilości przegięć, porowatości itp. stawiają swój specyficzny opór, którego nie obejmuje swym zapisem równanie (2.10), należy uzupełnić je o współczynnik odpowiadający za te własności [3, 7], określony równaniem empirycznym tzw. współczynnik struktury osadu F_f

$$F_f = \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \varphi^2 , \qquad (2.11)$$

gdzie:

ε - porowatość osadu, bzw,

φ - sferyczność, bzw.

Uzupełniając równanie (2.10) o wielkość współczynnika struktury osadu otrzyma się

$$- \Delta p = \lambda \frac{L}{d} \frac{u^2 \cdot \varrho}{2g} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \varphi^2 . \qquad (2.12)$$

Do równania (2.12) można też wprowadzić zmodyfikowaną liczbę Reynoldsa R_e, określoną równaniem (2.3). Wymnóżmy w tym celu licznik i mianownik równania (2.12) przez odpowiednie, te same wielkości, tak że otrzyma się postać

$$- \Delta p = \lambda \frac{L}{d} \frac{u^2 \cdot \varrho}{2g} \cdot \frac{D_{cz} \cdot F_{R_e} \cdot \mu}{D_{cz} \cdot F_{R_e} \cdot \mu} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \varphi^2 . \qquad (2.13)$$

Zakładając, że średnica kapilar osadu d, jest równa średnicy cząstek stałych tworzących osad D_{cz}, po przekształceniu równania (2.13), otrzyma się

$$- \Delta p = \frac{d \cdot u \cdot \varrho F_{R_e}}{\mu \cdot g} \cdot \frac{\lambda \cdot L \cdot u \cdot \mu}{2 d^2 \cdot F_{R_e}} \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \varphi^2 \qquad (2.14)$$

a więc ostatecznie równanie

$$- \Delta p = R'_e \cdot \frac{L \cdot u \cdot \mu}{2 d^2 \cdot F_{R_e}} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \varphi^2 \qquad (2.15)$$

tzw. ogólne równanie s[illegible]ciśnienia w warstwie osadu. Przekształćmy postać równania (2.15) do formy

$$u = \frac{2\,d^2\,F_{R_e}}{R'_e \cdot \lambda} \cdot \frac{\Delta p}{L \cdot \mu} \cdot \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \cdot \frac{1}{\varphi^2} \qquad (2.16)$$

a następnie

$$u = \frac{1}{\frac{R'_e\,\lambda}{2d^2 \cdot F_{R_e}}} \cdot \frac{\Delta p}{L \cdot \mu} \cdot \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \cdot \frac{1}{\varphi^2} \qquad (2.17)$$

i podstawiając za przyjęte wielkości stałe nową stałą zastępczą

$$\frac{R'_e\,\lambda}{2d^2 \cdot F_{R_e}} = k \qquad (2.18)$$

otrzyma się wyrażenie

$$u = \frac{1}{k} \cdot \frac{\Delta p}{L \cdot \mu} \cdot \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \cdot \frac{1}{\varphi}. \qquad (2.19)$$

Tak otrzymana postać równania (2.19) znana jest w literaturze pod nazwą równania Kozeny-Carmana [8, 9, 11], natomiast stała k, zwana stałą Kozeny. Stała Kozeny jest stałą tylko w pewnych określonych granicach porowatości. Porowatość ta wg wielu autorów, na których powołuje się W.L. Ingmanson [10] waha się w granicach 0,45-0,9. Dla osadów filtracyjnych zawiesin mułów węglowych porowatość ta leży w granicach 0,4-0,6, a więc można do badań filtracji mułów węglowych, stosować równanie Kozeny-Carmana [12].

Według danych literaturowych [2, 3], średnio dla przewodów gładkich przy ruchu laminarnym przyjmuje się wielkość wsp. oporu liniowego równą

$$\lambda = \frac{64}{R_e} \qquad (2.20)$$

- podstawiając zależność (2.20) do równania (2.12) otrzyma się

$$-\Delta p = \frac{64}{R_e} \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{u^2 \cdot \varrho}{2g} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \varphi^2 \qquad (2.21)$$

- a następnie podstawiając do równania (2.21) wielkość R'_e wg równania (2.3)

$$-\Delta p = \frac{64}{\frac{d \cdot u \cdot \delta \cdot R_{F_e}}{\mu}} \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{u^2 \cdot \varrho}{2g} \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \varphi^2 \qquad (2.22)$$

po czym wstawiając do równania (2.22), zależność (2.11) otrzyma się

$$-\Delta p = \frac{\mu 64}{d \cdot u \cdot \delta} \cdot \frac{F_f}{F_{R_e}} \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{u^2 \cdot \varrho}{2g} \qquad (2.23)$$

a następnie

$$-\Delta p = \frac{32 \cdot \mu \cdot u \cdot \varrho L}{d^2 \cdot \frac{\varrho}{g} \cdot g} \cdot \frac{F_f}{F_{R_e}} = \frac{32 \cdot L \cdot \mu \cdot u}{d^2} \cdot \frac{F_f}{F_{R_e}} . \qquad (2.24)$$

Równanie (2.24) jest częściej spotykane w literaturze w postaci

$$u = \frac{d^2 \cdot F_{R_e}}{32 \cdot F_f} \cdot \frac{\Delta p}{\mu \cdot L} \qquad (2.25)$$

jak tzw. równanie Poiseuillea [3, 13, 14, 15, 16, 17].

Ponieważ można teraz założyć, że d jest stałe, zaś wielkości F_f, F_{R_e} i wartość 32 to też stałe, a więc

$$K = \frac{d^2 \cdot F_{R_e}}{32 \cdot F_f}, \qquad (2.26)$$

gdzie wielkość K to tzw. stała przepuszczalności.

Podstawiając równanie (2.26) do równania (2.25) otrzyma się postać

$$-\Delta p = \frac{1}{K} \cdot L \cdot \mu \cdot u \qquad (2.27)$$

znaną bardziej w formie przekształconej w literaturze pod nazwą równania Darcy [3, 4, 13, 14, 15, 16].

$$u = K \frac{-\Delta p}{L \cdot \mu} . \qquad (2.28)$$

Należy zwrócić uwagę także na fakt, że wg niektórych danych [7] współczynnik oporu liniowego λ dla przepływu przez warstwy porowate jest równy

$$\lambda = \frac{400}{R_e} \qquad (2.29)$$

a więc

$$-\Delta p = \frac{200 \cdot L \cdot \mu \cdot u}{d^2} \cdot \frac{F_f}{F_{R_e}} \qquad (2.30)$$

i stała przepuszczalności w tym przypadku jest równa

$$K = \frac{d^2}{400} \cdot \frac{F_{R_e}}{F_f} \qquad (2.31)$$

co nie zmienia efektu końcowego wyprowadzenia równania Darcy. Zarówno wartości $\frac{64}{R_e}$ i $\frac{400}{R_e}$ dla typowych wartości podstawień poszczególnych parametrów równania na określenie R_e, dają po obliczeniu takie wielkości, które leżą w obszarze ruchu laminarnego.

2.1.2. Zagadnienie oporu filtracji

Równanie Darcy (2.28) jest chyba najczęściej spotykaną w literaturze formułą [4, 7, 10, 13, 14, 15, 16] stanowiącą bazę do rozważań teoretycznych nad procesem filtracji.

Rozpoczynając analizę procesu na podstawie równania Darcy (2.28), J. Ciborowski [18, 19] porównuje proces do przepływu prądu, gdzie różnica ciśnień jest siłą elektromotoryczną procesu, zaś G.Q. Martin [20] do zjawiska tworzenia się placka lodowego, gdzie różnicę ciśnień porównano do różnicy temperatur, przez co analizowano proces jako analog cieplny. Należy tu wspomnieć, że cytowany uprzednio H.P. Grace [4, 16] rozważania teoretyczne nad procesem filtracji rozpoczyna od porównania mechanizmu zjawiska do zależności opisywanych ogólnie znanym równaniem Bernouliego.

Z równania (2.28) można wyłączyć wielkość lepkości μ i przepuszczalności K

$$\frac{\mu}{K} = \alpha, \qquad (2.32)$$

gdzie:

α - to tzw. opór właściwy filtracji, $\frac{kG \cdot s}{m^4}$.

Opór właściwy warstwy [7] jest to opór, jaki stawia warstwa filtrująca o grubości 1 m i powierzchni 1 m^2. Przepuszczalność jest zatem odwrotnością oporu właściwego.

Jeżeli odniesiemy ten opór do cieczy filtrowanej o lepkości μ, mówi się o tzw. oporze właściwym filtracji.

Opór właściwy nie jest wielkością stałą, zmienia się z głębokością osadu [21], a w równaniach jest przyjmowany na ogół jako tzw. opór średni.

Najczęściej opór właściwy średni jest określany wg następujących relacji [22]

$$\alpha_{śr} = \alpha_1 \cdot \Delta p^r \tag{2.33}$$

lub

$$\alpha_{śr} = \alpha_1 (1 + r_1 \cdot \Delta p), \tag{2.34}$$

gdzie:

r - stała bezwymiarowa,

r_1 α_1 - stałe wymiarowe.

g

Opór właściwy średni analizuje w swych pracach P. Le Lec [23] wychodząc z równania Kozeny-Carmana, natomiast H.P. Grace [16] podaje analityczną metodę obliczenia oporu średniego.

Podstawiając równanie (2.32) do równania (2.28) otrzyma się

$$u = - \frac{\Delta p}{\alpha \cdot L} \tag{2.35}$$

- mnożąc obydwie strony równania przez wielkość powierzchni filtracyjnej A, otrzyma się natężenie przepływu

$$V = - \frac{\Delta p \cdot A}{\alpha \cdot L}. \tag{2.36}$$

Wielkość przepuszczalności K - jest dla różnych zawiesin różna i zależy od ściśliwości osadów utworzonych przez te zawiesiny na siatce filtracyjnej. Zależność między przepuszczalnością a ściśliwością określa się najczęściej z następującej zależności empirycznej [17, 18, 19]

$$K = \frac{b}{p^s}, \tag{2.37}$$

gdzie:

b - stała charakterystyczna, kG,

s - współczynnik ściśliwości, bzw,

p - ciśnienie, kG/m^2,

lub też według relacji [8]

$$\frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} = k \cdot p^s. \tag{2.38}$$

Podstawiając równanie (2.37) do równania (2.32) otrzyma się następującą funkcyjną zależność

$$\alpha = \frac{\mu \cdot p^s}{b} . \tag{2.39}$$

Równanie (2.36) można zaś sprowadzić do postaci następującej

$$V = \frac{-\Delta p}{\alpha \cdot \frac{L}{A}} , \tag{2.40}$$

gdzie wielkość

$$\alpha \cdot \frac{L}{A} = R \tag{2.41}$$

- to tzw. całkowity opór warstwy. Można więc napisać równanie Darcy następująco

$$V = \frac{-\Delta p}{R} . \tag{2.42}$$

Na opór całkowity warstwy R składa się opór osadu R_o oraz opór siatki R_s, przy czym spadek ciśnienia nastąpi częściowo (w większości) w warstwie osadu Δp_o a częściowo (nieznacznie) w siatce filtracyjnej Δp_s. Mając to na uwadze można równanie (2.42) przedstawić w następującej formie

$$- V = \frac{\Delta p}{R_o + R_s} \approx \frac{\Delta p_o}{R_o} + \frac{\Delta p_s}{R_s} , \tag{2.43}$$

gdzie:

R_s - opór siatki filtracyjnej, $\frac{kG.s}{m^5}$,

R_o - opór osadu na siatce, $\frac{kG.s}{m^5}$.

Opór siatki R_s określa się wg empirycznej zależności

$$R_s = t' \frac{\mu}{A} \tag{2.44}$$

zaś opór osadu R_o, można przedstawić korzystając z równania (2.41) i wprowadzając do niego za wielkość α, zależność (2.39)

$$R_o = \alpha \cdot \frac{dL}{A} = \frac{\mu \cdot p^s}{b} \cdot \frac{dL}{A} , \tag{2.45}$$

gdzie:

dL - różniczka (wycinek) warstwy osadu, m.

Według niektórych autorów [13] oporu siatki R_s i osadu R_o nie można dodawać jako wielkości liniowych (2.43), jest to tylko przybliżeniem.

Pomijając w równaniu (2.43) iloraz $\frac{\Delta p_s}{R_s}$ jako bardzo mały można napisać, że:

$$\frac{dV}{dt_s} = \frac{-\Delta p_o}{R_o}, \tag{2.46}$$

gdzie:

V - objętość zawiesiny, m^3,

t_s - czas filtracji (tu: czas ssania), s.

Rozpatrując teraz prawą stronę równania (2.46) i podstawiając za wielkość R_o równanie (2.45) otrzyma się

$$\frac{\Delta p_o}{R_o} = \frac{-dp \cdot b \cdot A}{\mu \cdot p^s \cdot dL}, \tag{2.47}$$

gdzie:

$-dp$ - różniczka spadku ciśnień w osadzie.

Całkując równanie (2.47) po całej grubości osadu od o do L, przy spadku różnicy ciśnień od Δp do O

$$\int_0^L \frac{\Delta p_o}{R_o} dL = \int_{\Delta p_o}^{0} \frac{-A \cdot b}{\mu \cdot p^s} dp \tag{2.48}$$

wówczas po rozwiązaniu całki i uproszczeniu otrzyma się zależność następującą

$$R_o = \frac{(1-s)}{b} \cdot \mu \cdot \Delta p_o^s \frac{L}{A}, \tag{2.49}$$

którą można uważać za podstawowe równanie określające wielkość całkowitego oporu osadu.

Niektórzy autorzy podają równanie na wielkość całkowitego oporu osadu jeszcze w funkcji zagęszczenia nadawy.

W tym celu należy wyjść z równania bilansu. Jeżeli założy się teoretycznie filtrację idealną, tzn. taką, w której filtrat jest czystą wodą, wówczas ilość części stałych w osadzie jest równa ilości części stałych w nadawie, a więc można napisać

$$G = \beta_n \cdot V, \tag{2.50}$$

gdzie:

G - ilość osadu, kG,

β_n - zagęszczenie nadawy, kG/m^3,

V - objętość nadawy, m^3.

Ilość części stałych osadu można też obliczyć z równania

$$G = L \cdot A \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \varrho_s , \tag{2.51}$$

gdzie:

ϱ_s - ciężar właściwy części stałych osadu, $\frac{kG}{m^3}$.

Porównując prawe strony równań (2.50) i (2.51) otrzyma się zależność

$$\beta_n \cdot V = L \cdot A \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \varrho_s . \tag{2.52}$$

Dzieląc obydwie strony równania (2.52) przez kwadrat wielkości powierzchni filtracyjnej, można napisać

$$\frac{L}{A} = \frac{\beta_n}{(1 - \varepsilon) \cdot \varrho_s} \cdot \frac{V}{A^2} \tag{2.53}$$

i następnie podstawiając równanie (2.53) do równania (2.49) otrzyma się zależność

$$R_o = \frac{(1 - s)}{b} \cdot \mu \cdot \Delta p_o^s \frac{\beta_n}{(1 - \varepsilon) \cdot \varrho_s} \cdot \frac{V}{A^2} \tag{2.54}$$

- a po uporządkowaniu czynników

$$R_o = \frac{(1 - s)}{b(1 - \varepsilon)\varrho_s} \cdot \mu \cdot \Delta p_o^s \cdot \beta_n \cdot \frac{V}{A^2} \tag{2.55}$$

i traktując wyrażenie w nawiasie jako stałą - a,

$$R_o = a \cdot \mu \cdot \Delta p_o^s \cdot \beta_n \cdot \frac{V}{A^2} \tag{2.56}$$

otrzymano jeszcze jedną spotykaną w literaturze postać ogólnego równania na wielkość oporu osadu [17, 18, 19].

2.1.3. Ogólne różniczkowe równanie filtracji

Otrzymaną postać równania na wielkość całkowitego oporu osadu wg relacji (2.56) oraz równanie empiryczne określające opór siatki filtracyjnej wg relacji (2.44) można podstawić do równania (2.43), wówczas otrzyma się

$$\frac{dV}{dt_s} = \frac{\Delta p}{a \cdot \mu \cdot \Delta p^s \cdot \frac{V}{A^2} + t' \frac{\mu}{A}} \tag{2.57}$$

i grupując odpowiednie czynniki

$$\frac{dV}{d\,t_s} = \frac{\Delta p}{\mu \frac{1}{A}\left(a \cdot \beta_n \Delta p_o^s \frac{V}{A} + t'\right)}$$

zatem

$$\frac{dV}{d\,t_s} = \frac{\Delta p \cdot A}{\mu\left(a \cdot \beta_n \Delta p_o^s \frac{V}{A} + t'\right)}$$

a więc ostatecznie

$$\frac{dV}{d\,t_s\,A} = \frac{\Delta p}{\mu\left(a \cdot \Delta p_o^s \beta_n \cdot \frac{V}{A} + t'\right)} . \qquad (2.58)$$

Postać równania wg relacji (2.58) można nazwać ogólnym modelowym różniczkowym równaniem wydajności jednostkowej filtracji liczonej w objętości zawiesiny nadanej do procesu.

2.1.4. Filtracja pod stałym ciśnieniem

Urządzenia filtracyjne mogą być tak zbudowane, że proces przebiega pod stałym ciśnieniem [14, 33]. Wówczas $\Delta p = const$, a także można przyjąć nie popełniając dużego błędu, że spadek ciśnienia w warstwie osadu jest równy wielkości różnicy ciśnień dysponowanej w układzie $\Delta p_o = \Delta p$.

Celem analizy zagadnienia można przekształcić równanie (2.58) i całkować je w granicach nieoznaczonych

$$\int \mu\left(a\,\Delta p^s\,\beta_n \cdot \frac{V}{A} + t'\right) dV = \int \Delta p \cdot A \cdot t_s \qquad (2.59)$$

po scałkowaniu

$$\mu\left(a \cdot \beta_n \cdot \Delta p^s \cdot \frac{V^2}{2A} + t'\,V\right) = \Delta p \cdot A \cdot t_s . \qquad (2.60)$$

Mnożąc obydwie strony równania (2.60) przez wielkość powierzchni filtracyjnej

$$V^2 \cdot \mu \cdot a \cdot \beta_n \cdot \Delta p^s \cdot \frac{1}{2} + V \cdot \mu \cdot t' \cdot A = t_s \cdot \Delta p \cdot A^2 \qquad (2.61)$$

i grupując czynniki równania, jak następuje

$$V^2 + V \cdot \frac{\mu \cdot t' A \cdot 2}{\mu \cdot a \cdot \beta_n \Delta p^s} = t_s \frac{2 \cdot A^2 \cdot \Delta p}{\mu \cdot a \cdot \beta_n \cdot \Delta p^s} \qquad (2.62)$$

można przyjąć następujące stałe

$$C = \frac{2\,t' \cdot A}{a \cdot \beta_n \cdot \Delta p^s} \tag{2.63}$$

oraz

$$K' = \frac{2 \cdot A^2 \cdot \Delta p^{1-s}}{\mu \cdot a \cdot \beta_n}. \tag{2.64}$$

Podstawiając zależności określające stałe K' i C do równania (2.62) otrzyma się zależność

$$V^2 + 2\,V\,C = K' \cdot t_s \tag{2.65}$$

- czyli podstawowe ogólne równanie filtracji przy stałym ciśnieniu znane w literaturze pod nazwą równania Rutha [24].

2.1.5. Filtracja przy stałym przepływie

Filtrację można prowadzić też przy stałej prędkości przepływu nadanej zawiesiny, zwiększając stopniowo różnicę ciśnień w miarę narastania osadu. Zakładając więc $\frac{dV}{dt}$ = const, czyli $\frac{V}{t_s}$ = const, można przedstawić relację (2.60), jak następuje

$$\mu \cdot V(a \cdot \Delta p_o^s \cdot \beta_n \cdot \frac{V}{A} + t') = \Delta p \cdot t_s \cdot A \tag{2.66}$$

a po przekształceniu

$$\Delta p = \frac{\mu \cdot a \cdot \beta_n \cdot V^2 \cdot \Delta p^s}{t_s \cdot A^2} + \mu \cdot t' \frac{V}{A \cdot t_s}. \tag{2.67}$$

Relacja (2.67) dotyczy osadów ściśliwych. Jeżeli założymy, że osad jest nieściśliwy, a więc $\Delta p^s = 1$, bo $s = 0$ wówczas

$$\Delta p = \mu \cdot a \cdot \beta_n \frac{V^2}{A^2 \cdot t_s} + \mu \cdot t' \frac{V}{A \cdot t_s}. \tag{2.68}$$

Otrzymane równania odpowiednio (2.67) i (2.68) są podstawowymi równaniami filtracji przy stałym przepływie [7, 17, 19].

2.2. Stan badań

2.2.1. Zakres tematyczny zagadnienia

Filtracja jako jeden z podstawowych procesów technologicznych w wielu gałęziach przemysłu a zwłaszcza chemicznego, celulozowego, spożywczego oraz górniczego doczekała się licznych i obszernych publikacji w kraju i za granicą [34]. Ilość prac w tym zakresie w świecie sięga rzędu kilka tysięcy pozycji, przy czym liczba ta stale rośnie rozszerzając jednocześnie zakres i problematykę zagadnienia. Zasadniczo w każdym kraju o rozwiniętym przemyśle chemicznym, górniczym, spożywczym, papierniczym itp. a więc także w Polsce znajduje się od kilku do kilkunastu ośrodków uniwersyteckich lub wyłącznie badawczych zajmujących się tą problematyką a tym samym publikujących swoje prace. Na podstawie cytowanej [1-111] jak i nie cytowanej a przejrzanej literatury można ogólnie filtrację podzielić na ciśnieniową i próżniową, a także grawitacyjną i odśrodkową. Ze względu na rodzaj stanowiska badawczego może być ona prowadzona w sposób ciągły lub okresowo, natomiast ze względu na przyjęty schemat badań, proces może być prowadzony przy stałej prędkości filtracji lub przy stałej różnicy ciśnień.

Dalej, można dokonać także podziału ze względu na rodzaj fazy stałej w zawiesinie np. zawiesina substancji węglowej (macerały), zawiesina substancji rudnej (minerały), zawiesina nierozpuszczalnych związków chemicznych np. typu soli lub tworzyw, itd. przy czym w zależności od charakteru medium filtracyjnego każdy z osadów może być jednorodny (ma na całej swej grubości jednakową strukturę) lub niejednorodny.

Osady filtracyjne można także podzielić na ściśliwe (ulegają deformacji pod wpływem różnicy ciśnień) i nieściśliwe.

Istotnym czynnikiem jest też model opracowania wyników, który może preferować wydajność (filtratu, osadu) lub jakość (zawartość wilgoci w osadzie, zagęszczenie filtratu) procesu, bądź też rozpatrywać jakość i wydajność łącznie w zależności od charakteru praktycznego zastosowania badań.

Na uwagę zasługuje też sposób opracowania wyników, który może być prowadzony poprzez analizę jednej zmiennej niezależnej i jej wpływu na zmienną zależną, najczęściej spotykany lub też poprzez planowanie doświadczeń ekstremalnych, analizując jednocześnie szereg zmiennych niezależnych i ich wpływ na zmienną zależną. Znane są także sposoby budowy równań procesu na bazie przesłanek teoretycznych przy jednoczesnym określaniu tzw. stałych filtracji np. metodami numerycznymi.

Wreszcie należy wspomnieć, że proces filtracji to nie tylko przepływ cieczy przez warstwę porowatą i narastanie osadu, ale także jego następne okresy, wstępne odwadnianie, płukanie, końcowe odwodnienie i usunięcie osadu - które, głównie w warunkach przemysłowych, składają się na całkowity cykl procesu. Odpowiedni dobór tych czasookresów jest także niejednokrotnie przedmiotem teoretycznych opracowań prowadzących do matematycznych analityczno-empirycznych zależności.

Odbiegając nieco od tematyki badań filtracji prowadzonych w tej pracy, można wspomnieć nie cytując tych prac o problemach filtracji warstw geologicznych istotnych dla górnictwa podziemnego a więc m.in. pracach członka rzeczywistego Polskiej Akademii Nauk J. Liwiniszyna i Jego Szkoły (min. A. Trzaska) [68].

Przegląd poszczególnych wybranych pozycji literaturowych umożliwi ogólną orientację stanu badań w zakresie tematu oraz pozwoli na wyłonienie aspektów mogących być istotnymi dla zaplanowania, prowadzenia i analizy wyników własnych badań, jest oparty częściowo na publikowanej już przez autora pracy [34] zawiera jednak dwukrotnie większą liczbę cytowanych prac, w tym prace najnowsze przy znacznie poszerzonym ich opisie.

2.2.2. Ogólna problematyka technologii procesu filtracji

Filtracja jest procesem w którym niejednorodna mieszanina płynu i ciała stałego podlega rozdzieleniu przez ośrodek filtrujący (sączek) przepuszczający płyn, ale zatrzymujący cząstki stałe. Tak sformułowana definicja procesu filtracji wydaje się być najogólniejszą i najbardziej słuszną [3]. Zatem w procesie filtracji zasadniczą rolę odgrywa przepływ cieczy przez ośrodek porowaty. Przepływu cieczy przez ośrodek porowaty (układ jednofazowy) nie można w sposób absolutny utożsamiać z procesem filtracji. Jednak dzięki fizykalnemu podobieństwu dot. mechaniki procesu, teoretyczne opracowania filtracji oparte są na modelu matematycznym równań charakteryzujących przepływ cieczy przez ośrodek porowaty. Najczęściej spotykanymi w literaturze równaniami są matematyczne ujęcia zależności prędkości liniowej przepływu, obliczonej w odniesieniu do przekroju całkowitego, czyli pustego (tzw. prędkość pozorna) od pozostałych fizykalnych parametrów procesu, wg Poiseuillea, Darcy, Kozeny - Carmana oraz Rutha. Dlatego też w pkt. 2.1 niniejszej pracy tzw. wprowadzeniu referatowo-kompilacyjnym w poz. 2.1.1 podano na bazie dostępnych publikacji przy jednoczesnym ujednoliceniu różnorodnej stosowanej w tym względnie symboliki sposób wyprowadzenia oraz wzajemne współzależności między tymi równaniami.

Według Poiseuillea równ. 2.25 prędkość przepływu przez ośrodek porowaty cieczy zależy przede wszystkim od wielkości cząstek warstwy, od różnicy ciśnień oraz od grubości warstwy porowatej i lepkości cieczy [3,13,14, 15,16,17]. Następnie Darcy uogólnia to równanie wprowadzając tzw. stałą przepuszczalności - równ. 2.28, ujmującą szereg czynników, m.in. średnicę ziarenek warstwy [3,4].

Kozeny i Carman wprowadzają do swojego równania czynnik porowatości - równ. 2.65 ujmuje pewne stałe odpowiadające m.in. za przepływ jako funkcję zagęszczenia zawiesiny podanej do procesu [24].

W rozdziale 2.1 tej pracy w pkt. 2.1.3, 2.1.4 i 2.1.5 pokazano także sposób wyprowadzenia zależności na ogólne różniczkowe równanie filtracji oraz równanie pod stałym ciśnieniem i przy stałym przepływie, jak to po-

dano m.in. w podstawowych dla inżynierii procesach w literaturze polskiej pracach J. Ciborowskiego [18,19].

Proces filtracji zawiesin w porównaniu do procesu przepływu cieczy przez ośrodek porowaty jest bardziej złożonym, chociażby ze względu na fakt, że zawiesina jest układem dwufazowym, przy czym w ciągu procesu następuje oddzielenie fazy stałej od fazy ciekłej zawiesiny, wynikiem czego jest utworzenie tzw. osadu filtracyjnego na przegrodzie filtrującej.

J. Sówka, R. Sówka zauważają [42] że na przebieg filtracji składa się szereg złożonych a najczęściej wzajemnie uwarunkowanych czynników zależnych zarówno od własności fazy stałej oraz ciekłej jak i od warunków filtracji. Grupują je następująco:

- różnica ciśnień	
- wielkość powierzchni filtrującej	
- opór właściwy warstwy filtrującej	parametry
- grubość osadu filtracyjnego	warunków
- czas filtracji	filtracji
- zagęszczenie początkowe zawiesiny	
- sposób podawania zawiesiny	
- intensywność i sposób mieszania zawiesiny	
- skład ziarnowy	
- kształt ziarn	parametry
- porowatość ziarn w warstwie	fazy
- zwilżalność ziarn w warstwie	stałej
- ściśliwość osadu	
- chropowatość ziarn	
- powierzchnia właściwa ziarn	
- lepkość fazy ciekłej	parametry
- napięcie powierzchniowe fazy ciekłej	fazy
- zjawiska charakterystyczne dla układów kapilarnych	ciekłej

Autorzy stwierdzają, że zestawienie wymienionych czynników, które na pewno nie można traktować jako kompletne, przekonywująco ilustruje wzajemne uwarunkowanie i uzależnienie jednych wielkości od drugich przy czym w szeregu przypadkach zależności te tworzą skomplikowane funkcje.

Wiele spośród czynników warunkujących proces filtracji wymienionych w pracy [42] jest określonych definicyjnie lub równaniem matematycznym co można odszukać w licznych publikacjach dotyczących zagadnienia. Nie mniej, na uwagę zasługuje fakt zebrania wielu z tych danych przez St. Leszczyńskiego [7]. Książka ta oparta jest w dużej mierze na opracowaniach G. Browna [3] oraz szeregu wcześniejszych pracach J. Ciborowskiego na które St. Leszczyński się powołuje w części dotyczącej teorii technologii procesu. St. Leszczyński definuje m.in. pojęcia oporu właściwego warstwy i filtra-

cji, składu ziarnowego, współczynnika kształtu, porowatości, ściśliwości, chropowatości, powierzchni właściwej itd. St. Leszczyński na bazie dostępnej literatury starał się streścić podstawy teoretyczne procesu filtracji. Wydaje się jednak, że nie udało się powiązać dostępnych publikacji i opracowań w konsekwentną całość. Przykładowo, wprowadzając do swego opracowania zależności matematyczne procesu filtracji podane przez wielu autorów (Perry, Ciborowski, Ruth, Darcy, Leva, Hagena, Poiseuillea i innych) nie powiązał tych zależności przez opracowanie jednolitego wymiaru fizykalnego tych samych bądź pochodnych parametrów równań i licznych współczynników jak też mało uściślił spis ważniejszych symboli podanych na początku pracy. Przykładowo parametr tzw. oporu właściwego "α".

$\frac{kG \cdot m^2}{s}$ - zgodnie z podanym spisem ważniejszych symboli na początku pracy tzw. opór właściwy warstwy (str. 7) a także zgodnie z podstawieniem do równ. 16 na str. 21,

$\frac{1}{m^2}$ - autor stwierdza na str. 20 że przepuszczalność $K(m^2)$ (ze wzoru 13) jest odwrotnością oporu właściwego podobnie w pracy A. Battaglii [49],

$\frac{m}{kG}$ - zgodnie z analizą wzoru 24 na str. 23 po dokonaniu podstawień jednostek fizykalnych (tzw. równ. Perry),

$\frac{kG \cdot s}{m^4}$ - zgodnie z analizą wzoru 18 na str. 22 po wykonaniu podstawień jednostek fizykalnych (tzw. wzór Leva) oraz zgodnie z def. str. 20 tzw., oporu właściwego filtracji.

Już ten przykład świadczy o trudnościach jakie napotyka czytelnik starający się dogłębnie zrozumieć istotę zagadnienia. Uwagi podobne dotyczą i innych czynników równań. Poza tym autor korzystając z równania Darcy oraz z zależności, że ciężar osadu równy jest ciężarowi części stałych zawiesiny filtrowanej:

$$(1 - \varepsilon)\, L \cdot \varrho_s\, A = \frac{(V + LA)\varrho \cdot c}{(1 - c)}$$

wyprowadza zależność na wydajność filtracji jako przyrost grubości osadu "dL"

$$\frac{dL}{dt} = \frac{\Delta p}{2\, C_L \cdot L}$$

gdzie:

C_L - stała filtracji obejmująca pozostałe czynniki.

Ujęcie tej zależności matematycznej tzw. operacji jednostkowej podanej w pracy St. Leszczyńskiego, a mówiącej że masa osadu w placku filtracyjnym równa jest masie w zawiesinie filtrowanej nasuwa wątpliwości. Wielkość "c" - jako udział wagowy substancji stałej w zawiesinie filtrowanej, a więc wielkość 1-c jako udział wagowy substancji ciekłej w zawiesinie filtrowanej, jako ułamki w stosunku do całości zawiesiny V o gęstości ϱ można mnożyć następująco:

$V \cdot \varrho \cdot c$ - ilość części stałych w zawiesinie filtrowanej,

$V \cdot \varrho \cdot (1-c)$ - ilość fazy płynnej w zawiesinie filtrowanej.

Zatem wyrażenie:

$\varrho_s (1-\varepsilon) \cdot L \cdot A \cdot (1-c)$ nie ma sensu fizykalnego

Jak wynika z założenia do równania, że masa osadu części stałych w placku filtracyjnym równa jest masie w zawiesinie filtrowanej, rozpatrujemy tu dwa etapy filtracji, przed rozpoczęciem i po jej zakończeniu przy założeniu, że wszystkie pory osadu filtracyjnego są wypełnione zawiesiną filtrującą, która nie zmieniła konsystencji i ponadto filtrat jest czystą cieczą. Wówczas:

$$(1-\varepsilon) L \cdot A \cdot \varrho_s + L A \cdot \varrho \cdot c = V \cdot \varrho \cdot c$$

masa części stałych w osadzie filtracyjnym	masa części stałych w zawiesinie, która wypełnia pory osadu	masa części stałych w zawiesinie nadanej do procesu
Stan po zakończeniu procesu filtracji		Stan przed rozpoczęciem procesu filtracji

Z powyższego równania można dopiero wyliczyć V, podstawić do równania Darcy, po czym wyłonić stałą C_L i doprowadzić do otrzymanej przez St. Leszczyńskiego postaci różniczkowej równania, scałkować w granicach od $t = 0$ do t i otrzymać równanie:

$$L = \sqrt{\frac{t \cdot \Delta p}{C_L}}$$

Ponadto należałoby uczynić wyraźne założenie, że filtrat jest czystą cieczą oraz, że zawiesina filtracyjna nie zmienia swego stężenia (koncentracji) w czasie trwania procesu nawet w porach osadu filtracyjnego. Te założenia obniżają oczywiście wartość teoretycznego wywodu dla praktyki.

Otrzymana postać przekształconego równania Darcy na grubość warstwy osadu filtracyjnego musi budzić zastrzeżenia a to ze względu na rodzaj wielkości fizykalnych objętych stałą C_L. Wielkości te, a głównie opór właściwy (odwrotność przepuszczalności) są zmienne, np. ze zmianą ciśnienia zmienia się opór właściwy, a zatem stabilność tej stałej musi być ograniczona pewnym zakresem warunków technologicznych.

Szczególnie prosta forma tego równania mogłaby znaleźć ewentualne szersze zastosowanie i dlatego wykonano pracę [36] mającą na celu ustalenie m.in. przydatności tego równania dla filtracji zawiesin surowych mułów węglowych na materiale kopalń Walenty-Wawel, Rozbark i Bolesław Śmiały. Doświadczenia prowadzono na typowej zawiesinie, gdzie wielkość części stałych w nadawie nie przekraczała 1 mm, zaś ilość ziarn poniżej 0,1 mm wynosiła zawsze 30%, a czas ssania zmieniał się od 10 do 20 sek. W badaniach zmieniano stopniowo wielkości zagęszczenia nadawy co 100 g/l, od 250 do 650 g/l. Dla każdego z tych zagęszczeń badano zakres stabilności stałej, zmieniając stopniowo różnicę ciśnień o 0,1 at od 0,3 at do 0,7 at.

Stałą "C_L" w przekształconej postaci równania Darcy jest prawie stabilna dla zawiesin surowych mułów węglowych z kopalń Walenty-Wawel i Bolesław Śmiały w badanym zakresie ciśnień od 0,3 do 0,7 at w przedziale czasu ssania 10-20 sek. przy czym rozrzut błędu od danej wartości średniej dla podanego interwału czasu ssania 10-20 sek, w określonym przedziale stabilności maksymalnie wynosił: dla kop. Walenty-Wawel 7,23% a dla kop. Bolesław-Śmiały 23,7% - a więc był znaczny.

Dla zawiesiny z kop. Rozbark przedział stabilności stałej "C_L", względem różnicy ciśnień jest mniejszy i wynosi 0,3-0,5 at a rozrzut maksymalnej z poszczególnych średnich wartości stałych dla interwału czasu - 10-20 sek. od stałej średniej wynosi 6,17%.

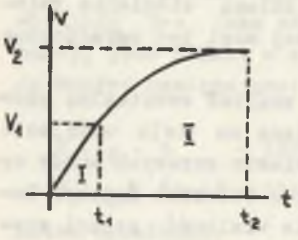
Tak przekształcona forma równania Darcy, może być stosowana praktycznie tylko w bardzo wąskich granicach czasu ssania, węższych nawet od interwału 10-20 sek. dla niewielkiej różnicy ciśnień, przy czy także - co wynikało z badań - zagęszczenie części stałych w nadawie powinno być wyższe od 450 g/l. Poniżej zagęszczenia 460 g/l, przy filtracji ww. opisanych zawiesin, w przedziale stabilności dla stosowanej różnicy ciśnień, wartość stałej "C_L" gwałtownie maleje ze wzrostem zagęszczenia nadawy od 250 do 450 g/l.

Podsumowując w pracy wykazano, że ewentualna przydatność w praktyce ruchowej tego równania jest niewielka.

Wnioskiem generalnym byłoby natomiast stwierdzenie, że równanie to można stosować tylko dla zawiesiń dających osady nieściśliwe, gdzie opór właściwy nie jest funkcją ciśnienia.

Na uwagę zasługuje fakt, że Brown [3] w przeciwieństwie do Leszczyńskiego [7] operuje we wzorze parametrem spadku ciśnienia w warstwie "ΔP_c" co wydaje się być słuszne, natomiast Leszczyński [7] całkowitą różnicą ciśnień która jest do dyspozycji, co także nie było bez znaczenia dla ba-

dań [36] w których sprawdzano przydatność równania otrzymanego przez Leszczyńskiego [7].



Rys. 2.2. Krzywa filtracji dwustopniowej

Ciekawa jest także opisana przez J.Ciborowskiego [19] analiza procesu filtracji dwustopniowej gdzie w pierwszym okresie proces przebiega przy stałej prędkości filtracji V/t = const, a w drugim przy stałym ciśnieniu, rys. 2.2

- łatwo zauważyć, że podstawiając do równania filtracji Rutha, pod stałym ciśnieniem

$$V = V_2 - V_1$$

$$t = t_2 - t_1$$

- otrzymamy równanie dla drugiego okresu

$$(V_2^2 - V_1^2) + 2C(V_2 - V_1) = K(t_2 - t_1)$$

Dwustopniowość procesu osiąga się zwykle przez zastosowanie pompy o odpowiedniej charakterystyce.

Równanie Rutha w postaci jaką przedstawił m.in. Ciborowski [19] jako najczęściej interpretowane przez wielu autorów, zostało także przebadane w uprzednio cytowanej już pracy [36] dla zawiesin mułów węglowych z kopalń Walenty-Wawel, Rozbark i Bolesław Śmiały.

Ogólnie stwierdzono, że dla tych zawiesin, badanych w przedziale zagęszczeń 400-600 g/l i różnicy ciśnień 0,3-0,7 at, przy procentowej zawartości ziarn poniżej 0,1 mm równej 30% nie można wyznaczyć zależności funkcyjnych zmian stałych K i C w zakresie badanych zmieniających się parametrów, różnicy ciśnień i zagęszczenia; wynika to z dużej niejednorodności mułów węglowych w ogóle.

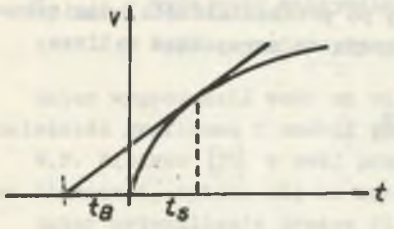
J. Ciborowski analizuje także wydajność cyklu filtracyjnego. Wydajność na przeciętną jednostkę czasu pracy określa wzorem:

$$\mathcal{P} = \frac{V}{t_g + t_B},$$

gdzie:

t_B - czas niezbędny dla przemycia osadu, usunięcia go i przygotowania aparatu do następnego cyklu.

Dobór optymalnego czasu filtracji proponuje J. Ciborowski określić z krzywej zależności objętości przesączu "V" od czasu "t", rys. 2.3. Przyjmując wielkość t_B jako określoną warunkami technicznymi pracy urządzenia, odkłada ją na osi "t", po czym z tego punktu prowadzi styczną do krzywej V = = f(t). Z punktu styczności rzut pionowy na oś "t" określa nam czas czynnej filtracji (czas ssania) t_s.



Rys. 2.3. Optymalny czas filtracji

Każdy inny punkt pracy w stosunku do czasu t_B jest nieefektywny.

Zawarte w pracy J. Ciborowskiego dane dotyczące procesu filtracji zostały przytoczone w nieco obszerniejszych fragmentach (dot. także pkt 2.1.3, 2.1.4 i 2.1.5) ponieważ stanowią podstawę prac z tego zakresu na wyższych uczelniach technicznych i instytutach badawczych w Polsce w ramach dyscypliny naukowej "Inżynieria Chemiczna", a więc także kierunku górniczego tzw.Przeróbki Kopalin Stałych,który jest zasadniczo połączeniem wybranych działów Inżynierii Chemicznej i Mineralogii.

W.W. Strielcow w swoim artykule [30] dotyczącym obliczania optymalnego toku pracy filtrów okresowych, omawia proces filtracji biorąc także pod uwagę całkowity czas cyklu i podaje teoretyczny wywód gdzie zmienną zależną, podlegającą optymalizacji jest wydajność filtratu określoną szybkością filtracji

$$v = \frac{V_f}{t_c},$$

gdzie:

v - wydajność jednostkowa filtratu, m^3/m^3 sek lub m/sek,

V_f - objętość filtratu odniesiona do 1 m^2 filtracyjnej przegrody w czasie t_c, m^3/m^2,

t_c - całkowity czas cyklu filtracyjnego, sek.

wychodząc z równania

$$t_c = t_s + t_p + t_B,$$

gdzie:

t_s - czas ssania,

t_p - czas przemywania,

t_B - czas pozostałych czynności pomocniczych

podstawia kolejne wartości, t_s - wyliczoną ze znanej postaci równania Rutha, t_p - wyliczoną pc skorzystaniu z zależności Roodsa natomiast parametr t_B pozostawia bez zmian. Po szeregu uproszczeniach, polegających na grupowaniu wielkości stałych w nowe stałe zastępcze, podstawia wartość "t_c" do wzoru na prędkość filtracji, który po przekształceniu różniczkuje względem dV_f, przyrównuje pierwszą pochodną do zera, skąd wylicza

$$V_f = \frac{K \cdot t_B}{A_p},$$

gdzie:

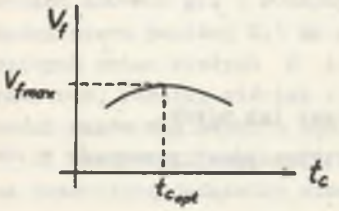
K - stała filtracji (z równania Rutha), $\frac{m^6}{s}$

A_p - tzw. stała przemywania, m^4

- stwierdzając, że powyższe wyrażenie przedstawia wzór na maksymalną wydajność filtratu.

Postać ta mimo, poprawności matematycznego przeliczenia, budzi pewne zastrzeżenia, gdyż ilość filtratu nie powinna w żadnym stopniu być proporcjonalna do czasu przeznaczonego na operacje pomocnicze (zdejmowanie osadu, przedmuchiwanie siatki filtracyjnej itp.), t_B, bowiem jest to czas martwy i w tym czasie nie zachodzi ssanie filtratu.

Nieścisłość ta wynika prawdopodobnie z faktu, że błędne jest założenie z punktu widzenia technologii procesu, różniczkowanie funkcji $t_c = f(V_f)$ względem dV, gdyż "t_c" jest właśnie parametrem zmiennym (zmienna niezależna) którym należy optymalizować proces. Natomiast "V_f" jest zmienną zależną wynikową która powinna być zoptymalizowana. Zatem funkcję typu $V_f = f(t_c)$ należy zróżniczkować względem $d\,t_c$ i przyrównując pierwszą pochodną do zera, wyliczyć "t_c" optymalne dla którego w danych warunkach wydajność będzie maksymalna. Graficznie można to ująć jak na rys. 2.4.



Rys. 2.4. Wpływ całkowitego czasu filtracji na wydajność jednostkową osadu filtracyjnego

W badaniach autor posłużył się analizą jednej zmiennej przyjmując założenie niezmienności pozostałych parametrów.

Na uwagę zasługuje także fakt podania matematycznej zależności wydajności filtratu jako funkcji wydajności maksymalnej dla zawiesiny danego materiału na określonym stanowisku filtracyjnym

$$V_f = z \; V_{f\,Max},$$

gdzie:

V_f - wydajność w danych warunkach,

$V_{f\ Max}$ - wydajność maksymalna,

z - współczynnik optymalnej wydajności.

Autor wyprowadził wzór na wielkość współczynnika "z" oraz podał jego zależność graficzną i omówił sposób wykorzystania tej zależności.

W.P. Sibirko [31] w swej pracy dotyczącej również optymalizacji procesu filtracji, opiera się na uprzednio omawianej pracy Strielcowa [30].

Autor optymalizuje proces filtracji ciśnieniowej, periodycznej, gdzie nadawą do procesu jest zawiesina gipsu, ze względu na maksymalną grubość osadu i optymalne ciśnienie. Praca ta musi jednak także budzić pewne wątpliwości.

Do optymalizacji grubości osadu autor wychodzi z definicyjnego równania wydajności jednostkowej na filtrze

$$q = \frac{L}{t_c} \cdot \varrho \cdot 3600 \ (kG/m^2 \cdot h),$$

gdzie:

t_c - całkowity czas cyklu, s

q - ciężar objętościowy osadu, $\frac{kG}{m^3}$

$$t = t_s + t_p + t_B,$$

gdzie:

t_s - czas ssania,

t_p - czas przemywania,

t_B - czas pomocniczych czynności.

Następnie za odpowiednie czasy cyklu t_s i t_p podstawia zależności matematyczne (Rutha i Roodsa) po czym, otrzymuje złożoną postać równania typu:

$$q = f(p, L, R, t_B, x),$$

gdzie:

p - ciśnienie (ssania i przemywania) $\frac{kG}{m^2}$

R - opór warstwy filtrującej, $\frac{kGs}{m^5}$

x - stosunek objętości osadu do objętości filtratu

następnie różniczkuje:

$$\frac{dq}{dL} = f'(L)$$

i przyrównując pierwszą pochodną do zera wylicza maksymalną grubość osadu

$$L_{max} = \sqrt{\frac{2pxt_B}{\alpha}}$$

skąd wynika, że warstwa osadu jest tym grubsza im dłuższy jest czas operacji pomocniczych t_B, który przecież jest czasem martwym dla przyrostu warstwy "h".

Bardziej wskazane byłoby różniczkowanie funkcji typu $q = f(t_s)$, a następnie przyrównanie pierwszej pochodnej do zera i wyliczenie optymalnego czasu ssania $t_{s.opt.}$ dla którego wydajność osadu będzie maksymalna.

Dalej autor jak się wydaje, przeprowadza prawidłowo już założone różniczkowanie, dla określenia ciśnienia optymalnego, funkcji typu $q = f(p)$ i przyrównując pierwszą pochodną do zera wylicza wartość "p" dla której $q = q_{max}$.

Pomimo tego prowadzi to do błędnego wzoru, gdyż za "L" podstawiono zależność z uprzednio różniczkowanej funkcji $\frac{dq}{dL} = f(L)$.

Na zakończenie opracowania autor podaje trzy wyniki prób i dla tych samych założeń wyniki obliczeniowe mające zweryfikować otrzymane zależności. Różnice wynoszą kolejno 10%, 17% i 20% - a więc są znaczne, jak na skalę laboratoryjną.

S.A. Miller w swoim przeglądowym artykule pt. Filtracja [37] napisanym w styczniu 1955 roku zreferował najnowszą wówczas literaturę dotyczącą procesu, ugrupowując ją w następujące części:

- przeglądy,
- teoria dane eksperymentalne i metody projektowania,
- sprzęt i jego działanie,
- zastosowanie procesu,
- aparatura i metody laboratoryjne.

W omawianej części drugiej za najciekawsze pozycje uważa prace F.M. Tillera [18,19] W.L. Ingrmansona [10] i H.P. Gracea [24,16].

Na uwagę zasługują także przeglądowe artykuły H.K. Suttle [38, 39, 40] podobne w swej formie do pracy S.A. Millera [37], w których zostało krótko i pobieżnie streszczonych szereg publikacji z zakresu filtracji, a które ukazały się w latach 1956-61, obejmujących szeroki wachlarz zagadnień, gdzie obok prac omawiających nowości konstrukcyjne filtrów, stosowania nowych tworzyw do ich budowy, opisujących wystawy sprzętu z zakresu inżynie-

rii chemicznej, autor wskazuje na pozycje, które zajmują się stroną teoretyczną i badawczą procesu.

Spośród wymienionych przez H.K. Suttle pozycji, zostaną tu uwzględnione prace A.F. Orliecka [32], F.M. Tillera [18,19,35] N. Nikolausa [55], W. L. Ingmansona [10] i H.P. Gracea [4,16].

Artykuły S.A. Millera [37] i H.K. Suttle [38,39,40] mogą posłużyć jako przewodniki w obszernej literaturze dotyczącej opracowań procesu filtracji.

Ciekawą pracą jest właśnie wspomniane, dość obszerne opracowanie w oparciu o przegląd literatury z lat 1933-1954, przez A.F. Orliceka [32] fizycznych zasad procesu filtracji.

Wydaje się, że na uwagę zasługują poczynione już na wstępie spostrzeżenia, cytując: "nie należy przeceniać przytoczonych wywodów teoretycznych, nie mniej jednak pozwalają one rozwiązać niektóre problemy filtracji... . Filtracja jest operacją, gdzie teoria nie była zasadniczo dotąd brana pod uwagę i jest ona konsekwencją wykonanego doświadczenia. Wiedza teoretyczna jest dalej niedostateczna mimo jej stałego pogłębiania i rozszerzania. Dlatego też należy doświadczalnie rozwiązać problemy filtracji i zadowolić się równaniami empirycznymi lub graficznym przedstawieniem korelacji ważniejszych parametrów.

Praca Orliceka przedstawia szeroko dyskusję ogólnych równań filtracji, które były już skrótowo przytoczone [3,7,18,19].

Na większą uwagę zasługuje graficzne przedstawienie rozkładu ciśnień w czasie trwania procesu i także niektóre spostrzeżenia wynikłe z badań a mogące być przydatnymi przy interpretacji wyników badań własnych.

Cytując kolejno:

- przy filtracji zawiesin dających osady ściśliwe istnieje optymalne ciśnienie filtracji, dla którego wydajność produktów jest maksymalna,
- w czasie trwania procesu istnieje tzw. filtracja wewnętrzna polegająca na tym, że najmniejsze cząstki zawiesiny przepływające wraz z cieczą zatykają otwory przegrody filtracyjnej oraz na skutek adsorbcji zatrzymują się w warstwie osadu filtracyjnego w jego porach,
- filtrację można porównać do procesu przesiewania,
- opór filtracji placka filtracyjnego nie jest wartością stałą (chociaż we wzorach przyjmuje się wartość średnią) i zmniejsza się tym bardziej im większa jest odległość danej płaszczyzny w osadzie filtracyjnym, od tej powierzchni na którą działa maksymalna różnica ciśnień (w zależności czy filtracja jest próżniowa czy ciśnieniowa). Opór ten jest funkcją ciśnienia w warstwie osadu,
- w procesie filtracji mamy często kilku punktów maksymalnych (np. dla wydajności) co wynika ze złożoności procesu,
- wydajność i jakość filtracji można zwiększyć stosując odczynniki hydrofobizujące, gdy cząstki ciała stałego w zawiesinie do filtracji są hydrofilne,

- wydajność maksymalna procesu nie odpowiada na ogół minimum kosztów,
- błędne jest twierdzenie, że długie okresy filtracji są korzystne, bowiem szybkość filtracji zmniejsza się z narastaniem warstwy osadu filtracyjnego. Czas usuwania osadu winien być krótki i częściej powtarzany.

Poza tym autor prowadzi analizę i krytykę pewnych anomalii występujących we wzorach matematycznych, m.in. przytacza równanie Kelly-Sweetlanda na optymalną wydajność filtratu, zupełnie podobne do postaci jaką otrzymał W.W. Strielcow [80] i W.P. Sibirko [31]

$$V_f = A\sqrt{\frac{2\, t_B\, \Delta p}{\mu \cdot \alpha \cdot \beta}}$$

gdzie:

α - opór właściwy, $\frac{m}{kG}$

po czym A.F. Orlicek pisze; "relacja ta jest zaskakująca bowiem t_B jest czasem martwym i konstruktorzy idą w kierunku maksymalnej redukcji tego czasu" - koniec cytatu. Potwierdza to sugestie autora niniejszej pracy o dyskusyjności równań W. Strielcowa [30] i W.P. Sibirki [31].

Znaczenie czynnika porowatości "ε" w procesie filtracji analizuje obszernie w swych pierwszych pracach F.M. Tiller [18,9]. Omawiając szczegółowo równanie Kozeny, podaje je w następującej wyjściowej postaci:

$$\frac{dP_x}{dx} = -\frac{K}{g_c} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2\, S_o^2}{\varepsilon^3} \cdot v,$$

gdzie:

P_x - ciśnienie działające na ciecz, $\frac{kG}{cm^2}$,

x - odległość mierzona od wejścia zawiesiny do osadu filtracyjnego, m,

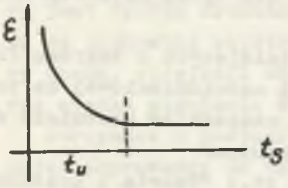
K - stała proporcjonalności tzw. stała Kozeny równa najczęściej ok. 5, bezw.,

S_o - powierzchnia właściwa, $\frac{m^2}{m^3}$,

v - jednostkowa prędkość przepływu $\frac{m^3}{m^2} \cdot s$,

z której określa zależności między prędkością przepływu i zastosowanym ciśnieniem, zarówno dla stałej prędkości i dla stałego ciśnienia filtracji.

Autor w swych rozważaniach operuje analizą jednej zmiennej, przy założeniu stałych pozostałych parametrów, przy czym np. analizując porowatość jako funkcję zmiany ciśnienia zakłada, że czas potrzebny do osiągnięcia stanu równowagi porowatości jest bardzo mały, co w przypadku wielu substancji np. mułów węglowych zailonych nie jest prawdą, ze względu na ich ściśliwość rysunek 2.5.



Rys. 2.5. Wpływ czasu ssania na zmianę porowatości
t_u - czas ustalenia równowagi dla p-const

Autor stwierdza, że nawet dla materiałów średniościśliwych porowatość jest stała, gdy ΔP jest mniejsze od około 0,01 kG/cm^2.

Opracowanie F.M. Tillera cechuje dokładność opisu techniki prowadzenia pomiarów.

Z wielu istotnych spostrzeżeń F.M. Tillera można zacytować takie jak:

- małe zmiany porowatości powodują istotne zmiany oporu właściwego,
- dla każdego materiału istnieje takie $P_i < P-P_i = \Delta P$ dla którego opór właściwy i porowatość są wielkościami stałymi.

Przez następne lata autor wraz ze swoimi współpracownikami publikuje wiele artykułów studialnych z zakresu filtracji i po 13 latach w roku 1966 ukazuje się obszerna praca Tillera pt.: "Dzisiejsze teorie filtracji" [35].

W artykule tym streścił autor przede wszystkim swoje dotychczasowe publikacje, a przy okazji także prace innych autorów (H.P. Grace, B.F. Ruth i inni).

Łatwo zauważyć, że poglądy co do możliwości teoretycznego opracowania procesu nie są już tak optymistyczne jak w pierwszych publikacjach [8,9]. Jest to zapewne wynikiem wieloletnich badań i poszukiwań.

Autor powiada, że podstawą projektowania procesu filtracji jest pilotujące doświadczenie laboratoryjne, przy czym koniecznym jest aby warunki doświadczenia były zbliżone do warunków przemysłowych.

F.M. Tiller wskazuje na prawie zupełny brak, poza manometrem urządzeń do analitycznej oceny procesu w instalacjach przemysłowych, przy czym w przypadku filtracji próżniowej konieczna jest analiza podciśnienia w każdej sekcji filtra. Uwaga ta jest jak najbardziej aktualna w warunkach polskiego przemysłu górniczego.

Z rozważań teoretycznych i spostrzeżeń badawczych na uwagę zasługują następujące wnioski, cytując:

- w filtracji próżniowej prędkość cząstek na powierzchni osadu filtracyjnego osiąga około 25-50% prędkości cieczy,
- na powierzchni osadu filtracyjnego porowatość osadu jest największa natomiast przy samej siatce filtracyjnej jest najmniejsza,
- opór tarcia przenosi się kolejno przez cząstki osadu stykające się i dlatego porowatość przy siatce filtracyjnej jest najmniejsza,

- spadek ciśnienia lub inaczej opór sumaryczny, a nie ciśnienie całkowite, są odpowiedzialne za całkowity spadek porowatości.

Wszystkie te uwagi są ciekawie zinterpretowane nie tylko matematycznie, ale także na wykresach - modelach procesu.

Prace F.M. Tillera należą do jednych z najistotniejszych z zakresu filtracji, są jednak prowadzone głównie dla filtracji nadciśnieniowej co powoduje że wiele z tych zależności nie można bez uzupełnień przenieść do filtracji próżniowej, o czym zresztą autor sam wspomina.

N. Nikolaus i D.A. Dahlstrom w swej publikacji pt.: "Teoria i praktyka filtracji pod stałym ciśnieniem" [55] wskazują w pewnych przypadkach na wyższość filtracji ciśnieniowej nad próżniową, podając jednocześnie warunki w których filtracja próżniowa nie może być stosowana (wg autorów)

- gdy nadawą do filtracji jest zawiesina o bardzo wysokiej temperaturze, tak że ciśnienie jej par uniemożliwia stosowanie próżni,
- gdy lepkość nadawy jest tak wysoka ze względu na małe wymiary cząstek stałych, że konieczne jest stosowanie różnicy ciśnień wyższej od 1 at,
- gdy w procesie przemysłowym uzyskano gaz o wysokiej temperaturze (np. gazy kominowe, prażalnicze), który można wykorzystać dla wytworzenia produktu w postaci wysuszonego osadu filtracyjnego,
- gdy prędkość filtracji próżniowej danej zawiesiny jest tak mała, że są uzasadnione wyższe koszta stosowania filtracji ciśnieniowej,
- gdy nadawa do procesu filtracji jest nasyconym gorącym roztworem, wówczas przy filtracji próżniowej ochładzanie w wyniku parowania rozpuszczalnika może powodować krystalizację wewnątrz filtra (o tym pisze w swej pracy także H. Rumpfelt [53]).

Spostrzeżenia te dotyczą zasadniczo obserwacji procesu w przemyśle chemicznym, niemniej jednak są interesujące, a niektóre z nich mogą być także istotne dla filtracji zawiesin węglowych.

Na uwagę zasługuje jeszcze podanie przez autorów - wskaźnika tzw. korelacyjnego współczynnika wilgotności osadu;

$$K_{or} = \frac{P}{AL}\ t_o \cdot \frac{1}{\mu},$$

gdzie:

t_o - czas osuszania odwadniania, s.

Gdy wzrasta współczynnik korelacji zawartości wilgoci w osadzie filtracyjnym zbliża się asymptetycznie do wartości minimalnej.

Interesującą pracą o charakterze podstawowym jest artykuł W.L. Ingmansona [10] omawiający badania oporów filtracji zawiesin dających osady ściśliwe.

Autor posługując się równaniami na prędkość filtracji Kozeny - Carmana oraz Darcy, porównuje je stronami i wylicza wielkość oporu właściwego, który jest oporem średnim. Opór ten jest tu funkcją masy części stałych osadu na jednostkę objętości osadu, powierzchni właściwej odniesionej do masy osadu, objętości właściwej osadu filtracyjnego, tzw. stałej Kozeny oraz spadku ciśnienia w osadzie.

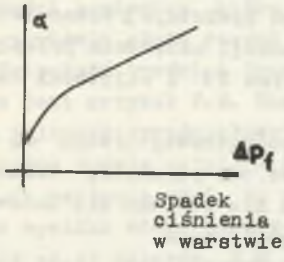
Otrzymane w postaci różniczkowej równanie na opór właściwy średni całkując doprowadza do bardziej złożonej postaci i wyznacza doświadczalnie wszystkie występujące w tym równaniu wielkości - współczynniki potrzebne do jego rozwiązania.

Różnica wyników między obliczonym, dzięki uprzedniemu określeniu wszystkich wielkości występujących w równaniu - średnim oporem właściwym, a tymże oporem pomierzonym bezpośrednio na stanowisku pomiarowym nie przekraczała 6%.

Badania były przeprowadzone na pulpie drzewnej o porowatości osadu dla której można stosować równanie Kozeny - Carmana. Stała Kozeny "K" jest bowiem stałą tylko w pewnych określonych granicach porowatości. Porowatość ta waha się wg wielu autorów na których powołuje się W.L. Ingmanson w granicach około 0,45-0,9.

Dla osadów filtracyjnych zawiesin mułów węglowych [12] porowatość leży najczęściej w granicach 0,4-0,6, a więc można do badań stosować równanie Kozeny - Carmana.

W.L. Ingranson założył ponadto w swych badaniach jednorodność porowatości, a takie założenie w przypadku dosyć zróżnicowanych węglowych osadów filtracyjnych byłoby zbyt ryzykowne.



Rys. 2.6. Wpływ spadku ciśnienia w warstwie na zmianę oporu właściwego

Ukazanie graficznie ustalonych zmian oporu właściwego w funkcji spadku ciśnienia w warstwie osadu rys. 2.6 to jeden z ciekawszych rezultatów pracy W.I. Ingmansona jak i zwrócenie uwagi na fakt, że ściśliwość osadu, która ma istotny wpływ na opór właściwy, zależy od zawartości wody zaadsorbowanej w porach ziarn tworzących osad, a nie uczestniczącej w przepływie medium.

Szczegółową analizę procesu filtracji ciśnieniowej przeprowadza w swych artykułach H.P. Grace [4,16] opracowując metodę przewidywania średniego oporu właściwego osadu filtracyjnego na podstawie określenia współczynników ściśliwości i przepuszczalności. Zaznacza jednocześnie, że współczynnik ściśliwości jest wartością stałą tylko w wąskich zakresach różnicy ciśnień. Materiałem stosowanym do badań były zawiesiny ZnS i Al_2O_3.

Dalej autor analizuje wpływ ciśnienia filtracji na opór właściwy, uwzględniając położenie (pionowe lub poziome) i rodzaj (płaska lub cylindryczna) przegrody filtracyjnej.

Dużo uwagi poświęca w pracy wpływowi możliwości i stopnia sflokulowania cząstek zawiesiny, prowadząc badania metodą fotooptyczną (świetlną).

Praca oparta jest na skomplikowanym rachunku matematycznym przy wykorzystaniu równania filtracji Darcy, szukając w nim analogii do znanego ogólnie równania równowagi energii, Bermouliego, co prowadzi w konsekwencji całkowania do wieloczłonowych równań opisujących proces.

W pracy podano, że przewidywane wartości średnich oporów właściwych były zgodne z dokładnością ± 10% z wartościami otrzymanymi z pomiarów.

Wykazano także, że stopień sflokulowania cząstek scharakteryzowany przy pomocy mikrofotografii i pomiarami przepuszczalności światła przez zawiesiny koreluje jakościowo z pomiarami oporu osadu filtracyjnego. Korelacja ta wskazuje że mechanizmy deflokulacji i reflokulacji cząstek w zawiesinie są wyraźnie różne i posiadają wpływ na powstawanie osadów filtracyjnych o bardzo różnych charakterystykach dla zmiennych form częściowo sflokulowanych zawiesin, a w związku z tym porównawcze prędkości osadzania (tworzenia osadu) dla zawiesin, nie koniecznie mogą być porównawczymi wskaźnikami prędkości filtracji $\frac{dV}{dt}$.

P.Le Lec [23] w swej obszernej pracy na temat przepuszczalności osadów filtracyjnych wprowadza nas w zagadnienie teorii procesu na bazie znanych podstawowych równań filtracji Poiseuilloa i Darcy.

Porównując stronami wielkości natężenia przepływu filtratu $\frac{dV}{dt}$ obydwu tych równań wylicza wielkość oporu właściwego jako funkcje krętości por, kształtu por, porowatości warstwy, powierzchni właściwej cząstek oraz ich gęstości, po czym przechodzi do głębszej analizy otrzymanego równania na wielkość oporu właściwego uwzględniając w nim między innymi tzw. opór właściwy miejscowy i opór właściwy średni w funkcji współczynnika ściśliwości oraz spadku ciśnienia w warstwie osadu po czym dyskutuje i wskazuje na dalsze kierunki badań oporności właściwej jako funkcji natężenia przepływu, ciśnienia dynamicznego (składowa różnicy ciśnień P) i objętości całkowitej filtratu.

Autor wprowadza także pojęcie tzw. oporności początkowej (różna od oporności siatki filtracyjnej) i omawia szczegółowo ten parametr, wskazując, że oporu siatki filtracyjnej i warstwy osadu nie powinno się dodawać jako wielkości liniowych i może to być tylko przybliżeniem.

Publikacja ta opracowana w ciekawej i zwięzłej formie, jest tak konkretna we wszystkich swoich wywodach, że należałoby ją zacytować w całości.

Autor powołuje się w niej m.in. na omawiane tu pracy A.F. Orliceka [32] W.L. Ingmansona [10] i H.P. Gracoa [8,9] przy czym już we wstępie potwierdza, że znane powszechnie podstawowe równania filtracji wynikające z wywodów teoretycznych nie mają bezpośredniego zastosowania bez odpowiednich korekt dla danego przypadku procesu filtracji.

W teoretycznej rozprawie o procesie filtracji wiskozy V.E. Gonsalves [25] wychodzi z mało znanego i raczej rzadko spotykanego w publikacjach, równania filtracji Hermansa-Bredee[x)]

$$\frac{dR_w}{dV} = K_H \cdot R_H^{\,n}, \qquad (2.69)$$

gdzie:

R_H - opór filtracji w czasie t (wg definicji i/u, gdzie "u" to szybkość filtracji w czasie "t"),

$K_H n$ - stałe dla danego procesu filtracji.

Autor wykazał w oparciu o publikacje Hermansa i Bredee jeszcze z 1935 r. oraz badania własne że stała "n" zwana stałą zatykania przyjmuje wartości bezwzględne skrajne od n=2 dla całkowitego zablokowania por do n = 0 dla najpełniejszego najlepszego powstawania osadu.

Stała "K_H" została wyliczona teoretycznie m.in. jako funkcja objętości wszystkich cząstek trudnych, tzn. blokujących kapilary osadu, powierzchni przekroju kapilary, a także szybkości przepływu. Wartość jej waha się w granicach $0{,}01\text{-}0{,}05 \frac{1}{m^3}$.

Następnie autor zajmuje się szczegółowo matematyczną analizą tego równania i w konsekwencji stwierdza, że nadaje się ono generalnie do teoretycznego przedstawienia każdego procesu filtracji.

Autor nie uwzględnił w swych rozważaniach dotyczących analizy równania lepkości zawiesiny, która ma duży wpływ na proces szczególnie przy filtracji zawiesin gdzie części stałe są rzędu mikronów.

Zwięzłość treści i forma opracowania powoduje że jedną z najciekawszych prac jest artykuł P.M. Heertjesa [22] na temat teorii filtracji w aspekcie filtracji przemysłowej.

Autor podaje najpierw ogólną definicję procesu, omawia jego istotę i zaraz na wstępnie mówi, że pomiędzy praktyką a teorią istnieje znaczna luka, mimo wysiłku wielu badaczy, przy czym powołuje się w swej pracy na publikacje aż 49 autorów. P.M. Heertjes stwierdza, że teoria jest obecnie daleka od stanu, który można by nazwać zadowalającym.

Omawianie teorii procesu rozpoczyna od znanej postaci równania Darcy, po czym przechodzi do dyskusji oporu filtracji zarówno dla zawiesin dających osady ściśliwe jak i nieściśliwe.

W przypadku filtracji zawiesin dających osady ściśliwe, gdzie opór właściwy jest funkcją spadku ciśnienia, ogólnie wg autora przeważnie stoso-

---

x) Równanie Hermansa-Bredee jest wskazane w podsumowaniu, pkt 2.2.4, stąd przyporządkowano mu kolejny numer 2.69.

wane są dwa rodzaje równań na średni opór właściwy; równ. 2.33 i równ. 2.34 (rozdz. 2.1.2).

Najczęściej średni opór właściwy jest w przybliżeniu funkcją wykładniczą.

Natomiast w przypadku filtracji zawiesin dających osady nieściśliwe opór właściwy jest stały i nie zależy od spadku ciśnienia. Spostrzeżenie te potwierdza wnioski uzyskane w pracy [36] nad badaniem zastosowalności przekształconej formy równania Darcy.

Opór właściwy wg P.M. Heertjesa jest przede wszystkim funkcją koncentracji części stałych w nadawie oraz prędkości początkowej filtracji i rośnie ze wzrostem tych zmiennych. Opór ten stosunkowo szybko się ustala, gdyż zasadniczo pierwsze warstwy osadu odpowiadają głównie za jego strukturę przy założeniu, że osad nie jest zbyt gruby.

Następnie autor omawia oddzielnie zagadnienia oporu przegrody filtracyjnej, dalej oporu właściwego w powiązaniu z porowatością oraz problem zablokowania osadu filtracyjnego w świetle omawianych przez V.E. Gonsalvesa [25] praw Hermansa-Bredee blokowania procesu filtracji.

Z innych ciekawych spostrzeżeń P.M. Heertjesa na podkreślenie zasługują następujące uwagi:

- zjawiska elektrokinetyczne mogą mieć wpływ na proces filtracji, działanie jonów może zredukować opór osadu filtracyjnego,
- dodatek czynnika peptyzującego może wydatnie zwiększyć opór dla niektórych zawiesin,
- przy zmniejszeniu napięcia powierzchniowego można zwiększyć prędkość filtracji,
- w przypadku filtracji przemysłowej koniecznym jest zwrócenie szczególnej uwagi na takie parametry jak temperatura (jej wzrost obniża lepkość i zwiększa przez to prędkość filtracji) i jednorodność zawiesiny w nadawie.

Należy jeszcze zaznaczyć w nawiązaniu do artykułu B.Fitha [28], że Heertjes sprawę płukania osadu uważa za otwartą, gdyż przy płukaniu zmienia się struktura osadu filtracyjnego, a zatem inna będzie droga przez osad filtracyjny oraz to, że płukanie będzie uzależnione od cieczy macierzystej w osadzie i rozmieszczenia por.

Problem ten wg P.M. Heertjesa można rozwiązać tylko doświadczalnie.

Z zagadnieniem tym łączą się rozważania teoretyczne prowadzone przez St. Wrońskiego i inn. [72] reprezentującego szkołę J. Ciborowskiego, zmierzające do zbadania problemu przenoszenia masy podczas przepływu cieczy lecz nienewtonowskiej z uwzględnieniem zmian wartości współczynnika dyfuzji. Nasuwa się tu spostrzeżenie, że proponowane przez St. Wrońskiego model rozważań teoretycznych można by po pewnych modyfikacjach adoptować do problematyki przemywania osadów np. zailonych mułów węglowych i rudnych zastępując tzw. współczynnik dyfuzji współczynnikiem rozmywalności.

Jak dotychczas w praktyce osadów filtracyjnych węglowych nie przemywa się. W pracy wykazano, że wpływ zmiennej wartości współczynnika dyfuzji w układach przepływowych z udziałem cieczy nienewtonowskiej na szybkość przenoszenia masy może być znaczny. Jak narazie w górnictwie przemywania osadów nie jest stosowane.

St. Wroński i inni [72,73,74,75,76,77,79] zajmuje się w Instytucie Inżynierii Chemicznej Pol. Warszawskiej kierowanym przez J. Ciborowskiego głównie problematyką filtracji. Efektem tych prac jest m.in. ustalenie równania filtracji pod stałym ciśnieniem dla osadów ściśliwych w formie potęgowej przy oporze zmiennym w czasie. Cechą charakterystyczną i oryginalną interpretacji St. Wrońskiego jest uwzględnianie w nich własności reologicznych zawiesiny.

Uogólnione równanie filtracji dla cieczy newtonowskich i nienewtonowskich wg Wrońskiego można napisać w postaci

$$\left(\frac{dt}{dV}\right)^n = \alpha_r \cdot \frac{1}{A^{n+1}} \left(\frac{k \cdot G}{\Delta p}\right) (V + t'), \qquad (2.69a)$$

gdzie:

n - współczynnik odpowiadający za własności reologiczne,

α_r - średni opór właściwy osadu,

A - powierzchnia filtracyjna,

t' - stała przegrody filtracyjnej,

G - masa ciała stałego w osadzie,

Δp - różnica ciśnień,

V - objętość przesączu (zmienna zależna procesu).

Spośród szeregu ciekawych spostrzeżeń warto przytoczyć następujące:

- przepuszczalność osadu powstałego podczas filtracji cieczy nienewtonowskiej różni się od przepuszczalności osadu tego samego ciała stałego otrzymanego podczas filtracji cieczy newtonowskich,
- średni opór właściwy osadu zależy od czasu trwania procesu... .

St. Wroński, na bazie teoretycznych rozważań opracował także równanie filtracji dla układów o właściwościach zmiennych w czasie dla których opór właściwy osadu zależy od prędkości powstawania osadu filtracyjnego. Prace St. Wrońskiego podobnie jak F.M. Tillera [9] charakteryzuje matematyczna metoda numerycznego wyznaczania stałych w uformowanych uprzednio równaniach.

Prace doświadczalne, zmierzające do wyznaczania wielkości stałych równań (np. oporu właściwego, i innych stałych filtracji) prowadzone są na ogół na stanowiska filtracyjnym o działaniu periodycznym, jako filtracja

ciśnieniowa a osady stanowią np. węglan wapnia, krzemionka, kaolin, talk, tlenek glinu itp. Dlatego też trudno jest porównywać te badania do filtracji próżniowej, ciągłej zawiesin mułów węglowych, gdyż taka filtracja ma inny charakter.

Bardzo ciekawą pracą H.P. Heertjesa oraz H. Hassa [26] są studia nad procesem filtracji, gdzie autorzy rozpatrują kwestię zablokowania por siatki filtracyjnej i osadu w procesie.

W zależności od rodzaju siatki filtracyjnej i filtrowanej substancji stałej mogą mieć miejsce teoretycznie dla tej samej substancji, dwa typy filtracji, tzw. filtracja z blokowaniem lub tzw. filtracja z napełniejszym tworzeniem osadu filtracyjnego, głównie w zależności od koncentracji substancji stałej w zawiesinie.

Regularność oczek siatki jak i por są czynnikami ułatwiającymi blokowanie, poza tym wpływ na blokowanie ma także rozmiar i kształt cząstek substancji stałej, skład ziarnowy substancji stałej jak również oddziaływanie międzycząstkowe substancji stałej oraz między siatką filtracyjną a cząstkami.

Stwierdzono, że przy stałym ciśnieniu w warunkach ustalonego przepływu opór właściwy jest uzależniony jedynie od koncentracji, tzn. od ilości substancji dopływającej równocześnie do powierzchni siatki filtracyjnej lub osadu filtracyjnego, nie zależy on natomiast od szybkości przepływu.

Obfity przepływ w cieczy istnieje gdy osad w siatce filtracyjnej lub na niej jest w trakcie tworzenia się - wówczas upakowanie substancji stałej i w konsekwencji jej opór właściwy, nie ulegają zmianie i wydają się nie ulegać zmianie także przy zmianach ciśnienia występujących w osadzie co nie powoduje deformacji jego struktury zmieniającej opór (osady nieściśliwe).

Przy bardzo małej koncentracji substancji stałej w nadawie, cząstki będą łatwo podążać wraz ze strumieniem cieczy, wnikając dzięki temu do por i powodując mniej lub bardziej kompletne blokowanie porów.

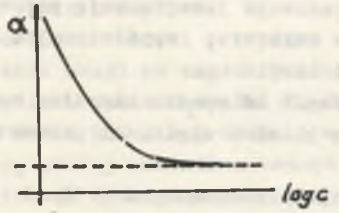
Przez podwyższenie koncentracji nadawy, równocześnie więcej cząstek stałych zbliży się w sąsiedztwo porów, dzięki czemu otwór zostanie zablokowany w mniejszym stopniu.

Rys. 2.7. Schemat zatkania por osadu ziarna i przykład tworzenia się "mostu"

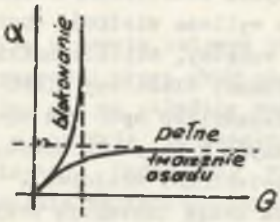
Powyżej pewnej koncentracji, taka ilość cząstek osiągnie otwór równocześnie, że osadzenie się cząstki w otworze będzie utrudnione, tworzy się więc rodzaj "mostu" ponad porami a blokowanie ustaje. Taki "most" ma tak wiele otworów że nie mogą one zostać zatkane (rys. 2.7).

Gęstość takiego upakowania jest duża, głównie ze względu na działającą siłę kompresji (ciśnienie), a więc i opór jest duży. Przy wzroście koncentracji nadawy tworzenie się mostów postępuje, zaś tej zmianie towarzyszy spadek gęstości upakowania osadu i w konsekwencji także spadek oporu do pewnego minimum.

Niektóre z wyników swych badań autorzy przedstawili graficznie, przy czym na większą uwagę zasługują zależności zmiany oporu właściwego "α" w funkcji koncentracji "c" (rys. 2.8) oraz w funkcji masy osadu "G", (rys. 2.9).



Rys. 2.8. Wpływ koncentracji zawiesiny na zmianę oporu właściwego



Rys. 2.9. Skrajane przypadki zmian oporu właściwego w funkcji masy osadu

Oczywiście w praktyce mamy do czynienia z mniejszym lub większym odchyleniem się procesu w kierunku filtracji z blokowaniem lub z pełnym tworzeniem osadu, a także z bardziej lub mniej gwałtownym ustaleniem się średniego oporu właściwego ze zwiększeniem koncentracji części stałych w nadawie.

Autorzy wykonali swoje badania laboratoryjne na zawiesinie purytyny (węgiel aktywny) i mikrokulek szklanych o wielkości cząstek stałych 0,004-0,04 mm przy małych zagęszczeniach nadawy do 4 g/l. Siatką filtracyjną było płótno nylonowe.

Dlatego też przytoczonych tu za autorami wywodów i wniosków, chociaż interesujących i oryginalnych nie można bez uprzednich badań bezkrytycznie przypisać filtracji zawiesin mułów węglowych.

W maju 1968 roku ukazała się publikacja P. Le Leca [23] będąca streszczeniem referatu wygłoszonego w październiku 1967 r. na międzynarodowym sympozjum w Magdeburgu poświęconemu problemom mechanicznego rozdziału zawiesin, na temat ściśliwości osadów filtracyjnych i jej wpływu na teoretyczne równania filtracji.

Autor zasadniczo analizuje równanie Kozeny - Carmana, podstawiając w nim za wielkość oporu właściwego, jego funkcyjną zależność od współczynnika ściśliwości [22].

Następnie prowadzi matematyczną interpretację otrzymanego równania, uwzględniając jednocześnie zmianę porowatości osadu w zależności od głębokości w warstwie.

W zakończeniu swego artykułu potwierdza on wnioski innych autorów, że przedstawione wywody teoretyczne, jakkolwiek nie są we wszystkich przypadkach słuszne, stanowią ważny krok naprzód w zakresie teorii filtracji zawiesin, jednak praktycznie filtracja zagęszczonych zawiesin może być obliczona tylko na podstawie uprzednio wykonanych prób.

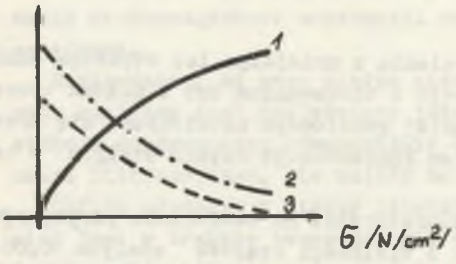
Związek między właściwościami mechanicznymi osadu filtracyjnego a jego przepuszczalnością analizuje w swej pracy J. Dohnal [41].

Autor zakłada, że mamy do czynienia z zawiesiną modelową, gdzie części stałe są kulkami o jednakowej wielkości i wyeliminowane są wszelkie procesy towarzyszące, jak sedymentacja, koagulacja itp.

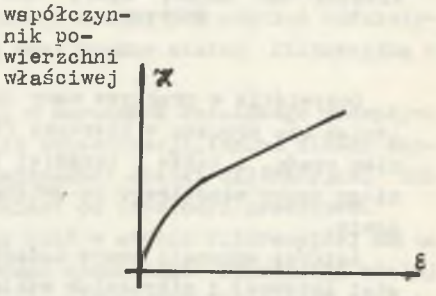
Wywód teoretyczny rozpoczyna od analizy równania Kozeny - Carmana, z którego wylicza wielkość oporu właściwego miejscowego jako funkcję porowatości warstwy, współczynnika kształtu ziarn w warstwie, współczynnika powierzchni właściwej ziarn i gęstości fazy stałej.

Zasadniczo opór ten wg autora zależy głównie od spadku naprężeń mechanicznych w warstwie osadu, które decydują z kolei o wielkości porowatości i powierzchni właściwej.

Na uwagę zasługują przytoczone poniżej na wykresach rys. 2.10 i rys. 2.11, wyniki badań jako typowe dla większości zawiesin.



Rys. 2.10. Wpływ spadku naprężeń mechanicznych w warstwie osadu na względne zmniejszenie grubości warstwy - 1, na zmianę porowatości - 2 oraz na zmianę przepuszczalności - 3



Rys. 2.11. Wpływ porowatości na zmianę współczynnika powierzchni właściwej

Kształt krzywych może być nieco różny dla różnych zawiesin i czasem zbliża się do prostej.

Zależność funkcyjną naprężenia od współczynnika względnego zmniejszenia grubości warstwy nazywa autor krzywą deformacji i podaje cztery rodzaje przebiegu tej funkcji w zależności od rodzaju osadów, osady idealne, osady pseudoidelane, osady pospolite i osady anormalne dają odpowiednio prostą, prostą przesuniętą, prostą przechodzącą w parabole i parabolę. Każdy z osadów ściśliwych można przypisać do jednej z tych charakterystyk.

Następnie autor całkuje przekształconą na wstępie postać równania Kozeny - Carmana, otrzymując zależność bardziej złożoną, po czym upraszcza się ją sprowadzając wielkości stałe w równaniu do stałych zastępczych i omawia sposób wyznaczenia tych stałych na przykładzie filtracji o stałym przepływie, która raczej nie jest spotykana przy filtracji zawiesin mułów węglowych.

Bardzo podobną problematyką zajmuje się w swych pracach na Uniwersytecie w Karlsruhe, w RFN H. Rumpf i współpracownicy [105,106]. Określają w swych publikacjach także wpływ porowatości i rozkładu wielkości ziarn z równania oporu będącego przekształconą formą równania Kozeny - Carmana. Analizują także funkcję porowatości w określonym uprzednio empirycznym równaniu oporu przepływu.

Obok problematyki przepływu cieczy przez warstwę porowatą, celowym jest zwrócenie uwagi na zagadnienie ilości wody zatrzymywanej przez zbiór ziarn.

Zjawisko takie rozważał W. Bartel [80] opierając się na układzie modelowym dwóch kul i wyprowadził wzór na określenie w osadzie pozostałości cieczy, której nie można usunąć na drodze mechanicznej. Opracowany wzór weryfikował doświadczalnie dla modelu węgla i kamienia wapiennego, uzyskując zadowalające przybliżenie dzięki zastosowaniu odpowiednich wartości współczynników charakterystycznych dla układów.

Próby zastosowania wspomnianego wzoru w odniesieniu do przemysłowych mułów węglowych nie dają zadowalających rezultatów ze względu na to, że muły te są wieloskładnikowe przez co charakteryzują się stosunkowo szerokim interwałem wartości gęstości, wielkości ziarn, zwilżalności i innych parametrów poszczególnych składników, przyjęcie do obliczeń średnich wartości tych czynników dla mułu, prowadzi do otrzymania błędnych wyników.

Analizę procesu filtracji próżniowej lub grawitacyjnej przeprowadził w swej pracy W.A. Żużikow [21] uwzględniając zmiany warunków procesu z czasem jego postępowania.

Autor wyodrębnia umownie cztery stadia filtracji, w których następuje obniżenie poziomu zawiesiny nadawy w wannie filtra, tworzenie się warstwy wody sklarowanej, tworzenie się warstwy zawiesiny o niezmienionym stężeniu i warstwy zawiesiny o stężeniu wyższym od nadanego do procesu oraz powstanie warstwy osadu filtracyjnego.

Każde stadium opisuje zależnościami matematycznymi.

Proces filtracji prowadzi jednak aż do przefiltrowania całej porcji zawiesiny w wannie filtra co nie ma odpowiednika w praktyce filtrowania zawiesin mułów węglowych.

W.A. Żużikow [29] zajmuje się także badaniami zmian oporu właściwego w funkcji różnicy ciśnienia dla zawiesin związków glinu, chromu, żelaza i miedzi.

Ogólnym wnioskiem jego badań jest stwierdzenie, że opór właściwy, osadów tych zawiesin rośnie ze wzrostem różnicy ciśnień.

P.N. Suchobrusow opracowuje [27] zagadnienie osuszania osadów filtracyjnych. Czas osuszania osadu wchodzi w przypadku filtracji zawiesin, także węglowych w całkowity czas cyklu procesu jako czynność pomocnicza.

W konsekwencji swego wywodu teoretycznego autor dochodzi do równania na zawartość wilgoci w osadzie

$$W = \frac{wL^{p}}{p^{\varrho}\, t_{o}^{\Delta}}$$

gdzie:

W - zawartość wilgoci w osadzie,

w - zawartość wilgoci w osadzie o grubości 1 cm przy suszaniu w przeciągu 1 sek. pod nadciśnieniem 1 kG/cm^2,

p - ciśnienie osuszania, kG/cm^2,

γ, ϱ, Δ - odpowiednie współczynniki.

Następnie autor opisuje sposób wyznaczenia współczynnika γ, ϱ, Δ, które po podstawieniu do powyższego wzoru określą nam zawartość wilgoci w danym materiale odfiltrowanym na danym urządzeniu filtracyjnym.

Porównanie mechaniki przebiegu procesu filtracji do ruchu ciepła przeprowadził w swej pracy G.Q. Martin [20].

Ciepło przemieszcza się w modelowym, odpowiednio przygotowanym zamkniętym i izolowanym zbiorniku wodnym, który z jednej strony jest w kontakcie ze spadkiem temperatury poniżej zera, gdzie w efekcie tegoż przemieszczania otrzymujemy warstwę lodu tzw. "placek lodowy", który można porównać do osadu filtracyjnego.

Następnie autor zajmuje się filtracją ciągłą na filtrze bębnowym, znajdując tu podobne analogie dzięki założeniu iż bęben filtra posiada czynnik zamrażający, tak, że w chwili zanurzenia w wannie z zawiesiną, powstaje na nim "placek lodowy".

Wszystkie te porównania nie wnoszą jednak nowych wielkości parametrów fizykalnych i prowadzą w konsekwencji do znanych zależności opisujących proces.

Jak mówi tytuł artykułu, nowe koncepcje filtracji przedstawione w pracy K.J. Ivsa [41] dotyczą problemów filtracji grawitacyjnej na filtrach ziarnowych, gdzie przegrodą filtracyjną jest najczęściej warstwa piasku, żwiru lub innego materiału i chociaż opracowanie nie stanowi bezpośredniego powiązania z tematem dysertacji nie mniej zasługuje na uwagę.

Autor rozważa zagadnienie filtracji głównie pod kątem otrzymania czystego filtratu, opisując matematycznie proces zatrzymywania się części stałych nadawy w warstwie filtracyjnej, którą nazywa warstwą wstępną. Zasadniczo w przypadku filtracji próżniowej także na siatce filtracyjnej tworzy się w pierwszej chwili zassania warstwa osadu - jak gdyby warstwa wstępna po czym w dalszym etapie filtracja przebiega już tak jak opisuje Ivs.

Wskazane byłoby większe zainteresowanie się taką filtracją, celem ewentualnego rozwiązania problemu filtracji trudno filtrowalnych, zailonych i nieużytecznych zawiesin węglowych.

Praca N. Fitcha [28] na temat przeciwprądowego płukania osadów filtracyjnych chociaż także odbiega swą treścią od zakresu informacji mających charakteryzować technikę i technologię procesu filtracji, ze względu na sposób opracowania zasługuje na uwagę.

Autor przedstawia proces płukania osadów filtracyjnych w formie matematycznego modelu, podobnego w swej treści do modelu procesu filtracji jako operacji jednostkowej przedstawionej w pracy G.G. Browna [3].

B. Fitch prowadzi badania teoretyczne modelu płukania jedno i wielostadialnego osadów filtracyjnych zawiesin związków chemicznych, uwzględniając ich możliwość częściowego rozpuszczania w cieczy płuczącej, podobnie jak St. Wroński [72].

Spostrzeżenia, że przeciwprądowe płukanie wydatnie obniża zawartość wilgoci w osadzie filtracyjnym jest istotne w świetle dalszych badań, których zasadniczym celem jest jakość osadu filtracyjnego, szczególnie gdyby zastosowano płukanie przy filtracji trudno filtrowalnych zawiesin surowych mułów węglowych.

2.2.3. Prace z zakresu technologii procesu filtracji próżniowej

Omówione skrótowo w poprzednim pkt. 2.2.2 publikacje dotyczyły teoretyczno-badawczej problematyki filtracji w ośrodku na bardzo różnorodnych materiałach, najczęściej związkach chemicznych lub materiałach modelowych.

W tym rozdziale autor niniejszej pracy chce zwrócić uwagę na te publikacje, które najbliżej łączą się z problematyką jego badań stanowiących zasadniczą i podstawową część tego opracowania a więc dot. filtracji próżniowej głównie mułów węglowych.

Większość filtrów próżniowych pracujących na mułach węglowych jak podaje A. Battaglia [49] działa przy różnicy ciśnień od ok. 0,4 do ok. 0,6 kG/cm^2. Maksymalna wielkość ziarn w zawiesinie podanej do procesu nie może przekraczać 2 mm, zaś znakomita ich większość powinna być o wielkościach poniżej 1 mm. Stosowane siatki filtracyjne są najczęściej fosforobrązowe a czasem nylonowe o otworach kwadratowych 0,2 do 0,3 mm. Prace A. Battaglii rozpoczęte nad filtracją mułów, głównie węglowych w Zakładzie Konstrukcji Maszyn i Urządzeń Przeróbczych AGH w Krakowie kontynuuje obecnie J. Eleschke [81/82] przy czym dotyczą one tzw. stycznego odbioru osadu z tarcz filtrów, a więc nadmuchu powietrzem poprzez odpowiednio uprofilowaną dyszę ustawioną pod kątem ok. 5° do płaszczyzny tarczy filtra. Jest to oryginalna metoda którą w skali przemysłowej uruchamia się aktualnie na zakładzie przeróbki mechanicznej węgla kopalni Sosnowiec.

Istotne prace w zakresie filtracji próżniowej mułów węglowych i rudnych prowadzone są w Zakładzie Techniki Wodno-Mułowej Instytutu Przeróbki Kopalin Pol. Śląskiej. Prace te są zawsze powiązane z warunkami dyktowanymi przez możliwość i konieczność prowadzenia prawidłowej technicznie i efektywnej ekonomicznie pracy obiegów wodno-mułowych zakładów przeróbczych [51]. Podobnie ocenia się pracę filtrów próżniowych w warunkach przemysłowych na bazie wskaźników techniczno-ekonomicznych [52], gdzie dokonano m.in. opisu jakości pracy filtrów próżniowych różnej produkcji, pracujących w różnych zakładach przeróbczych w zależności od własności tech-

nologicznych materiału odwodnionego, a także możliwości technicznych danego filtra.

Współczynnikiem pozwalającym określić stopień filtrowalności nadawy jest tzw. wskaźnik Dahlstroma[x] [54,55].

$$K_D = A \cdot \sqrt{i}, \tag{2.70}$$

gdzie:

A_B - zapopielenie w klasie ziarnowej poniżej 0,07 mm,

i - udział klasy ziarnowej poniżej 0,07 mm.

W oparciu o wskaźnik Dahlstroma przyjmuje się następującą ocenę szacunkową dla filtrowalności:

$K_D < 100$ - nadawa łatwo filtrowalna

K_D 100-200 - nadawa średnio filtrowalna

K_D 200-300 - nadawa trudno filtrowalna

$K_D > 300$ - nadawa bardzo trudno filtrowalna

Jak wynika z dyskusji zagadnienia prowadzonej w pracy [52] zailenie nadawy wpływa ujemnie na pracę filtra co uwidacznia się głównie w dużej procentowej zawartości popiołu w ziarnach poniżej 0,1 mm. Iły zwiększają wilgotność materiału odwodnionego.

Nadawy trudno filtrowalne dają osad filtracyjny o dużym zawilgoceniu, zatem niesypki, o dużej gęstości objętościowej i wysokiej procentowej zawartości ziarn poniżej 0,1 mm. Przesącz natomiast zawiera dużą ilość części stałych.

Autor [52] podaje charakterystykę techniczno-ekonomiczną filtrów pracujących na niektórych zakładach przeróbki mechanicznej węgla kopalń bytomskiego, rybnickiego i zabrzańskiego zjednoczenia przemysłu węglowego.

Na podstawie tych danych widać m.in., że:

- najczęściej stosowaną siatką filtracyjną jest siatka fosforobrązowa o otworach 0,221-0,316 mm,
- wielkość podciśnienia waha się w granicach od 0,4 do 0,79 at,
- zagęszczenie części stałych w nadawie waha się w granicach od 413-600 g/l,
- zawartość ziarn poniżej 0,1 mm waha się w granicach od 11,9 do 59,8%.

Ponadto graficznie przedstawiono, jak szybko spada wydajność jednostkowa osadu filtracyjnego w funkcji zawartości w nim ziarn poniżej 0,1 mm o wysokim zapopieleniu.

[x] Uwaga: Równanie empiryczne Dahlstroma oznaczone nr 2.70 będzie zastosowane do planowania i analizy wyników badań własnych - stąd przyporządkowano mu kolejny numer.

Zasadniczym efektem prowadzonych w warunkach przemysłowych badań jest ustalenie kryteriów zakwalifikowania stopnia trudności filtrowalności zawiesin węglowych na podstawie oceny parametrów otrzymanego osadu filtracyjnego do czterech grup A, B, C i D, przy czym każda z tych grup odpowiada jednemu z przedziałów dla wielkości wskaźnika Dahlstroma.

Praca ta, a zasadniczo jej założenia w metodyce badań muszą jednak budzić pewne wątpliwości.

Mianowicie autor w dość nietypowy sposób ocenia pracę filtrów próżniowych, wychodząc z charakterystyki osadu filtracyjnego, który jest produktem procesu, a nie z charakterystyki nadawy.

Wydaje się nie podważając wniosków płynących z pracy, że celowym byłoby potwierdzenie ich poprzez wykonanie badań filtracji zawiesin mułów węglowych w których charakterystyka osadu filtracyjnego powiązana byłaby z charakterystyką nadawy przez zestawienie odpowiednich wyników prób.

Podobnie dyskusyjna jest tu także ocena pracy różnych filtrów pracujących na różnych zawiesinach jak i ocena trudności filtrowalności różnych zawiesin oparta na bazie doświadczeń prowadzonych na różnych filtrach.

Pomimo tego, należy jednak uwzględnić fakt iż praktycznie nie ma możliwości ze względu na olbrzymie trudności natury technicznej zatrzymanie ruchu maszyn obiegu wodno-mułowego, transport dużych ilości różnych zawiesin mułów węglowych z innych kopalń, często także brak możliwości bezpośredniego pobrania prób nadawy, związane z tym koszty itp. (wykonania takich badań w warunkach przemysłowych, nie dysponując przemysłowym nakładem doświadczalnym), a więc oparto się na posiadanych badaniach prowadzonych w miarę istniejących możliwości.

Sporo wątpliwości zdaniem autora tej dysertacji nasuwał też przyjmowany powszechnie sposób oceny jakości odfiltrowania osadów mułów węglowych na filtrach próżniowych - na co wskazał w rozważaniach teoretycznych na temat roli wskaźnika jakim jest zawartość wilgoci w osadzie [12].

Prowadzone w miarę szczegółowe rozpoznania technologii procesu filtracji próżniowej i pomiary w warunkach przemysłowych wskazały na trudności techniczne prowadzenia procesu co warunkowało sposób i cel późniejszych badań w tym także pracy doktorskiej [33], której skrót ostatniego etapu badań został częściowo opublikowany [50]. Kierując się schematem urządzenia przedstawionym w pracy A. Battaglii [49] wykonano udoskonaloną wersję tego zestawu z automatyczną regulacją podciśnienia, na którym to urządzeniu przeprowadzono badania w ramach pracy doktorskiej [33], na trzech wybranych jako modelowe zawiesinach mułów węgli surowych. Niektóre przebiegi przedstawiają zbiorczo wykresy na rys. 2.12, 2.13, 2.14 i 2.15.Rezultatem doktoratu było określenie istotności wpływu poszczególnych parametrów na proces, określenie możliwości interakcji tych parametrów na proces, a w końcu także ustalenie warunków optymalnych filtracji tych mułów ze względu na wydajność i jakość osadu filtracyjnego. Wszystko oparto o planowanie statystyczne i rachunek analizy wariancyjnej metodą Yatesa najpierw

w niepełnych a potem w pełnych macierzach planowania doświadczeń czynnikowych. Następnie obliczono tzw. krok roboczy [43,44], ustalając obszary prawie optymalne i technologicznie uzasadnione.

Celem pracy doktorskiej było także wykazanie przydatności metody matematycznej jednoczesnej analizy wielu zmiennych, opartej na rachunku statystycznym do badań procesu filtracji.

Podjęto także próbę opisu równaniem wydajności i jakości osadu filtracyjnego mułów węgli surowych funkcją typu wielomianu drugiego stopnia

$$y = b_0 + b_1x_1 + b_2x_2 + b_3x_1^2 + b_4x_2^2 + b_5x_1x_2.$$

Dla wydajności osadu nie otrzymano zadowalających wyników aproksymacji funkcją jak i jej weryfikacji. Natomiast dla jakości osadu ustalono ogólnie uproszczone równanie typu

$$W = b_0 - \Delta p - 0{,}44\ t_o\ \Delta p,$$

gdzie:

b_0 - stała charakterystyczna dla danego mułu.

Stałą b_0 należy tu każdorazowo określić np. dla mułu danej kopalni, pokładu itp. aby móc równanie stosować. Jest to jednak zdaniem autora pewien współczynnik asekuracyjny, który nie ułatwia, a raczej utrudnia stosowalność równania, nie mówiąc już o jego uniwersalności. Ponadto w praktyce przemysłowej mamy filtrację ciągłą (obroty tarcz lub bębna filtra - n) a nie periodyczną. Wnioski wypływające z pracy, były konkretne, ustalały optima i stanowiły wytyczne do prowadzenia technologii procesu dla mułów węgla surowych. Praca ta nakreśliła także wyłaniające się nowe kierunki badań nad filtracją m.in. konieczność przebadania wpływu odczynników flokulacyjnych na proces. Badania takie zostały zrealizowane zarówno dla mułów węglowych [83] jak i miedziowych [84] dla wybranych odczynników flokulacyjnych Separan NP-10, Gigtar S, Wapno, P-26 oraz P.O.X. Wykazano, że w pewnych optymalnych warunkach można podnieść wydajność osadu nawet kilkakrotnie (średnio od 2,5-do 4-krotnie) jednak zużycie odczynnika jest tak znaczne, że kalkulatywność zastosowania przy obowiązujących cenach stoi pod znakiem zapytania, a także pogarsza się jakość odwodnienia osadu, który staje się przy zastosowaniu flokulantów bardziej hydrofilny.

Równocześnie autor (i inni) prowadził obszerne badania nad technologią filtracji próżniowej zawiesin miedziowych [64,65,70 i 71] co doprowadziło do ustalenia analityczno-empirycznych zależności, które ze względu na wyraźne anomalie w przebiegu procesu (tzw. blokowania i przebicia osadu) są skomplikowane co utrudnia ich stosowanie. Badania w tym kierunku będą kontynuowane, chodzi tu głównie o zuniwersalizowanie tych zależności przez wprowadzenie wskaźnika odpowiadającego za niejednorodność mułów miedzio-

wych, podobnie jak to uczynił Dahlstron dla węgla. Autor badał także w ramach pracy doktorskiej dla mułów węglowych [33] oraz oddzielnie dla mułów miedziowych [85] podobnie jak K. Bednarczyk [86], problem doboru siatek filtracyjnych; jest to istotne zagadnienie przy dużych zmiennościach składu ziarnowego części stałych zawiesiny, który warunkuje dobór siatki.

Problematyką filtracji próżniowej zajmują się także J. Wieczorek i ww. K. Bednarczyk [86,87,88,89,90] w Centralnym Ośrodku Badawczym Przemysłu Chemicznego w Krakowie. Opracowano tam m.in. diagram dla doboru filtrów i wirówek w funkcji grubości osadu, czasu narastania osadu i ilości filtratu [88]. W kolejnej pracy opisano metody obniżania zawartości wilgoci w osadzie tzn. przez wytłaczanie powietrzem, wyżymanie (dodatkowe sprężanie) oraz suszenie parą pokazują schemat filtra bębnowego z instalacją do suszenia [89] po czym przedstawiono artykuł podający wyniki badań nad obniżeniem wilgotności osadów filtracyjnych za pomocą pary [90]. Praca ta w której autor opiera się w swej metodyce badań na publikacjach G. Burtona [91] i J. Rohydaleka [92], zawierająca ciekawe rezultaty prób, wymaga ze względu na prowadzoną zbyt odważną ich interpretację oraz zawarte wnioski szerszego i celowego krytycznego ustosunkowania się.

Na str. 74 tej pracy, dot. metodyki J. Wieczorek podaje że korzystał z ogólnie znanych równań filtracji, nie cytując tych równań. Równania filtracji, których jest wiele mają tą wspólną cechę, że są mało dokładne i dlatego do tego typu badań nie należało ich stosować lecz pomierzyć wydajność osadu doświadczalnie. Najprawdopodobniej w związku z tymi równaniami wydajności procesu podane na wykresie (rys. 5 str. 76) tej pracy są wyraźnie zawyżone w stosunku do długiego czasu cyklu (do 500 sek.!) W związku z tym należy kwestionować niektóre wnioski i tak we wn. 2 J. Wieczorek stwierdza, że istnieje obszar ekonomicznej pracy filtrów podając tę granicę 200-300 s. czasu cyklu. Jest to czas zbyt długi. Przede wszystkim nie można mówić o obszarze ekonomicznym - bowiem nie wynika to z pracy ani z cytowanej literatury, która w stosunku do dość szerokiej próby objęcia problemu jest skromna. Wiele prac, publikacji itd. prowadzonych w Inst. Przer. Kopalin Pol. Śl. m.in. tu cytowanych ustaliło i wskazało na warunki optymalne filtracji ciągłej mułów węglowych przy zachowaniu wielkości parametrów realnych w praktyce i wskazało na czas cyklu zależny od typu mułu węglowego w granicach do 60 sek. Gdyby przyjąć czas cyklu np. ok. 60 sek. wówczas dla czasu podcyklu osuszania w granicach ok. 20 do 30 sek. daje to obniżenie zawartości wilgoci przy zastosowaniu gorącej pary zgodnie z podanym przez J. Wieczorka wykresem (rys. 2 str. 72) w stosunku do metody tradycyjnej, tj. przedmuchu powietrzem nieogrzanym tylko 2 do 3% a więc grubo za mało aby sprzedać użyty tu do badań flotokoncentrat węglowy, który powinien mieć zawartość wilgoci rzędu 7 do 8%. W tej sytuacji i tak należy stosować suszarki, które stale udoskonalane m.in. nie cytowane tu prace konstrukcyjne J. Ciborowskiego i zespołu oraz zespołu Rybnickiego Zjedn. Węglowego E. Luksa. E. Korzuch, M. Grzesik dają poprawne i zadowalające

rezultaty w procesie osuszania. Wobec powyższego nie do przyjęcia jest aktualnie wniosek 4, gdzie autor stwierdza: "celowość zastosowania opisanej metody w przemyśle jest niewątpliwie". Ten wniosek nie ma bowiem pokrycia w tej pracy. Dla mułów węgli surowych obniżanie zawartości wilgoci o 2 do 3% może być wskazane ze względu na transportowalność, ale po udokumentowaniu tego rachunkiem ekonomicznym - ciepło kosztuje. Podobnie wniosek 5 nie wynika z pracy a powołanie się na literaturową pozycję, której nie omówiono w pracy na nic nie wskazuje. Można mieć natomiast wątpliwości bowiem J. Wieczorek we wn. 4 pisze: "Łatwość dostosowania tej metody do konwencjonalnych filtrów próżniowych"; a więc chodzi o filtry tarczowe, i bębnowe, zaś we wn. 5 pisze: "istotny jest tu właściwy wybór filtru", co sugeruje, że niekonwencjonalnego? Reasumując, należy powtórzyć że badania dające konkretne rezultaty są na pewno wskazane i celowe, mogą bowiem np. przy zmianie medium grzewczego dać w końcu efekty wdrożeniowe (wn. 6) lecz sposób opisu i interpretacja jest bardzo dyskusyjna i wątpliwa, nie tylko w miejscach tekstu analizowanych powyżej.

Badania nad filtracją mułów m.in. węglowych i zeolitowych prowadzone są także w Inst. Inżynierii Chemicznej Pol. Śląskiej kierowanym przez J. Pikonia przy współpracy z Instytutem Chemii Nieorganicznej w Gliwicach [93, 94,95] dot. one głównie problemów aparaturowych oraz interpretacji tzw. przeniesienia skali badań laboratoryjnych na przemysłowe (J.Machej - praca doktorska [95]).

Prace badawcze w Resorcie Górnictwa prowadzą w Główn. Inst. Górnictwa w Katowicach w zakresie filtracji: Z. Nowak, Cz. Kozłowski, E. Romańczyk, T. Ziemba, H. Aleksa - w Laboratorium Techniki Wodno-Mułowej. Prace te określają na ogół szczegółowo przebieg procesu dla mułu konkretnej kopalni - mają charakter głównie ekspertyzowy i nie są na ogół publikowane z wyjątkiem niektórych niecytowanych tu prac o profilu konstrukcyjnym T. Ziemby dot. filtracji ciśnieniowej. Pracę związaną częściowo z problematyką filtracji mułów węglowych opublikował natomiast badacz z tego ośrodka R. Lach [104] R. Lach w specjalnie wykonanym naczyniu cylindrycznym odwadniał grawitacyjnie węglową zawiesinę mułową o zagęszczeniu ok. 400 g/l używając typowej siatki filtracyjnej o otworach 0,06 mm na podkładzie siatki fosforobrązowej o oczkach 1 mm. Do naczynia podłączono napięcie 40 V i przez cały czas trwania pomiaru utrzymywano je w tej samej wielkości. Nie dyskutując i opisując bardziej szczegółowo tych badań dot. raczej obciekania i sugerujących przyspieszenie odwadniania wskutek przyłożonego napięcie autor tej dysertacji kierując się pracą R. Lacha próbował wykonać takie badania dla przebiegu filtracji próżniowej na mułach węglowych. Te rozpoznawcze niepublikowane badania dały jednak negatywny rezultat dla jakości osadu - zawartość wilgoci w osadzie rosła ze wzrostem przyłożonego napięcia.

Badania nad nową aparaturą filtracyjną są też prowadzone w Inst.Przer. Kopalin Pol.Śl. m.in. przez autora niniejszej pracy pod kierunkiem J. Na-

wrockiego [96,97,98,99]. Problematyka aparaturowa jest tak obszerna że będzie omawiana oddzielnie specjalnie w tym celu przygotowywanych publikacjach [100,101,102].

Wśród zagranicznych ośrodków naukowych zajmujących się problematyką filtracji mułów węglowych należy wymienić Uniwersytet w Anheim - RFN [14, 15,53]. K. Koppitz [14,15] weryfikował równania wg Darcy 2.28 i wg Poiseuille'a 2.25 dla zawiesiny mułu węglowego. Stwierdził, że zgodność obliczeniowych i praktycznych wyników filtracji zachodzi jedynie w idealnych warunkach laboratoryjnych przy idealnie stabilnej ilościowo i jakościowo nadawie na filtr. Pomiary laboratoryjne wykonał na węglu o następujących własnościach:

- zawartość popiołu 7,6 do 10,6%,
- gęstość 1,34 do 1,35 g/cm^3,
- zagęszczenie nadawy 300 do 700 g/dcm^3.

Jak więc widać, do badań użyto koncentratu węglowego, który jak wiadomo jest stosunkowo najbardziej jednorodny wśród bardzo zróżnicowanych mułów węglowych co nie mogło być bez wpływu na pozytywne rezultaty weryfikacji równań. Darcy i Poiseuillea - mimo, że odnoszono to do warunków laboratoryjnych. Najprawodpodobniej inaczej wyglądałaby weryfikacja tych równań np. dla poflotacyjnych zailonych odpadów.

Ciekawe wyniki uzyskano w pracy Koppitza [14,15] dla oporu właściwego. Na ogół ze wzrostem ilości ziarn bardzo drobnych, poniżej 0,1 mm w nadawie, a więc także w osadzie opór właściwy rośnie - mniejsza porowatość. Tymczasem Koppitz zaobserwował zmniejszenie się oporu ze wzorstem drobnoziarnistości nadawy. Jak pisze autor - zjawisko to trudno wyjaśnić. Prawdopodobnie w gęstej zawiesinie o dużej zawartości ziarn bardzo drobnych zachodzi proces autoflokulacji a więc tworzenie kłaczków dających osad bardziej porowaty, a tym samym o mniejszej oporności.

Problemami technologicznymi występującymi przy eksploatacji filtrów próżniowych zajmuje się H. Rumpfeldt [53]. Potwierdza on tylko znane prawdy o filtracji mułów węglowych, a do istotnych czynników zalicza m.in. odpowiednie mieszanie zawiesiny w wannie filtracyjnej oraz możliwość intensyfikacji procesu przez dodanie flokulantów. Problematyka zastosowania flokulantów to oczywiście odrębny problem. Zastosowaniem flokulantów dla zawiesin mułów węglowych zajmują się w Polsce przede wszystkim Zofia Blaschke w Instytucie Przeróbki Surowców Akademii Górniczo-Hutniczej w Krakowie oraz Andrzej Tobiczyk w Głównym Instytucie Górnictwa w Katowicach których prac tutaj nie cytuje się.

Wreszcie w zakończeniu tego przeglądu należy wspomnieć o pracach nad odwadnianiem mułów węglowych w ogóle, a więc także nad odwadnianiem w procesie filtracji próżniowej prowadzonych w Związku Radzieckim przez kilka ośrodków badawczych, które zasadniczo koordynuje Moskiewski Górniczy Instytut w Pankach, a więc prace członka rzeczywistego Radzieckiej Akademii Nauk. W.S. Kamińskiego i innych np. [107,108] . Są to przede wszystkim

prace badawcze, których wyniki zapisuje się głównie w formie nomogramów jako wytyczne do projektowania. Zróżnicowanie typów węgli i skał towarzyszących na olbrzymim obszarze Kraju Rad jest duże tak, że nie można tu mówić o bezkrytycznym przenoszeniu rezultatów tych prac na warunki polskie.

2.2.4. Podsumowanie studium literaturowego

Omówiona w skrócie obszerna literatura zagadnień filtracji na podstawie wybranych publikacji i opracowań teoretycznych i badawczych nasuwa pewne ogólne spostrzeżenia:

1. Na przestrzeni lat 1945-1975, a więc w minionym trzydziestoleniu nastąpił wyraźny wzrost zainteresowania zag. filtracji m.in.w przemyśle chemicznym i górniczym.
2. Teoria procesu opiera się zasadniczo na obserwacjach wyników badań praktycznych i ich analizie.
3. Podstawowe równania filtracji to przytoczone w omawianym rozdz.2 równ. Poiseuillea, Darcy, Kozeny-Varmana, Rutha, Hermansa-Breede, Wrońskiego; między tymi równaniami istnieje współzależność.
4. Podstawowe ww. dla procesu filtracji równania są funkcjami tylko czasu ssania, a więc efektywnego czasu filtracji, nie uwzględniając czasów odwadniania i czynności pomocniczych; obniża to możliwość ich bezpośredniego praktycznego zastosowania do oceny efektywności procesu w skali przemysłowej, a więc ciągłej filtracji cyklicznej.
5. Brak jest uniwersalnego modelu procesu filtracji ciągłej cyklicznej obejmującego jakość i wydajność produktów procesu filtracji dla poszczególnych filtrowanych zawiesin przemysłowych np. mułów węglowych; opracowanie takiego modelu ze względu na jego możliwości użytkowe przy projektowaniu jak i interpretacyjne jako przyczynek do teorii procesu jest wskazane.
6. Najwięcej prac studialnych nad procesem filtracji przeprowadzonych zostało dla zawiesin w przemyśle chemicznym.
7. W porównaniu z pracami autorów zagranicznych stwierdza się poważne zaawansowanie prac nad tym zagadnieniem w Polsce.
8. Analiza prac wykazała, że ośrodkiem wiodącym w zakresie badań teoretycznych nad procesem filtracji jest Inst. Inż. Chemicznej Pol. Warszawskiej kier. przez Członka Rzeczywistego Polskiej Akademii Nauk J. Ciborowskiego - dot. to prac St. Wrońskiego i zespołu m.in. [19,18,72,73,74,75,76 77,78,79].
9. Istotne prace i chyba wiodące w problematyce technologii procesu filtracji próżniowej głównie zawiesin mułów węglowych są prowadzone w Inst. Przeróbki Kopalin Pol. Śląskiej w zespole kierowanym przez J. Sówkę m.in. [1,12,33,34,36,42,50,51,52,63,64,65,66,67,70,71].

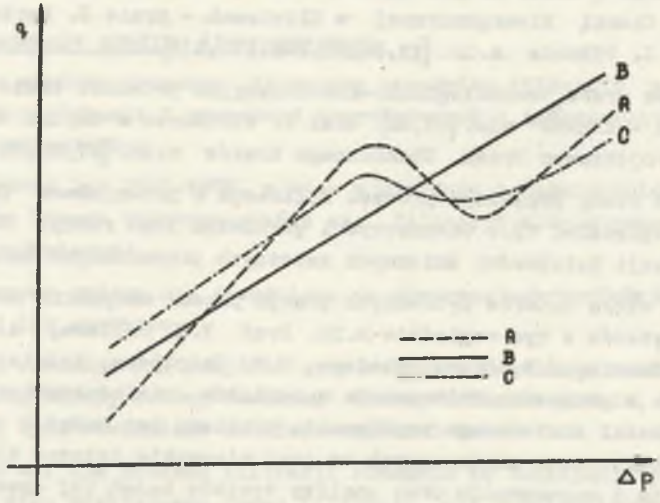
10. Istotne prace nad konstrukcją aparatury filtracyjnej próżniowej dla zawiesin mułów węglowych prowadzone są także m.in. w Inst. Przer. Kopalin kierowanym i pod kierunkiem J. Nawrockiego m.in. [96,97,98,99, 100] oraz w Inst. Inżyn. Chem. Pol. Śląskiej przy współpracy z Instytutem Chemii Nieorganicznej w Gliwicach - prace J. Machej i kier. przez J. Pikonia m.in. [93,94,95,109,110,111].

11. Ciekawe prace technologiczno-konstrukcyjne prowadzi także J. Blaschke na AGH - Kraków min. [81,82] oraz J. Wieczorek w Centr. Ośrodku Badawczo-Projektowym Przem. Chemicznego Kraków m.in. [87,88,89,90].

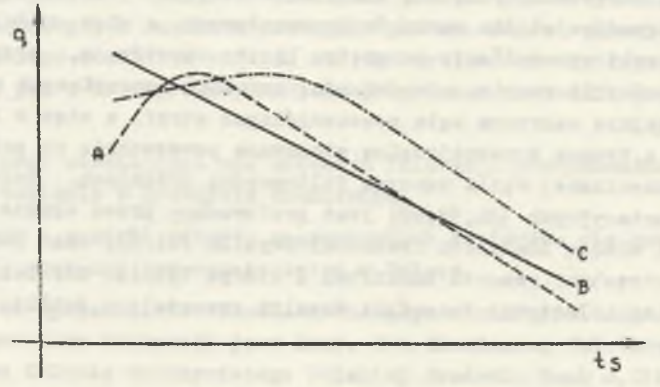
12. Sposób oceny przebiegu procesu filtracji w przemysłach pokrewnych w tym względzie, tj.: chemicznym i górniczym jest różny; dot. głównie gradacji istotności zmiennych zależnych prowadzonych badań.

13. Wśród wielu autorów cytowanych prac,a przede wszystkim wśród uznanych autorytetów w tym względzie m.in. Prof. F.M. Tillera, A.F. Orliceka, H.K. Suttle, H.P. Grace, Pleleca, P.M. Heertjesa, istnieje pogląd, że teoria w przypadku filtrowania materiałów niejednorodnych nie daje możliwości skutecznego rozwiązania problemu bez badań i tworzenia formuł analityczno-empirycznych co jest niezwykle istotne dla sposobu wykonania i opracowania oraz analizy wyników badań tej dysertacji przedstawionych w rozdziale 3.

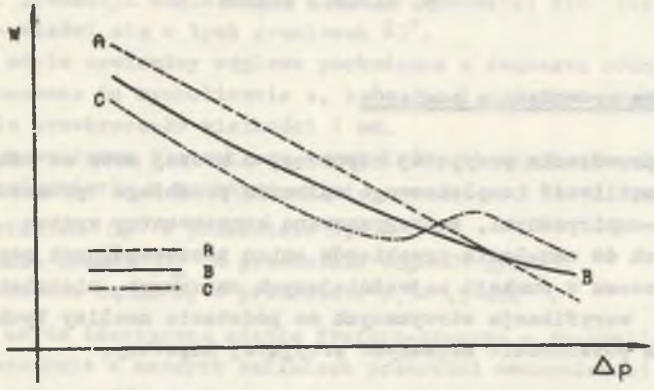
Przeprowadzona analiza literatury i przytoczone powyżej wnioski z niej wypływające uzasadniają kocepcję podjęcia ryzyka opracowania uniwersalnego modelu procesu filtracji próżniowej mułów węglowych wszystkich rodzajów, nie tylko mułów surowych, ale także koncentratów - flotacyjnych i poflotacyjnych odpadów już dla warunków przemysłowych, a więc modelu filtracji ciągłej czyli wprowadzenie parametru liczby obrotów n, przy ustalonych czasach podcykli ssania, odwadniania,czynności pomocniczych warunkowanych konstrukcyjnie zakresem kąta poszczególnych stref, a więc w konkretnym powiązaniu z typową konwencjonalną stosowaną powszechnie na zakładach przeróbki mechanicznej węgla maszyną filtracyjną próżniową. Taki profil rozpraw dysertacyjnych [48,59,60] jest preferowany przez władze Wydziału Górniczego i władze Instytutu Przeróbki Kopalin Pol.Śl. oraz ponadto warunkowany potrzebami resortu Górnictwa z którym Wydział Górniczy Politechniki Śląskiej i Instytut Przeróbki Kopalin pozostaje w ścisłej współpracy.



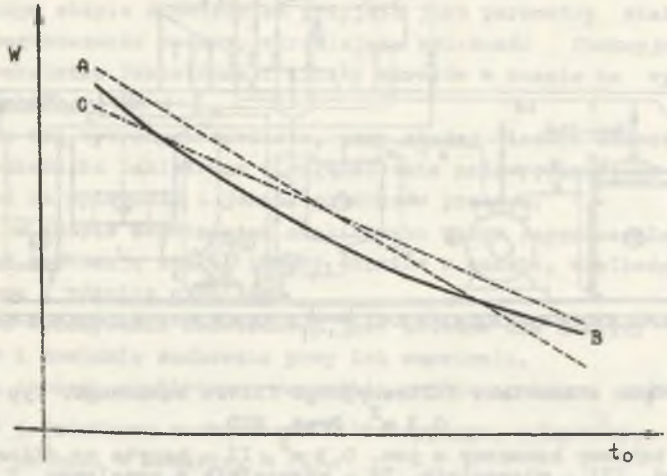
Rys. 2.12. Wpływ różnicy ciśnień Δp, na zmianę wydajności jednostkowej osadu filtracyjnego q



Rys. 2.13. Wpływ czasu ssania t_s, na zmianę wydajności jednostkowej osadu filtracyjnego q



Rys. 2.14. Wpływ różnicy ciśnień Δp, na zmianę zawartości wilgoci w osadzie filtracyjnym W

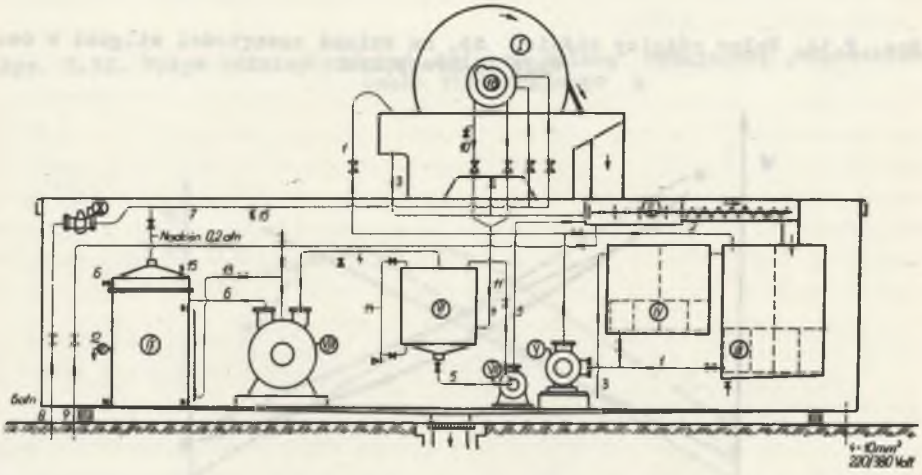


Rys. 2.15. Wpływ czasu odwadniania t_o, na zmianę zawartości wilgoci w osadzie filtracyjnym W

3. BADANIA WŁASNE

3.1. Technika prowadzenia pomiarów

W celu sprawdzenia przyjętej hipotezy, o której mowa we wstępie, a zakładającej możliwość kompleksowego opisania przebiegu procesu równaniami analityczno-empirycznymi, zaprogramowano konsekwentny system doświadczeń zmierzających do ustalenia przebiegów zmian poszczególnych parametrów wynikowych procesu w funkcji najważniejszych zmiennych niezależnych. Doświadczalna weryfikacja otrzymanych na podstawie analizy tych przebiegów równań miała potwierdzić słuszność przyjętej hipotezy.



Rys. 3.1. Opis stanowiska filtracyjnego filtra bębnowego. Typ F.S. 5868 - 0,3 m^2. Prod. NRD

I - filtr bębnowy komorowy o pow. 0,3 m^2, II - koryto ze ślimakiem odbierające osad, III - mieszalnik, IV - mieszalnik z przelewem, V - pompa mułowa, VI - zbiornik próżniowy, VII - pompa filtratu, VIII - pompa próżniowa, IX - zbiornik wody dla pompy powietrznej, X - zawór zmniejszający ciśnienie, 1-2 przewody mułowe, 3 przelew, 4 przewód ssawny, 5 przewód filtratu, 6 przewód tłoczny pompy próżniowej, 7 przewód powietrzny nadciśnienia z zaworem bezpieczeństwa, 8 przewód nadciśnienia, 9 przewód wody czystej, 10 miejsce pobierania prób filtratu, 11 przewód wyrównawczy powietrza, 12 naczynie kondensacyjne, 13 przewód wody obiegowej-chłodzącej dla pompy próżniowej, 14 poziomowskaz, 15 zawór bezpieczeństwa, 16 miejsce na głowicy filtra do zainstalowania wakuometru (pomiar podciśnienia)

Badania procesu zostały przeprowadzone na bębnowym filtrze próżniowym - rys. 3.1 - o powierzchni filtracyjnej 0,3 m^2, o działaniu ciągłym, przy kącie ssania 105°.

W filtrach próżniowych produkcji polskiej [56], pracujących w większości naszych zakładów przeróbki mechanicznej węgla, kąt ssania wynosi także ok. 105°, zaś w innych filtrach pracujących na niektórych polskich zakładach np. produkcji angielskiej EIMCO, francuskiej PIC lub radzieckiej Bolszewik - mieści się w tych granicach ±3°.

Do prób użyto zawiesiny węglowe pochodzące z dwunastu różnych polskich kopalń, oznaczone tu symbolicznie a, b, c ... l. Ziarno maksymalne tych zawiesin nie przekraczało wielkości 1 mm.

Badania prowadzono dla zakresu parametrów zmiennych niezależnych, możliwych do osiągnięcia w praktyce, tj.:

- różnicy ciśnień Δp w przedziale 0,4-0,8 at,
- zagęszczenia nadawy β_n w przedziale 400-600 g/dcm^3,
- liczbie obrotów bębna n, w przedziale 0,5-1,5 min^{-1}.

Do prób użyto identyczną siatkę fosforo-brązową - znormalizowaną, stosowaną powszechnie w naszych zakładach przeróbki mechanicznej węgla o oczkach 0,3 mm. Częstość wahań mieszadła została ustalona po serii wstępnych prób na wielkość 25 min^{-1}.

Istotne jest także, że sprawność odbioru produktów wynosiła praktycznie 100%.

W pierwszym etapie doświadczeń przyjęto jako parametry stałe różnicę ciśnień i zagęszczenie nadawy, określające zależność funkcyjną wpływu wielkości wskaźnika Dahlstroma i liczby obrotów w czasie na wydajność i jakość produktów.

Następnie dla wybranych zawiesin, przy stałej liczbie obrotów w czasie, wielkości wskaźnika Dahlstroma i zagęszczenia nadawy, określono wpływ różnicy ciśnień na wydajność i jakość produktów procesu.

W ostatnim etapie doświadczeń analizowano wpływ zagęszczenia nadawy na proces, przy założeniu stałej liczby obrotów w czasie, wielkości wskaźnika Dahlstroma i różnicy ciśnień.

Kolejność wykonywania doświadczeń jest istotna dla analizy matematycznej wyników i zostanie zachowana przy ich omawianiu.

W wyniku procesu analizowano wszystkie możliwe zmienne zależne, tzn.:

- wydajność jednostkową suchą osadu filtracyjnego, q (kg/m^2h),
- zawartość wilgoci w osadzie, W (%),
- wydajność jednostkową filtratu, v (dcm^3/m^2h),
- zagęszczenie filtratu β_f, (g/dcm^3), (kg/m^3).

Analizę matematyczną otrzymanych wyników, oparto o metodę minimalizacji odchyleń otrzymanych wyników od a priori założonej funkcji [57, 58].

Prowadzenie takiej analizy procesu jest możliwe, po uprzednim zbadaniu możliwości interakcji zmiennych niezależnych ($x_1, x_2 \ldots$) na wynik procesu (y). Szczegółowe badania nad tym zagadnieniem prowadził autor w ramach swojej pracy doktorskiej [33] na laboratoryjnym stanowisku pomiarowym w Instytucie Przeróbki Kopalin dla wybranych zawiesin mułów węglowych, w których doświadczenia oparto na planowaniach statystycznych, gdzie wykazano zdecydowaną istotność efektów głównych czynników zmiennych niezależnych w stosunku do braku istotności lub istotności bardzo małej współdziałań tych zmiennych - określanych w oparciu o tzw. analizę wariancji w pełnych doświadczeniach czynnikowych.

Każdy wynik doświadczenia podany jako zmienna zależna procesu (q, W, v_f, β_f) jest średnią arytmetyczną (y), czterech pomiarów (n) wykonywanych każdorazowo dla tych samych warunków doświadczenia

$$y = \frac{y_1 + y_2 + \ldots\ldots y_n}{n} = \frac{\sum_1^n y}{n} .$$

Aby ocenić dokładność przeprowadzonych doświadczeń w tablicach wyników (ujętych tylko w pełnym tekście pracy) podano wielkość przedziału ufności $\pm L$. W tym celu obliczano kolejno sumę kwadratów odchyleń nS^2 pojedynczych wyników od średniej arytmetycznej y według relacji [44, 59, 60]

$$nS^2 = \sum_1^n y^2 - \frac{\sum_1^n y^2}{n} .$$

Obliczenie sumy kwadratów odchyleń nS^2 było konieczne aby określić przedział ufności $\pm L$, wg równania

$$\pm L = t_\alpha \sqrt{\frac{nS^2}{n(n-1)}} ,$$

gdzie:

t_α - oznacza α-procentową (tu 5-procentową) wartość, którą odczytuje się z tablic t - Studenta przy poziomie istotności 95% i $\nu = n-1$ stopniach swobody.

Biorąc pod uwagę wysoką powtarzalność wyników doświadczeń, ewentualne niewielkie odchylenia wyników prób powtórzonych od średniej można uważać za nieistotne, bowiem w pracy zakłada się, że filtracja zawiesin mułów węglowych może być analizowana wspólnymi kryteriami, mimo że badano różne muły węglowe (energetyczne i koksowe), różnych typów węgli i pochodzące z różnych kopalń (pokładów). Założenie takie jest mniej dokładne niż błąd próby i aproksymacji.

Przyjęcie natomiast takiego założenia dyktuje praktyka projektowa, w której należy przewidywać węzły filtracyjne układów obiegów wodno-mułowych, dla mułów węglowych w ogóle, a szczególnie dla projektów wstępnych, gdzie brak jest dostatecznie dokładnych informacji o szczegółach zachowania się właśnie danego mułu węglowego w specyficznych warunkach ruchowych, a nie laboratoryjnych, filtracji próżniowej.

Otrzymane zależności empiryczne dla wydajności jednostkowej osadu i zawartości wilgoci w osadzie weryfikowano dla warunków ruchowych ośmiu zakładów przeróbki mechanicznej węgla oznaczonych symbolicznie A,B...H tabl. 1, 2).

We wszystkich pobranych próbach wykonano analizy na określenie zawartości popiołu i wartości opałowej [61, 62].

Analiza tych danych umożliwiła uzupełnienie wiadomości dotyczących procesu filtracji o aspekt wzbogacania otrzymanego osadu filtracyjnego.

3.2. Analiza wyników

3.2.1. Empiryczne równanie na określenie wydajności jednostkowej osadu

Wyniki doświadczeń przedstawiono w formie graficznej na rysunku 3.2. Otrzymana powierzchnia odpowiedzi dała w przekrojach normalnych do osi układu współrzędnych hiperbole (rys. 3.3) lub proste (rys. 3.4). Z wykresów widać, że wydajność jednostkowa maleje z pogorszeniem się jakości mułu, zaś rośnie ze wzrostem prędkości obrotowej.

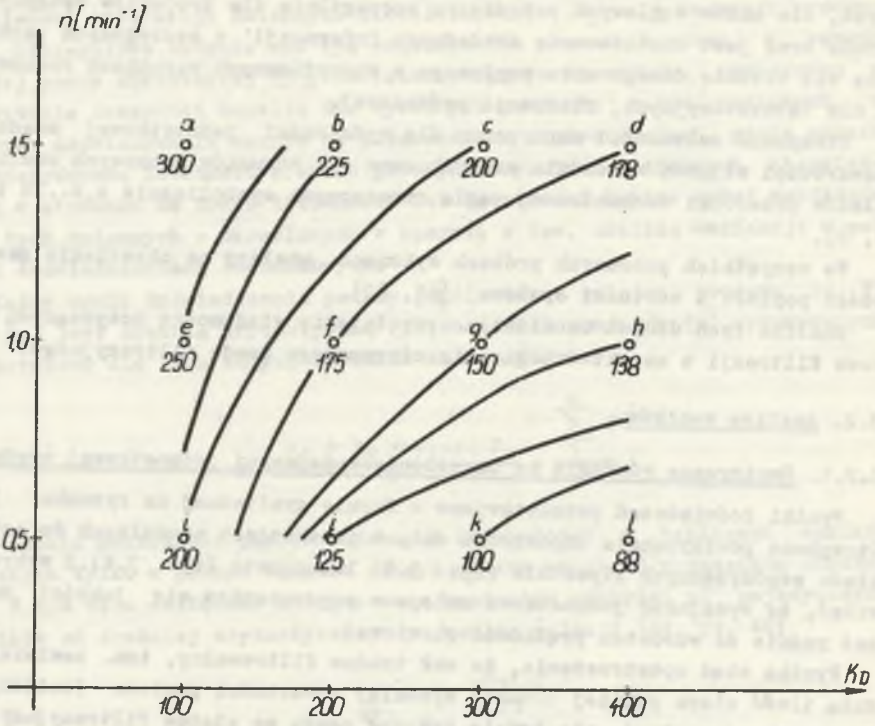
Wynika stąd spostrzeżenie, że muł trudno filtrowalny, tzn. zawierający dużą ilość ziarn poniżej 70 μm o wysokiej zawartości popiołu (zailony a przez to rozmywalny), nie będzie tworzył osadu na siatce filtracyjnej przepychając się raczej przez jej oczka a często w konsekwencji zapełniając je (tzw. blokowanie otworów), a tym samym zamykając próżnię.

Wzrost wydajności przy zwiększaniu prędkości obrotowej, tłumaczy się tym, że chłonność filtra jest największa w pierwszym momencie zanurzenia segmentu w wannie filtra, a więc w pierwszej chwili zachodzi zasadniczy przyrost warstwy osadu. Wydajność jednostkowa obliczona tu wobec czasu cyklu, będzie większa dla krótszych czasów ssania, a więc dla szybszych obrotów. Nie zmienia to faktu, że zdarzają się przypadki filtracji próżniowej niektórych mułów węglowych, gdzie chłonność filtra jest jeszcze dostatecznie duża w nieco większym interwale początkowego czasu ssania, tak że przy założonym czasie odwadniania i czynności pomocniczych (czas martwy dla efektywnej filtracji) może istnieć optimum obrotów (czasu ssania), co omówiono już w rodziale 2.6 niniejszej pracy.

Tak otrzymane na rys. 3.2 zależności aproksymowano funkcją typu:

$$q_t = c_1 \cdot n + \frac{c_2}{K_D} \qquad (3.1)$$

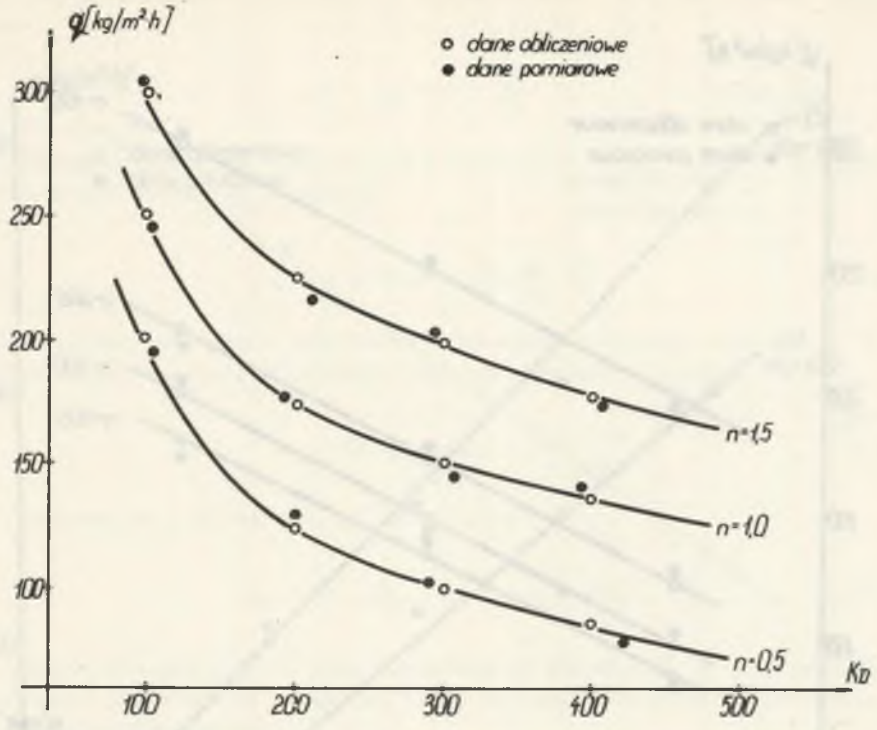
a następnie wyznaczono wielkości współczynników stałych c_1 i c_2.



Rys. 3.2. Wpływ wskaźnika Dahlstroma K_D i prędkości obrotowej n na zmianę wydajności jednostkowej suchego osadu filtracyjnego q_s

W kolejnym etapie doświadczeń uwzględniono wpływ różnicy ciśnień na proces filtracji, zakładając stałą liczbę obrotów w czasie, wielkość wskaźnika Dahlstroma i zagęszczenie nadawy. Na rys. 3.5 ujęto graficznie otrzymane zależności, z których wynika, że ze wzrostem różnicy ciśnień rośnie wydajność jednostkowa osadu liniowo.

W interpretacji wykresu na rys. 3.5 można podać, że dla większości zawiesin mułów węglowych przy zmianie różnicy podciśnienia od 0,4 do 0,8 at, nie następuje na ogół zjawisko sprasowania osadu w tym stopniu, aby powstałe w wyniku tego blokowanie przepływu było tak silne, że spadać zaczyna wydajność. Nie zmienia to także faktu, że istnieją zawiesiny mułów węglowych, w których występują anomalie w przebiegu tej zależności [33].



Rys. 3.3. Wpływ wskaźnika Dahlstroma K_D na zmianę wydajności jednostkowej suchego osadu filtracyjnego q_s

Można więc obliczyć i przyjąć

$$c_1 \cdot n + \frac{c_2}{K_D} = C = \text{const} \tag{3.2}$$

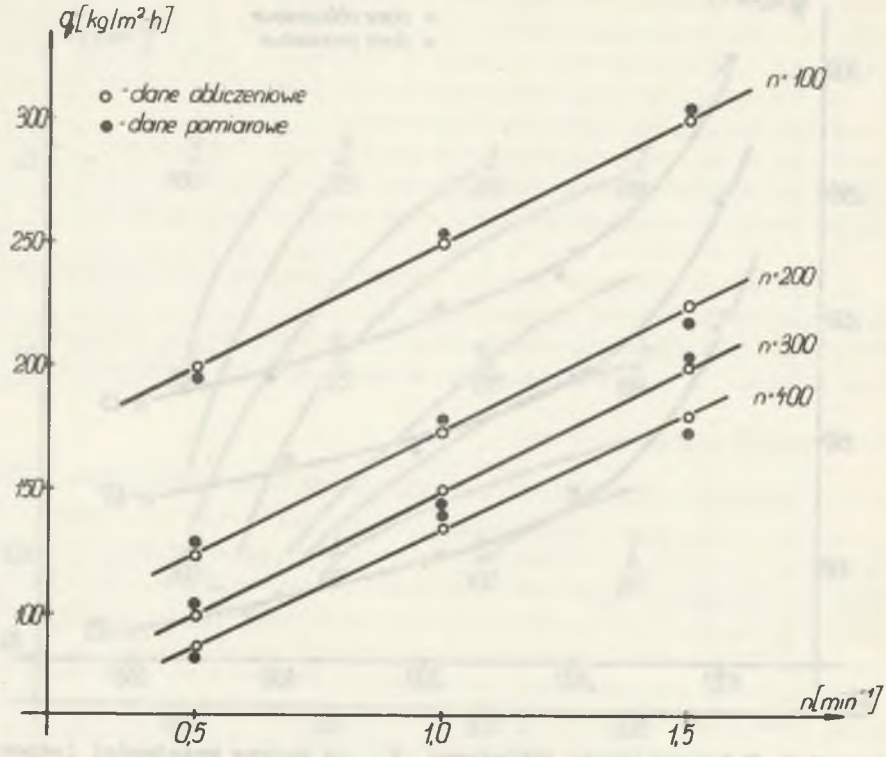
aproksymując otrzymane na wykresie 3.5 zależności funkcją typu

$$q_t = C \frac{\Delta p}{c_3} . \tag{3.3}$$

Następnie wyznaczono wielkość współczynnika stałego c_3. W konsekwencji otrzymano zależności o postaci

$$q_t = (c_1 \cdot n + \frac{c_2}{K_D}) . \frac{\Delta p}{c_3} , \tag{3.4}$$

gdzie wszystkie współczynniki stałe c_1, c_2 i c_3 były wyznaczone.



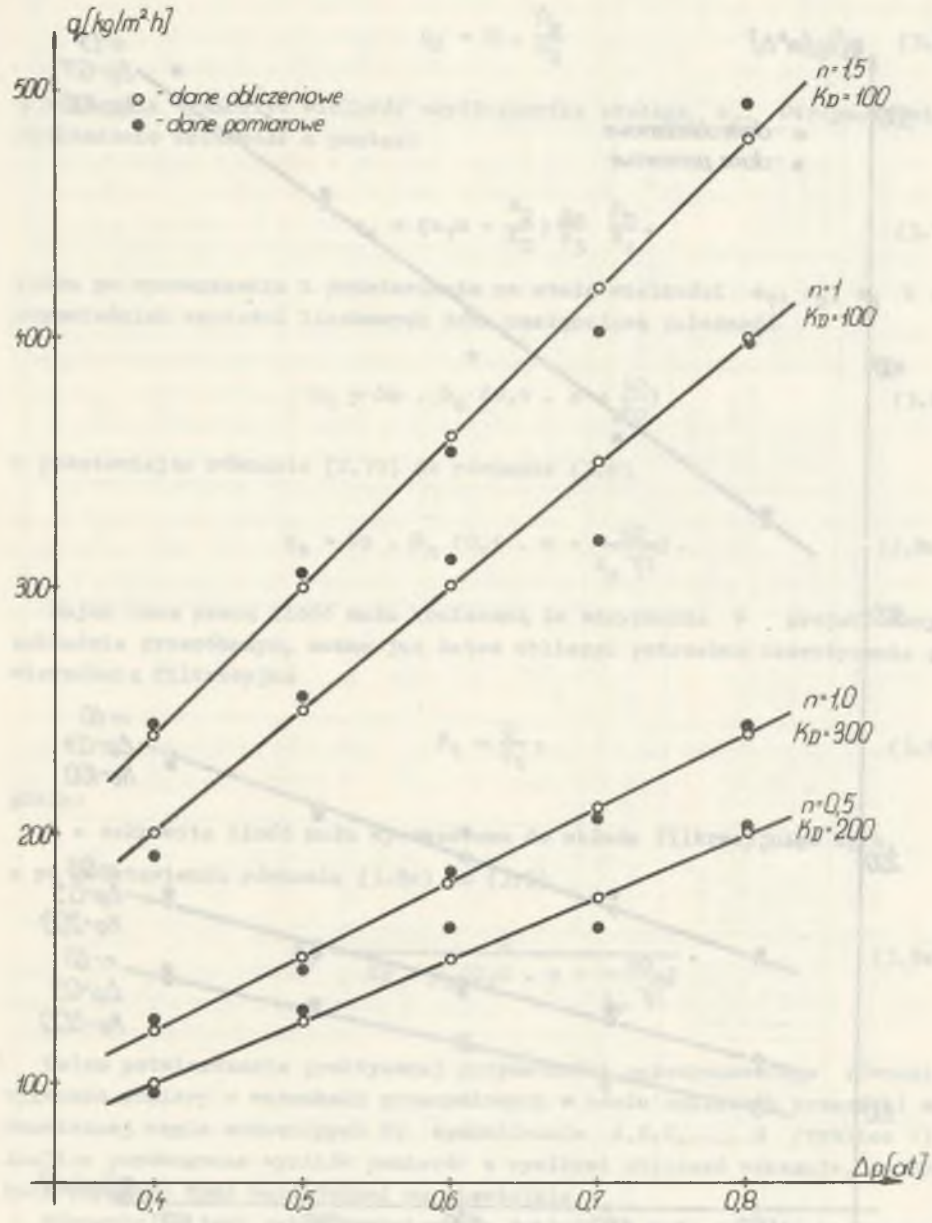
Rys. 3.4. Wpływ prędkości obrotowej n, na zmianę wydajności jednostkowej suchego osadu filtracyjnego q_s

W ostatnim etapie doświadczeń analizowano wpływ zagęszczenia nadawy na proces filtracji zakładając stałą prędkość obrotową, wielkość wskaźnika Dahlstroma i różnicę ciśnień.

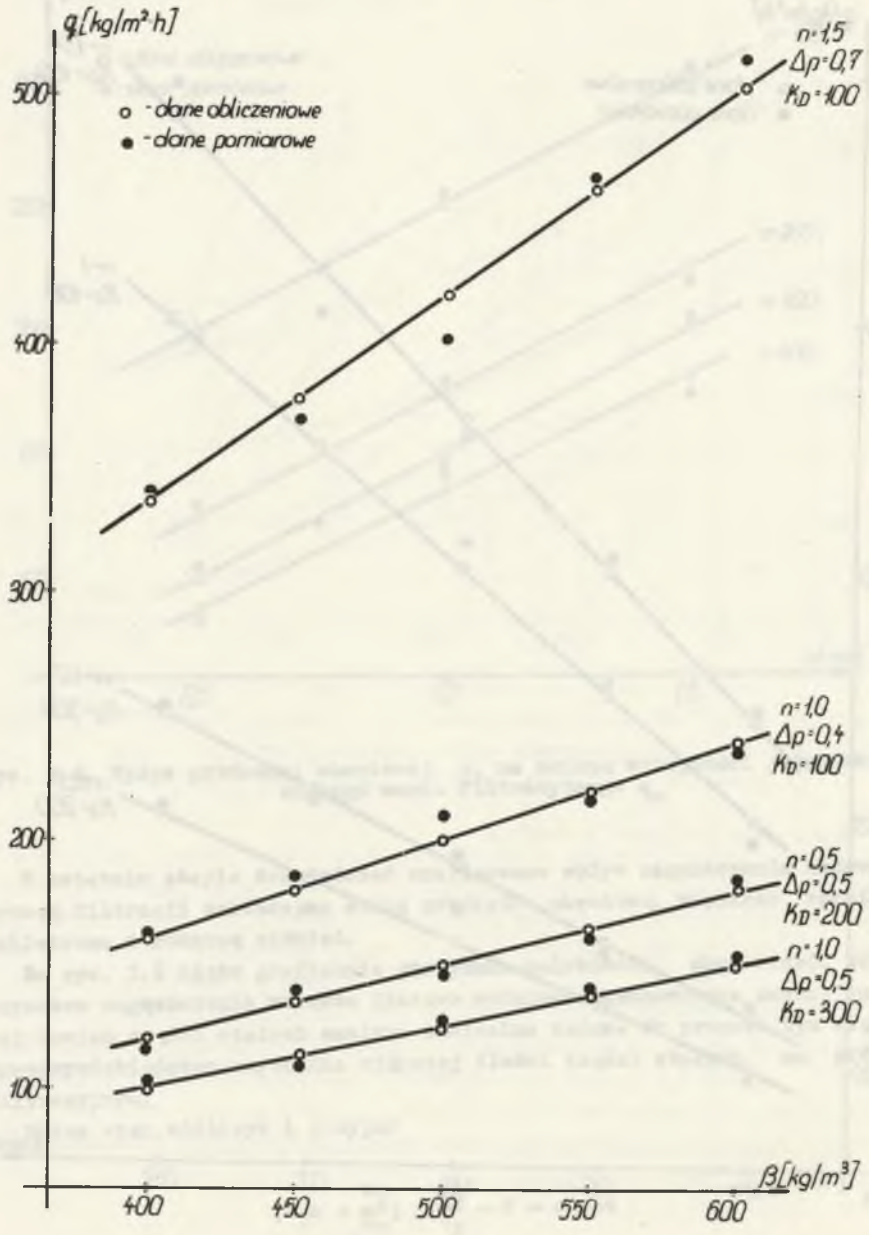
Na rys. 3.6 ujęto graficznie otrzymane zależności, skąd widać, że ze wzrostem zagęszczenia wzrasta liniowo wydajność jednostkowa osadu; im więcej bowiem części stałych zawiera zawiesina nadana do procesu, tym większe prawdopodobieństwo uzyskania większej ilości części stałych na płótnie filtracyjnym.

Można więc obliczyć i przyjąć

$$(c_1 n + \frac{c_2}{R_D}) \cdot \frac{\Delta p}{c_3} = C = \text{const} \qquad (3.5)$$



Rys. 3.5. Wpływ różnicy ciśnień Δp, na zmianę wydajności jednostkowej suchego osadu filtracyjnego q_s



Rys. 3.6. Wpływ zagęszczenia nadawy β_n, na zmianę wydajności jednostkowej suchego osadu filtracyjnego

po czym aproksymować otrzymane na wykresie (rys. 3.6) zależności funkcją typu

$$q_t = C \cdot \frac{\beta_n}{c_4} \tag{3.6}$$

a następnie wyznaczyć wielkość współczynnika stałego c_4. Otrzymano więc ostatecznie zależność o postaci

$$q_t = (c_1 n + \frac{c_2}{K_D}) \frac{\Delta p}{c_3} \frac{\beta_n}{c_4}, \tag{3.7}$$

która po uproszczeniu i podstawieniu za stałe wielkości c_1, c_2, c_3 i c_4 odpowiednich wartości liczbowych dała następującą zależność

$$q_t = \Delta p \cdot \beta_n (0{,}4 \cdot n + \frac{60}{K_D}) \tag{3.8}$$

a podstawiając równanie (2.70) do równania (3.8)

$$q_t = \Delta p \cdot \beta_n (0{,}4 \cdot n + \frac{60}{A_r \sqrt{i}}). \tag{3.8a}$$

Mając daną pewną ilość mułu konieczną do odzyskania w projektowanym zakładzie przeróbczym, można już łatwo obliczyć potrzebną teoretycznie powierzchnię filtracyjną

$$F_t = \frac{Q}{q_t}, \tag{3.9}$$

gdzie:

Q - całkowita ilość mułu wprowadzana do układu filtracyjnego kg/h,

a po podstawieniu równania (3.8a) do (3.9)

$$F_t = \frac{Q}{\Delta p \cdot \beta_n (0{,}4 \cdot n + \frac{60}{A_r \sqrt{i}})}. \tag{3.9a}$$

Celem potwierdzenia praktycznej przydatności zaproponowanego równania wykonano pomiary w warunkach przemysłowych w ośmiu zakładach przeróbki mechanicznej węgla oznaczonych tu symbolicznie A,B,C,.....H (tablica 1). Analiza porównawcza wyników pomiarów z wynikami obliczeń wskazuje, że różnice pomiędzy tymi wartościami są niewielkie.

Równanie to jest zatem dostatecznie dokładne i może znaleźć zastosowanie już w tej postaci do projektowania powierzchni filtracyjnych dla zawiesin mułów węglowych.

Tablica 1

Zestawienie wyników badań weryfikujących otrzymane równanie empiryczne na określenie wydajności jednostkowej osadu filtracyjnego

Lp.	Zawiesina mułowa	Zawartość ziarn pon. 70 μm	Zapopielenie ziarn pon. 70 μm	Wielkość podciśnienia na filtrze	Liczba obrotów w czasie	Zagęszczenie nadawy	Wydajność jednostkowa obliczona	Wydajność jednostkowa pomierzona	Różnica wyników wagowa	Różnica wyników procentowa	Wskaźnik Dahlstroma
	symbol	%	A,%	Δp,at	n,min^{-1}	β_n, g/dcm^3	q_t,kg/m^2h	q_p,kg/m^2h	Δq,kg/m^2h	Δq,%	K_D
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1	A	16	9,0	0,40	0,27	600	425	408	17	4,0	36
2	B	9	43,5	0,53	0,58	510	187	177	10	5,5	130
3	C	16	48,0	0,79	0,50	415	174	163	11	6,5	180
4	D	16	49,0	0,50	1,15	440	168	156	12	7,0	196
5	E	25	51,0	0,60	0,40	413	98	90	8	8,5	255
6	F	25	71,0	0,50	0,50	442	81	71	10	12,0	355
7	G	81	51,0	0,40	0,56	570	71	59	12	17,0	459
8	H	81	54,5	0,50	0,50	550	72	59	13	19,0	491

Obserwacja i analiza procesu wykazały, że ze wzrostem wskaźnika Dahlstroma maleje wyraźnie łatwość odbioru osadu filtracyjnego z powierzchni filtracyjnej. Osad taki zawierający dużą ilość ziarn ilastych staje się układem plastycznym o wysokiej saturacji por wodą [12], tak że duża lepkość uniemożliwia oderwanie (wydmuch) i oddzielenie (skrobak) osadu od powierzchni filtracyjnej. Nadto osad tworzy cienką warstwę, która w momencie gwałtownego wydmuchu w strefie nadciśnienia zostaje miejscami "podziurawiona" i tworzy tylko ujście nadciśnienia z układu, bez efektu oddzielenia warstwy od siatki filtracyjnej.

Uwzględniając to spostrzeżenie wykreślono na rys. 3-7 krzywą sprawności odbioru osadu $\eta_{K_D} = f(K_D)$ w ten sposób, że na osi pionowej dla poszczególnych wielkości K_D, odkładano od góry (od rzędnej 100%) różnicę pomiędzy wielkością wydajności obliczonej z proponowanego równania empirycznego a wielkością otrzymaną z pomiarów.

Z przedstawionego na rys. 3.7 wykresu sprawności widać, że im z gorszego jakościowo mułu powstał osad, tym trudniej jest go odebrać.

Dla ewentualnego uściślenia obliczeń ze względu na niedokładność odbioru osadu w warunkach przemysłowych, można więc korzystać z przedstawionego na rys. 3.7 wykresu, odczytując dla danego wskaźnika K_D wielkość η_{K_D} i podstawiając do równania określającego rzeczywistą wydajność jednostkową[x)]

$$q_r = q_t \cdot \eta_{K_D} \tag{3.10}$$

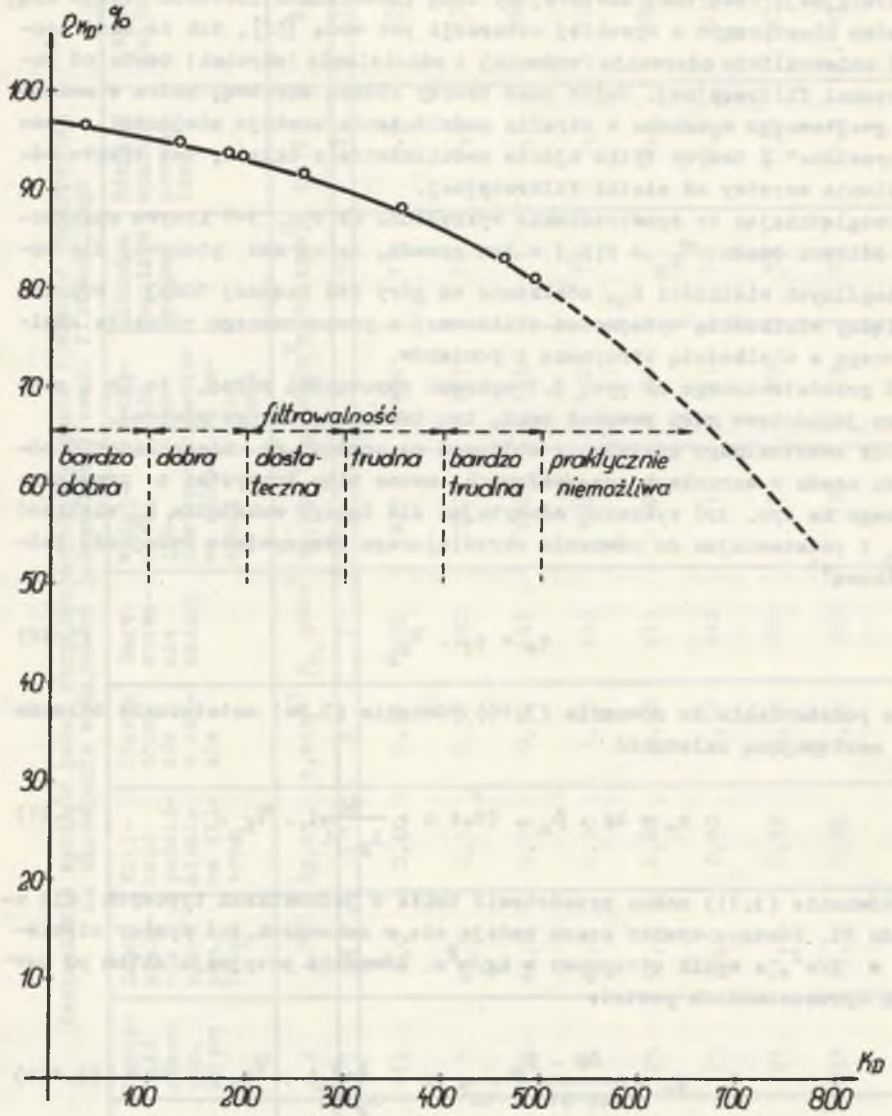
a po podstawieniu do równania (3.10) równania (3.8a) ostatecznie otrzyma się następującą zależność

$$q_r = \Delta p \cdot \beta_n \cdot \left(0{,}4\, n + \frac{60}{A_r \sqrt{i}}\right) \cdot \eta_{K_D}. \tag{3.11}$$

Równanie (3.11) można przedstawić także w jednostkach typowych dla układu SI. Wówczas wymiar czasu podaje się w sekundach, zaś wymiar ciśnienia w N/m^2, a wynik otrzymamy w $kg/m^2 s$. Równanie przyjmuje zatem po pewnych uproszczeniach postać:

$$q_r = \frac{\Delta p \cdot \beta_n}{144\,072 \cdot 10^2} \left(n + \frac{2{,}5}{A_r \sqrt{i}}\right) \cdot \eta_{K_D}, \tag{3.11b}$$

x) W równaniach empirycznych należy sprawność podstawiać jako ułamek dziesiętny. Na wykresie rys. 3.7 sprawność podano w procentach.



Rys. 3.7. Wpływ współczynnika Dahlstroma K_D, na sprawność odbioru osadu η_{K_D}

gdzie:

q_r - wyd. jedn. suchego osadu filtracyjnego, kg/m^2s,
Δp - różnica ciśnień, N/m^2,
n - liczba obrotów, S^{-1}.

Równanie wg relacji (3.11b) nie jest jednak wygodne w stosowaniu. Jednostka ciśnienia N/m^2 jest bowiem bardzo mała

$$1\ N/m^2 = 0{,}0000104\ at.$$

Katalogi maszyn i urządzeń a także czasopisma naukowo-techniczne podają w dalszym ciągu wymiar ciśnienia w atmosferach a także prędkość obrotową w minutach $^{-1}$ (m.in. [49, 56, 59].

Konieczna rzeczywista powierzchnia filtracyjna będzie równa

$$F_r = \frac{Q}{q_r} \tag{3.12}$$

a po podstawieniu równania (3.11) do równania (3.12), otrzyma się zależność następującą

$$F_r = \frac{Q}{\Delta p \cdot \beta_n \left(0{,}4 \cdot n + \frac{60}{A_r\sqrt{i}}\right) \eta_{K_D}}. \tag{3.13}$$

Z przedstawionych powyżej zależności (3.11) i (3.13) widać, że rzeczywista wydajność jednostkowa osadu filtracyjnego q_r, a tym samym projektowana rzeczywista powierzchnia filtracyjna, jest funkcją pięciu parametrów Δp, n, i, A oraz β_n występujących w badaniach jako zmienne niezależne.

Korzystając ze znanych zależności [63] między zagęszczeniem β, a koncentracją φ zawiesiny

$$\beta = 1000\varphi \cdot \delta_s \tag{3.14}$$

przy czym, jak wiadomo [49]

$$\varphi = \frac{V_s}{V} \tag{3.15}$$

i podstawiając równanie (3.14) do równania (3.11) otrzymamy

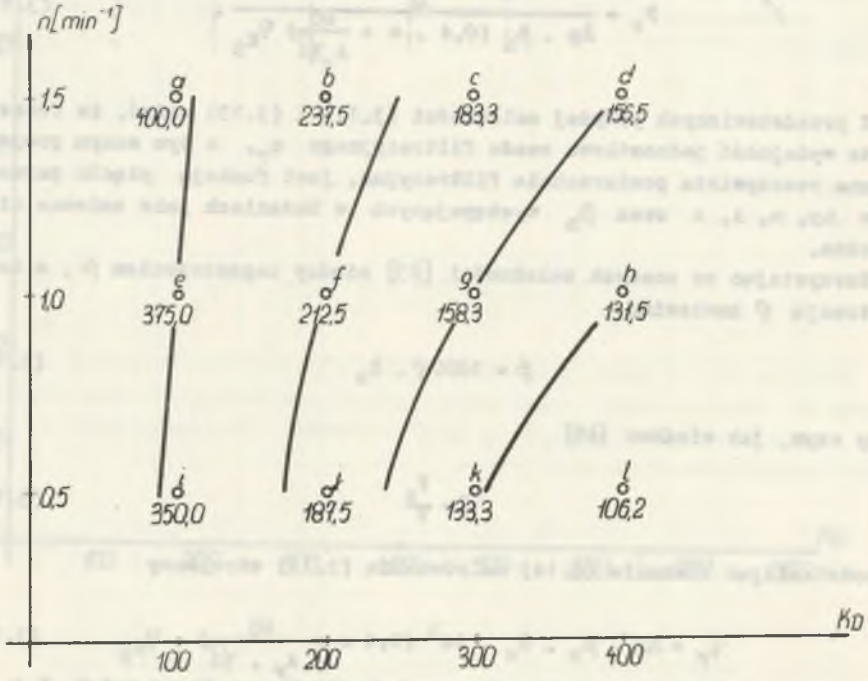
$$q_r = \Delta p \cdot \beta_n \cdot \delta_s \cdot 10^3 \left(0{,}4\ n + \frac{60}{A_r \cdot \sqrt{i}}\right) \cdot \eta_{K_D} \tag{3.16}$$

a więc wzór na wydajność jednostkową osadu filtracyjnego w funkcji sześciu parametrów występujących w badaniach jako zmienne niezależne.

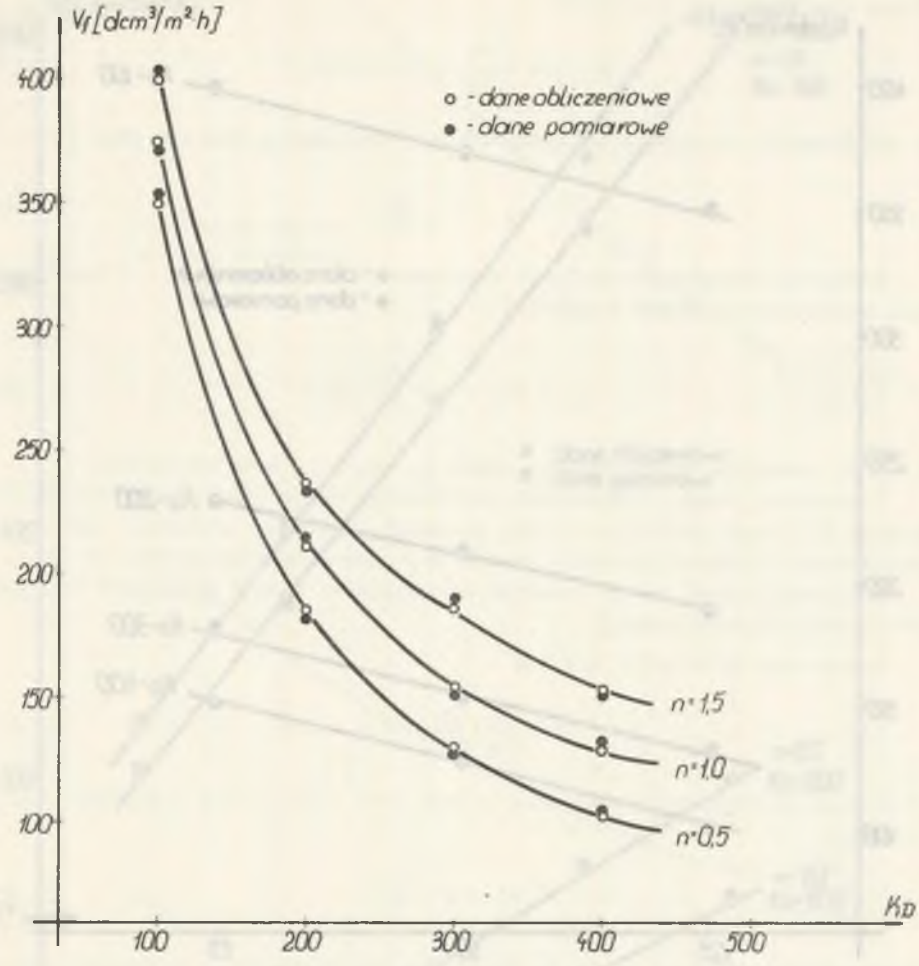
Przedstawienie wydajności jednostkowej produktów procesu filtracji jak i w ogóle produktów procesów zachodzących w urządzeniach techniki wodnomułowej w funkcji koncentracji i c.wł. [59], chociaż z teoretycznego punktu widzenia prawidłowe, stwarza pewne trudności w praktycznym jego pomiarze (zwiększający się błąd oznaczenia wartości gęstości δ_s, z maleniem klasy ziarnowej części stałych zawiesiny) i dlatego niektórzy autorzy prowadząc analizy tych procesów, rozpatrują je oddzielnie w funkcji zagęszczenia i koncentracji [59].

3.2.2. Empiryczne równanie na określenie wydajności jednostkowej filtratu

Wyniki doświadczeń przedstawiono w formie graficznej na rys. 3.8.Otrzymana powierzchnia odpowiedzi dała w przekrojach normalnych do osi układu współrzędnych hiperbole (rys. 3.9) i proste (rys. 3.10).Z przedstawionych wykresów widać że wydajność jednostkowa filtratu maleje z pogorszeniem się jakości mułu nadanego do procesu oraz rośnie ze wzrostem liczby obrotów. Zjawisko to tłumaczy się analogicznie jak dla wydajności osadu.



Rys. 3.8. Wpływ wskaźnika Dahlstroma K_D i prędkości obrotowej n, na zmianę wydajności jednostkowej filtratu v_f



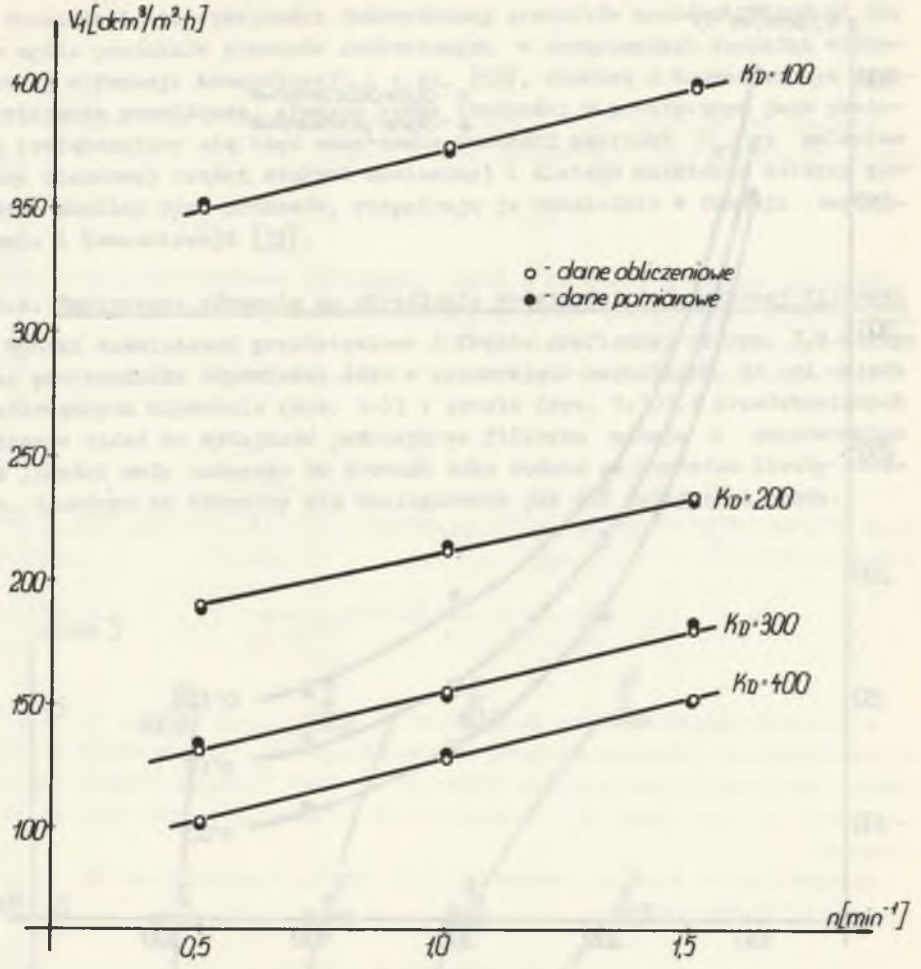
Rys. 3.9. Wpływ wskaźnika Dahlstroma K_D, na zmianę wydajności jednostkowej filtratu v_f

Tak otrzymane zależności aproksymowano funkcją typu:

$$v_f = c_1 \cdot n + \frac{c_2}{K_D} \qquad (3.17)$$

a następnie wyznaczono wielkości współczynników stałych[x] $c_1 \cdot c_2$.

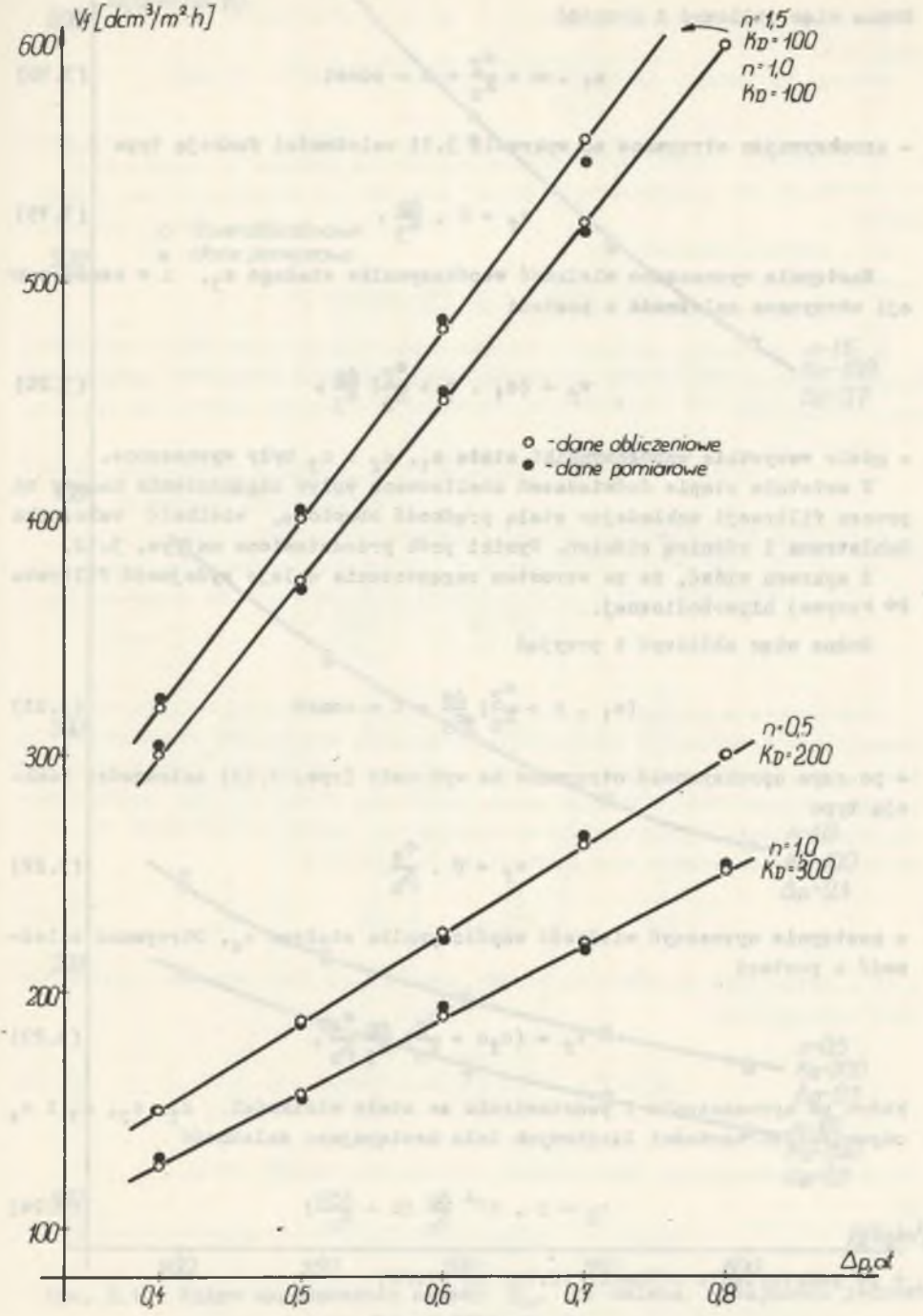
[x] Współczynników stałych $c_1, c_2 \ldots$ itd. nie należy utożsamiać z podobnymi ustalonymi w rozdziale poprzednim 3.2.1, jak w rozdziałach następnych, tzn. 3.2.3 i 3.2.4, są to odrębne stałe charakterystyczne dla kolejnych etapów aproksymacji otrzymywane w trakcie budowy ostatecznej postaci końcowego równania dla kolejnych określanych zmiennych zależnych procesu w rozdz. 3.2.1, 3.2.2, 3.2.3, i 3.2.4 niniejszej pracy.



Rys. 3.10. Wpływ prędkości obrotowej n, na zmianę wydajności jednostkowej filtratu v_f

W kolejnym etapie doświadczeń uwzględniono wpływ różnicy ciśnień na proces filtracji zakładając stałą liczbę obrotów w czasie, wielkość wskaźnika Dahlstroma i zagęszczenie nadawy. Wyniki prób ujęto graficznie na rys. 3.11.

Z przedstawionego wykresu widać, że ze wzrostem różnicy ciśnień rośnie liniowo wydajność jednostkowa filtratu; widać więc, że, ogólnie biorąc, porowatość struktury osadów węglowych, które są osadami ściśliwymi [36] w badanym przedziale zmian różnicy ciśnień, nie ulega na tyle istotnym zmianom, aby mogło wystąpić takie blokowanie przepływu zawiesiny, że zakłóciłoby w sposób zasadniczy liniowy charakter przebiegu tej funkcji.



Rys. 3.11. Wpływ różnicy ciśnień Δp, na zmianę wydajności jednostkowej filtratu v_f

Można więc obliczyć i przyjąć

$$c_1 \cdot n + \frac{c_2}{K_D} = C = \text{const} \tag{3.18}$$

- aproksymując otrzymane na wykresie 3.11 zależności funkcją typu

$$v_f = C \cdot \frac{\Delta p}{c_3}. \tag{3.19}$$

Następnie wyznaczono wielkość współczynnika stałego c_3, i w konsekwencji otrzymano zależność o postaci

$$v_f = (c_1 \cdot n + \frac{c_2}{K_D}) \frac{\Delta p}{c_3}, \tag{3.20}$$

- gdzie wszystkie współczynniki stałe c_1, c_2 i c_3 były wyznaczone.

W ostatnim etapie doświadczeń analizowano wpływ zagęszczenia nadawy na proces filtracji zakładając stałą prędkość obrotową, wielkość wskaźnika Dahlstroma i różnicę ciśnień. Wyniki prób przedstawiono na rys. 3.12.

Z wykresu widać, że ze wzrostem zagęszczenia maleje wydajność filtratu po krzywej hiperbolicznej.

Można więc obliczyć i przyjąć

$$(c_1 \cdot n + \frac{c_2}{K_D}) \frac{\Delta p}{c_3} = C = \text{const} \tag{3.21}$$

- po czym aproksymować otrzymane na wykresie (rys. 3.12) zależności funkcją typu

$$v_f = C \cdot \frac{c_4}{\beta_n} \tag{3.22}$$

a następnie wyznaczyć wielkość współczynnika stałego c_4. Otrzymano zależność o postaci

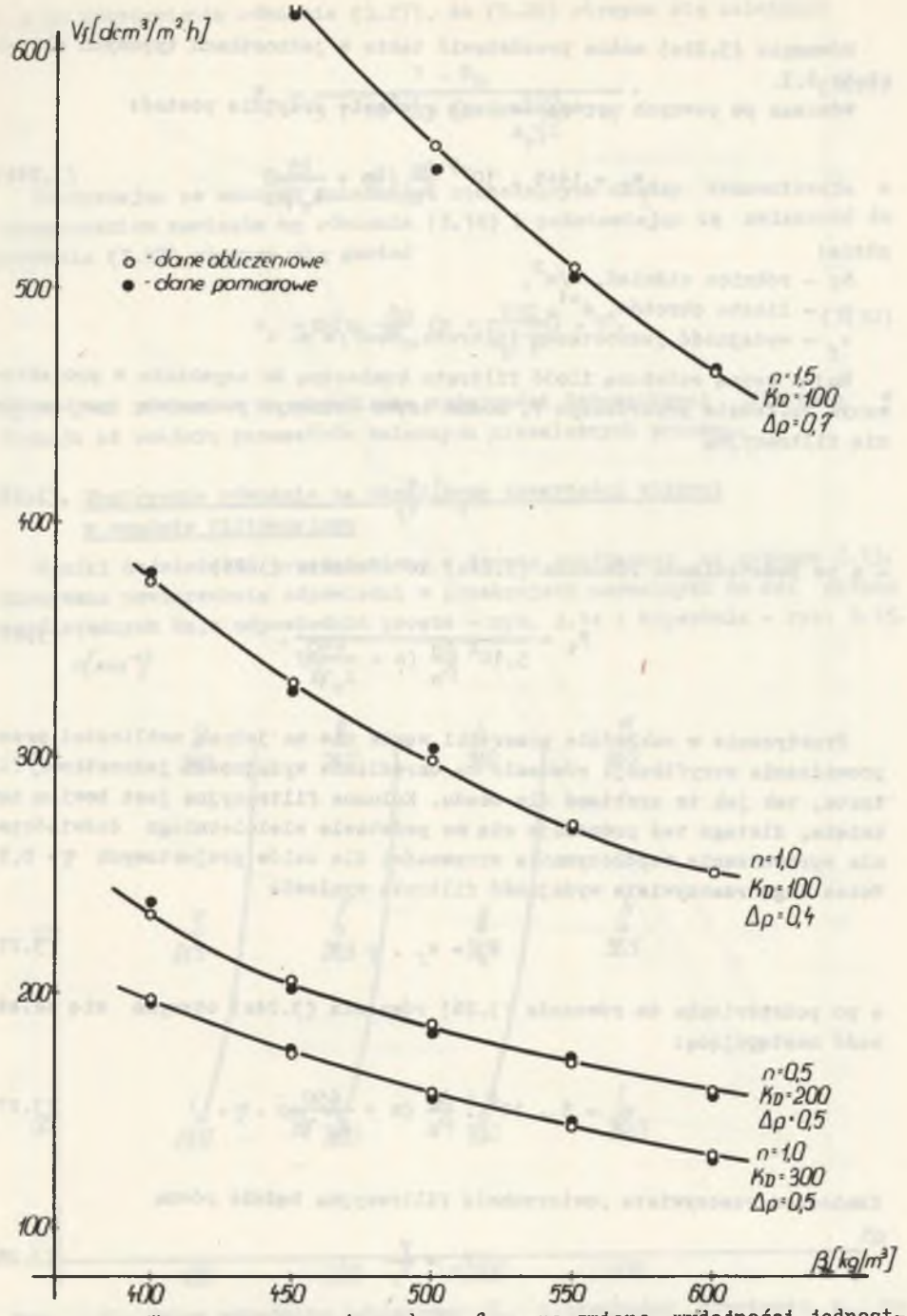
$$v_f = (c_1 n + \frac{c_2}{K_D}) \frac{\Delta p}{c_3} \frac{c_4}{\beta_n}, \tag{3.23}$$

która po uproszczeniu i podstawieniu za stałe wielkości c_1, c_2, c_3 i c_4 odpowiednich wartości liczbowych dała następującą zależność

$$v_f = 5 \cdot 10^4 \frac{\Delta p}{\beta_n} (n + \frac{650}{K_D}) \tag{3.24}$$

a po podstawieniu równania (2.70) do (3.24)

$$v_f = 5 \cdot 10^4 \frac{\Delta p}{\beta_n} (n + \frac{650}{A_r \sqrt{1}}). \tag{3.24a}$$



Rys. 3.12. Wpływ zagęszczenia nadawy β_n, na zmianę wydajności jednostkowej filtratu v_f

Równanie (3.24a) można przedstawić także w jednostkach typowych dla układu S.I.

Wówczas po pewnych uproszczeniach równanie przyjmie postać:

$$v_f = 1445 \cdot 10^{-7} \frac{\Delta p}{\beta_n} \left(6n + \frac{65}{A_r\sqrt{i}}\right) \qquad (3.24b)$$

gdzie:

Δp - różnica ciśnień, N/m^2,

n - liczba obrotów, s^{-1},

v_f - wydajność jednostkowa filtratu, dcm^3/m^2s.

Mając pewną założoną ilość filtratu konieczną do uzyskania w projektowanym zakładzie przeróbczym V, można łatwo obliczyć potrzebną powierzchnię filtracyjną

$$F_t = \frac{V}{v_f} \qquad (3.25)$$

- a po podstawieniu równania (3.24a) do równania (3.25)

$$F_t = \frac{V}{5.10^4 \frac{\Delta p}{\beta_n} \left(n + \frac{650}{A_r\sqrt{i}}\right)} \cdot \qquad (3.26)$$

Praktycznie w zakładzie przeróbki węgla nie ma jednak możliwości przeprowadzenia weryfikacji równania na określenie wydajności jednostkowej filtratu, tak jak to zrobiono dla osadu. Kolumna filtracyjna jest bowiem zamknięta, dlatego też proponuje się na podstawie wieloletniego doświadczenia wprowadzenie współczynnika sprawności dla celów projektowych $\eta = 0{,}9$. Wobec tego rzeczywista wydajność filtratu wyniesie

$$v_r = v_f \cdot \eta \qquad (3.27)$$

a po podstawieniu do równania (3.26) równania (3.24a) otrzyma się zależność następującą:

$$v_r = 5 \cdot 10^4 \cdot \frac{\Delta p}{\beta_n} \left(n + \frac{650}{A_r\sqrt{i}}\right) \cdot \eta \cdot \qquad (3.27)$$

Konieczna rzeczywista powierzchnia filtracyjna będzie równa

$$F_r = \frac{V}{v_r} \qquad (3.28)$$

- a po podstawieniu równania (3.27), do (3.28) otrzyma się zależność

$$F_r = \frac{V \cdot \beta_n}{5 \cdot 10^4 \, \Delta p \, (n + \frac{650}{A_r \sqrt{i}}) \cdot \eta} \cdot \qquad (3.29)$$

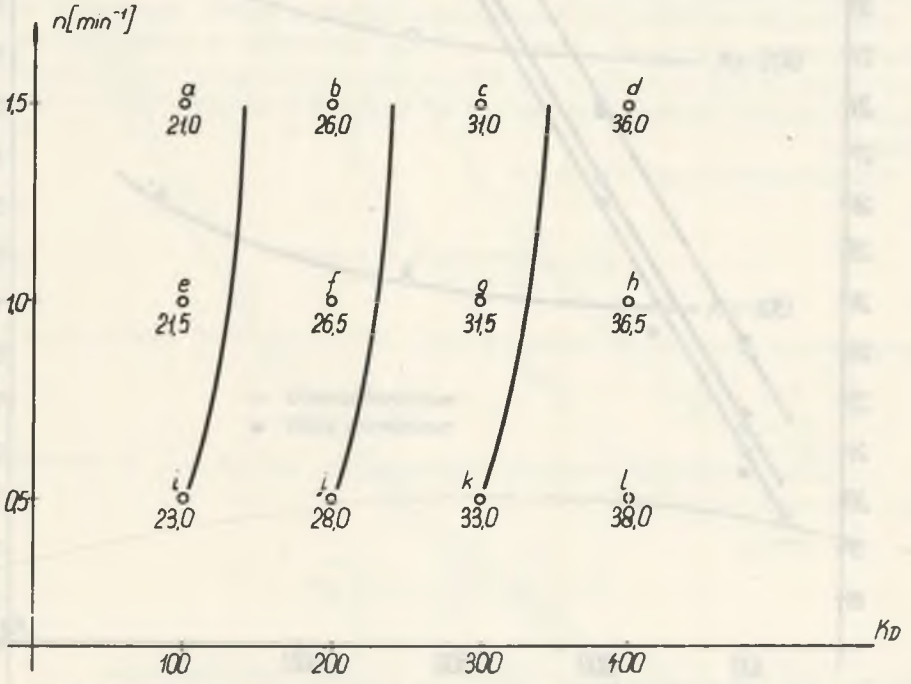
Korzystając ze znanych zależności zachodzących między koncentracją a zagęszczeniem zawiesin wg równania (3.14) i podstawiając tę zależność do równania (3.27) otrzyma się postać

$$v_r = 50 \cdot \frac{\Delta p}{\varphi \delta_s} (n + \frac{650}{A_r \sqrt{i}}) \cdot \eta , \qquad (3.30)$$

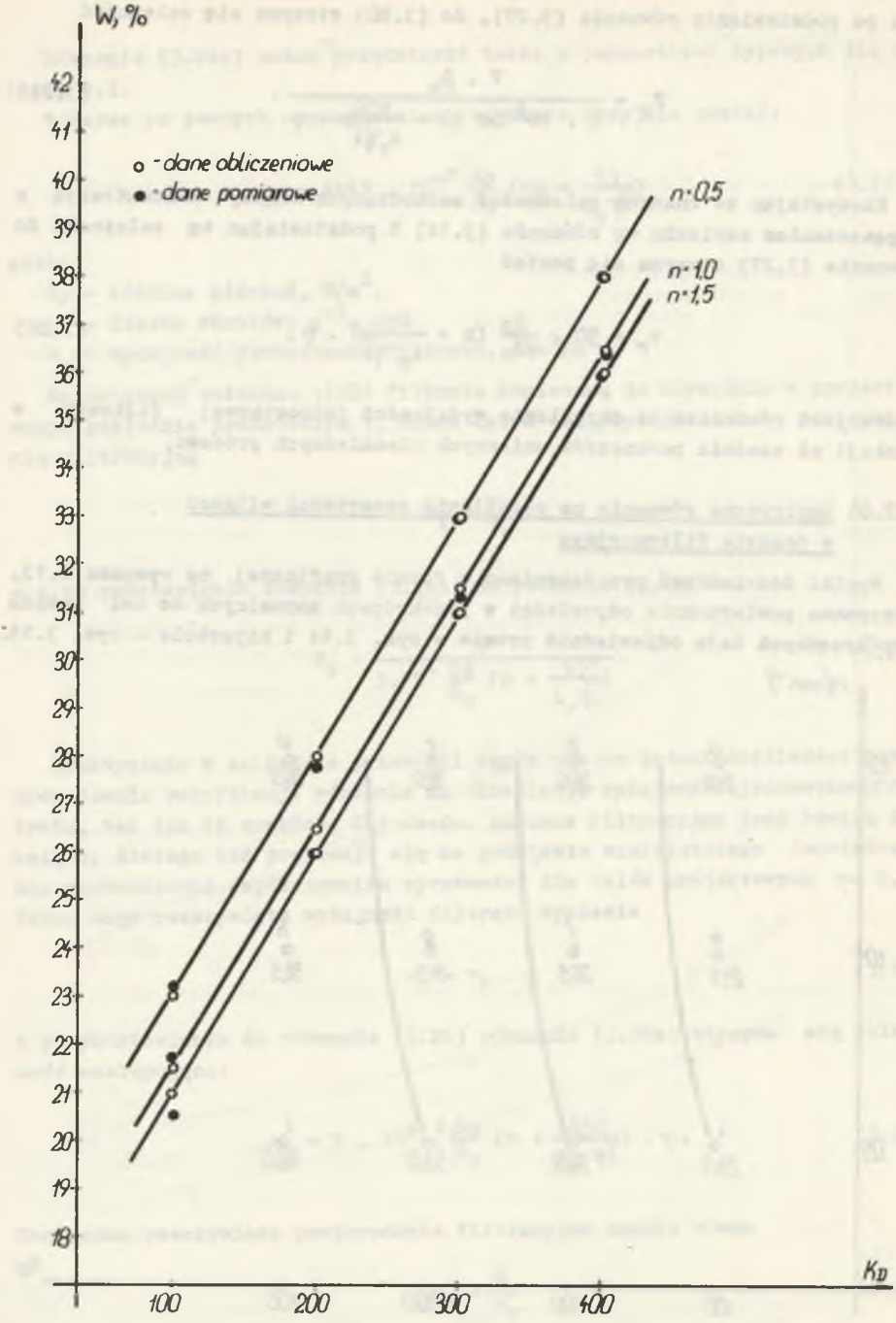
która jest równaniem na określenie wydajności jednostkowej filtratu w funkcji aż sześciu parametrów zmiennych niezależnych procesu.

3.2.3. Empiryczne równanie na określenie zawartości wilgoci w osadzie filtracyjnym

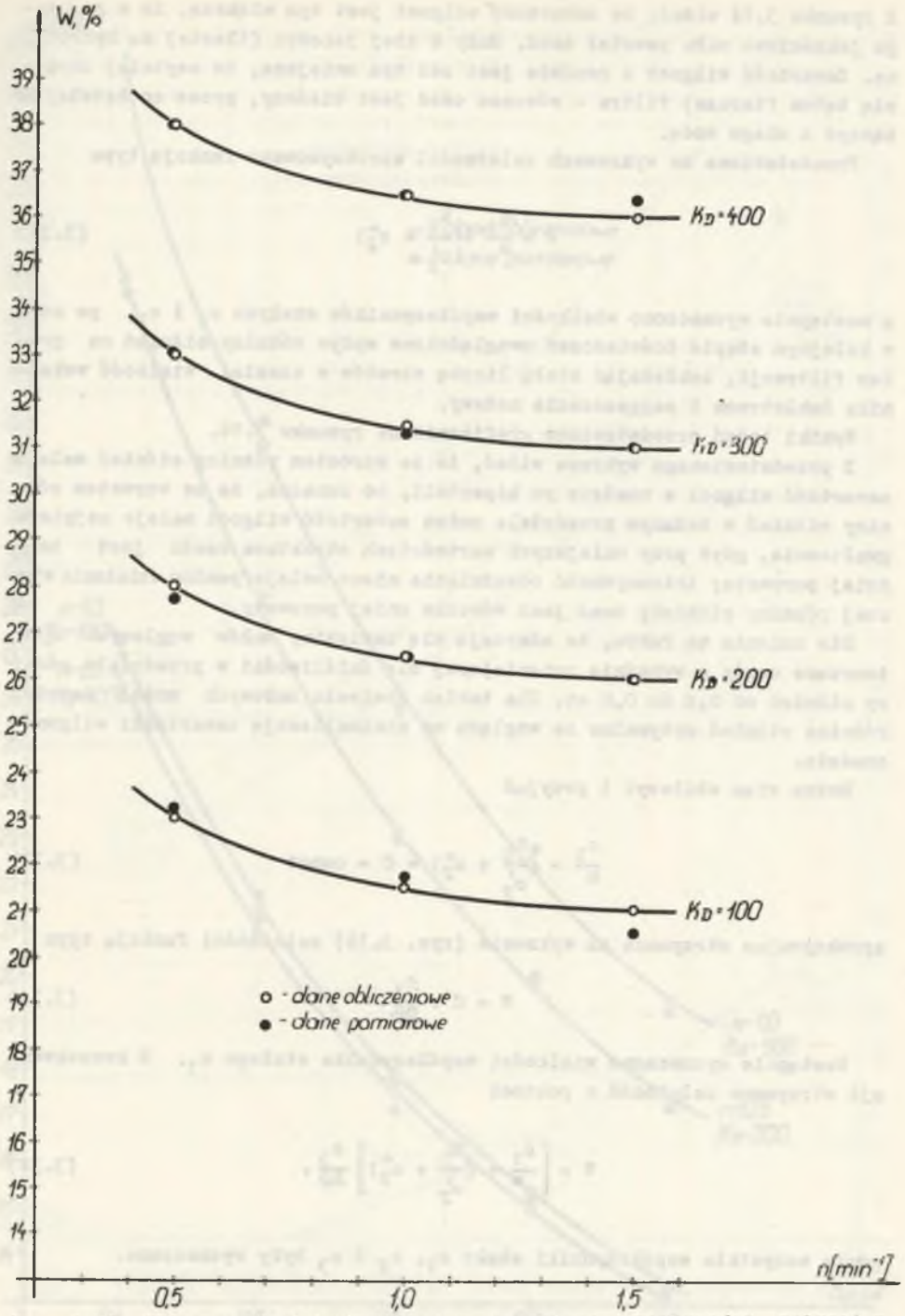
Wyniki doświadczeń przedstawiono w formie graficznej na rysunku 3.13. Otrzymana powierzchnia odpowiedzi w przekrojach normalnych do osi układu współrzędnych daje odpowiednio proste - rys. 3.14 i hiperbole - rys. 3.15.



Rys. 3.13. Wpływ wskaźnika Dahlstroma K_D i prędkości obrotowej n, na zmianę zawartości wilgoci w osadzie filtracyjnym, w



Rys. 3.14. Wpływ wskaźnika Dahlstroma K_D, na zmianę zawartości wilgoci w osadzie filtracyjnym, w



Rys. 3.15. Wpływ prędkości obrotowej n, na zmianę zawartości wilgoci w osadzie filtracyjnym w

Z rysunku 3.14 widać, że zawartość wilgoci jest tym większa, im z gorszego jakościowo mułu powstał osad. Muły o złej jakości (ilaste) są hydrofilne. Zawartość wilgoci w osadzie jest zaś tym mniejsza, im szybciej obraca się bęben (tarcza) filtra - wówczas osad jest cieńszy, przez co łatwiej odsączyć z niego wodę.

Przedstawione na wykresach zależności aproksymowano funkcją typu

$$W = \frac{c_1}{n} + (\frac{K_D}{c_2'} + c_2'') \tag{3.31}$$

a następnie wyznaczono wielkości współczynników stałych c_1 i c_2, po czym w kolejnym etapie doświadczeń uwzględniono wpływ różnicy ciśnień na proces filtracji, zakładając stałą liczbę obrotów w czasie, wielkość wskaźnika Dahlstroma i zagęszczenie nadawy.

Wyniki badań przedstawiono graficznie na rysunku 3.16.

Z przedstawionego wykresu widać, że ze wzrostem różnicy ciśnień maleje zawartość wilgoci w osadzie po hiperboli, co oznacza, że ze wzrostem różnicy ciśnień w badanym przedziale zmian zawartość wilgoci maleje najpierw gwałtownie, gdyż przy mniejszych wartościach struktura osadu jest bardziej porowata; intensywność odwadniania nieco maleje pomimo działania większej różnicy ciśnień; osad jest wówczas mniej porowaty.

Nie zmienia to faktu, że zdarzają się zawiesiny mułów węglowych [33] tworzące osady o wyraźnie zmieniającej się ściśliwości w przedziale różnicy ciśnień od 0,4 do 0,8 at. Dla takich zawiesin mułowych może istnieć różnica ciśnień optymalna ze względu na minimalizację zawartości wilgoci w osadzie.

Można więc obliczyć i przyjąć

$$\frac{c_1}{n} + (\frac{K_D}{c_2'} + c_2'') = C = \text{const} \tag{3.32}$$

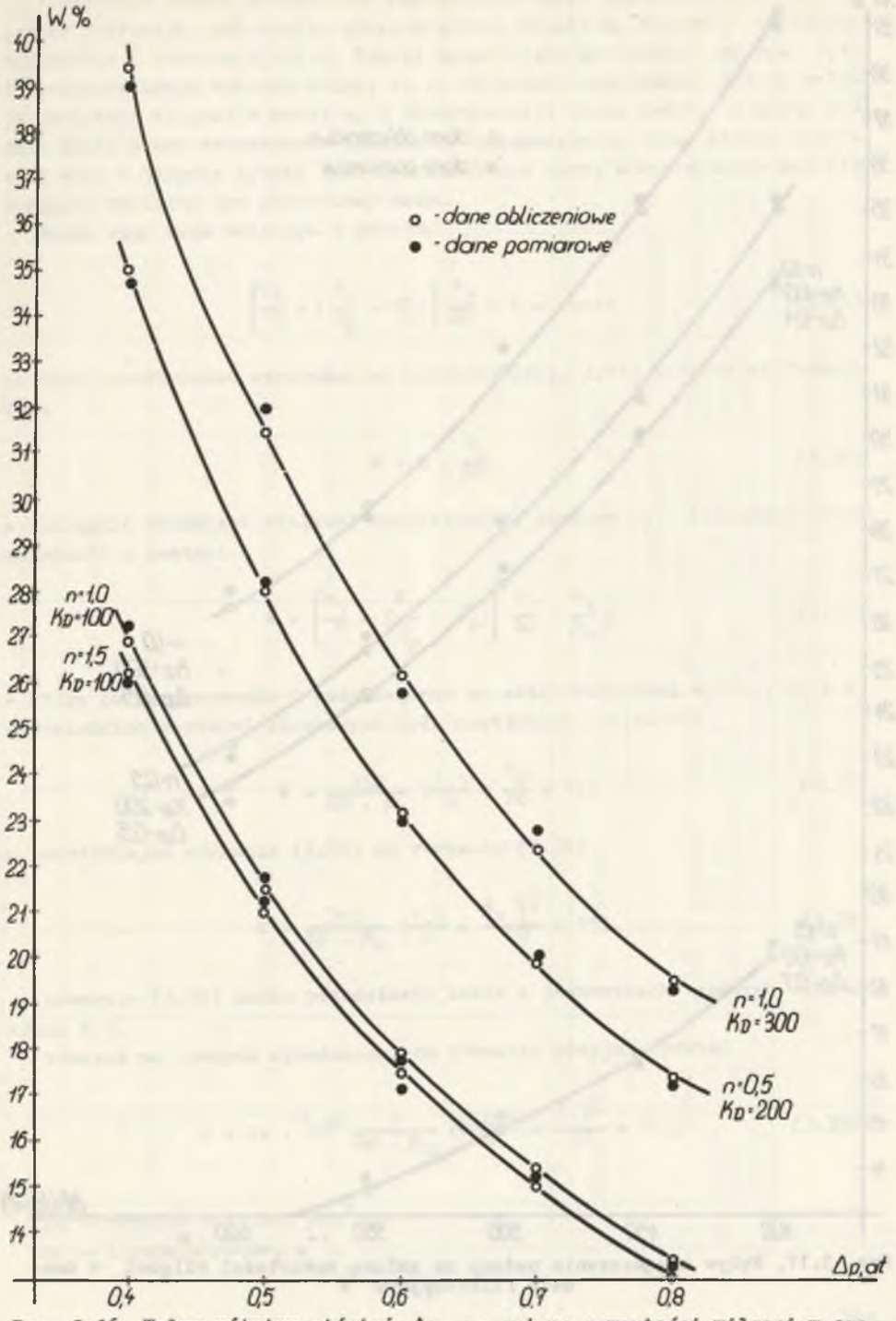
aproksymując otrzymane na wykresie (rys. 3.16) zależności funkcją typu

$$W = C \cdot \frac{c_3}{\Delta p}. \tag{3.33}$$

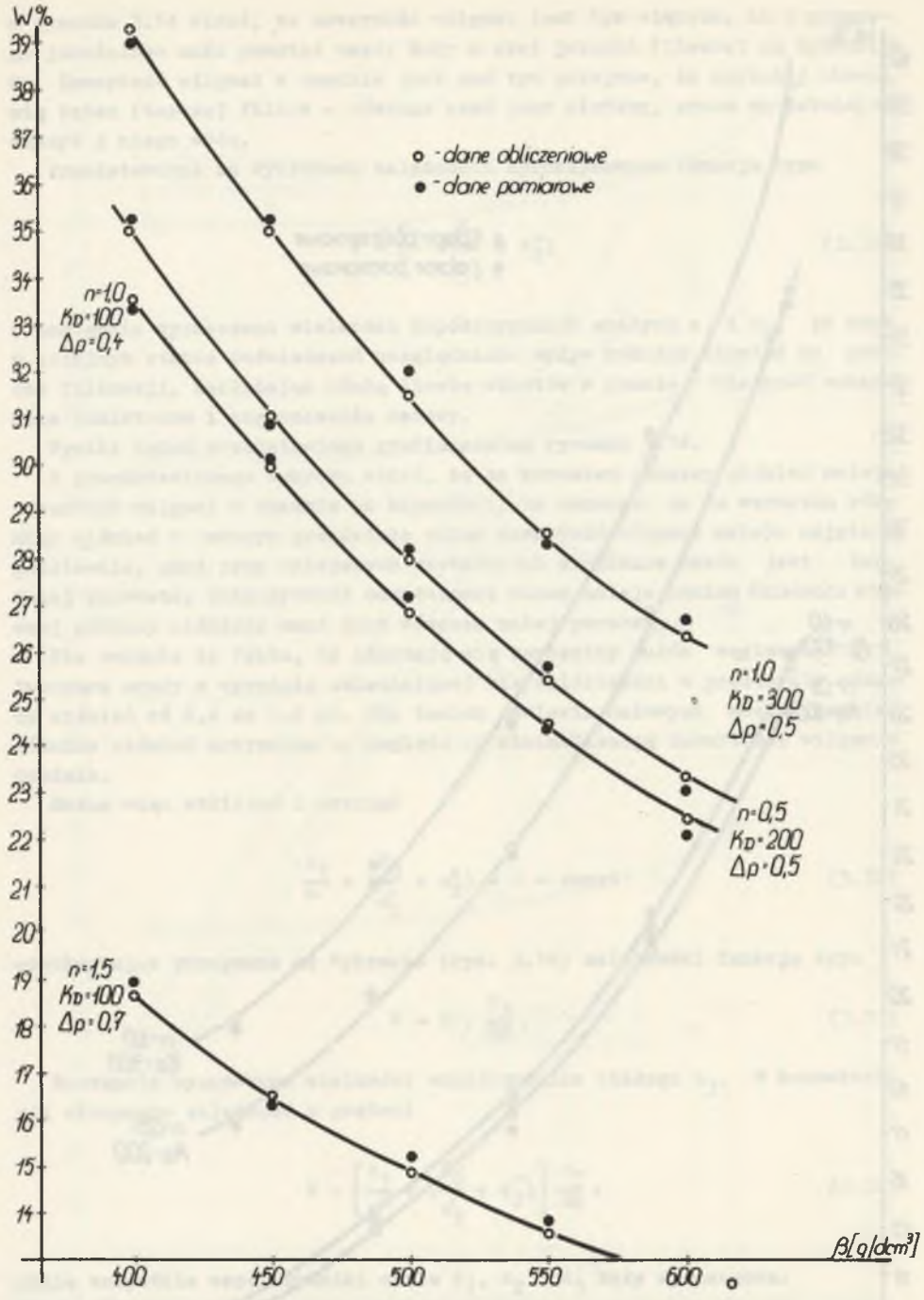
Następnie wyznaczono wielkości współczynnika stałego c_3. W konsekwencji otrzymano zależność o postaci

$$W = \left[\frac{c_1}{n} + (\frac{K_D}{c_2'} + c_2'')\right] \frac{c_3}{\Delta p}, \tag{3.34}$$

gdzie wszystkie współczynniki stałe c_1, c_2 i c_3 były wyznaczone.



Rys. 3.16. Wpływ różnicy ciśnień Δp, na zmianę zawartości wilgoci w osadzie filtracyjnym



Rys. 3.17. Wpływ zagęszczenia nadawy na zmianę zawartości wilgoci w osadzie filtracyjnym w

W ostatnim etapie doświadczeń analizowano wpływ zagęszczenia nadawy na proces filtracji, zakładając stałą prędkość obrotową, wielkość wskaźnika Dahlstroma i różnicę ciśnień. Wyniki badań ujęto graficznie na rys. 3.17. Z przedstawionego wykresu widać, że ze wzrostem zagęszczenia nadawy maleje zawartość wilgoci w osadzie. W interpretacji można podać, że gdyby nadawa miała pewne teoretyczne maksymalne zagęszczenie, przy którym zawartość wody w nadawie byłaby teoretycznie równa zero, wówczas także osad filtracyjny musiałby być pozbawiony wody.

Można więc było obliczyć i przyjąć

$$\left[\frac{c_1}{n} + \left(\frac{K_D}{c'_2} + c''_2\right)\right] \frac{c_3}{\Delta p} = C = \text{const} \qquad (3.35)$$

po czym aproksymować otrzymane na wykresie (rys. 3.17) zależności funkcją typu

$$W = C \cdot \frac{c_4}{\beta_n} \qquad (3.36)$$

a następnie wyznaczyć wielkość współczynnika stałego c_4. Otrzymano zatem zależność o postaci

$$W = \left[\frac{c_1}{n} + \left(\frac{K_D}{c'_2} + c''_2\right)\right] \frac{c_3}{\Delta p} \cdot \frac{c_4}{\beta_n}, \qquad (3.37)$$

- która po uproszczeniu i podstawieniu za stałe wielkości c_1, c_2, c_3 i c_4 odpowiednich wartości liczbowych dała następującą zależność

$$W = \frac{250}{\Delta p \cdot \beta_n} \left(\frac{1.5}{n} + \frac{K_D}{20} + 15\right) \qquad (3.38)$$

a podstawiając równanie (2.70) do równania (3.38)

$$W = \frac{250}{\Delta p \cdot \beta_n} \left(\frac{1,5}{n} + \frac{A_r \sqrt{i}}{20} + 15\right). \qquad (3.39)$$

Równanie (3.39) można przedstawić także w jednostkach typowych dla układu S.I.

Wówczas po pewnych uproszczeniach równanie przyjmie postać

$$W = 24 \cdot 10^6 \frac{1}{\Delta p \cdot \beta_n} \left(\frac{0,025}{n} + \frac{A_r \sqrt{i}}{20} + 15\right), \qquad (3.39b)$$

gdzie:

Δp - różnica ciśnień, N/m^2,

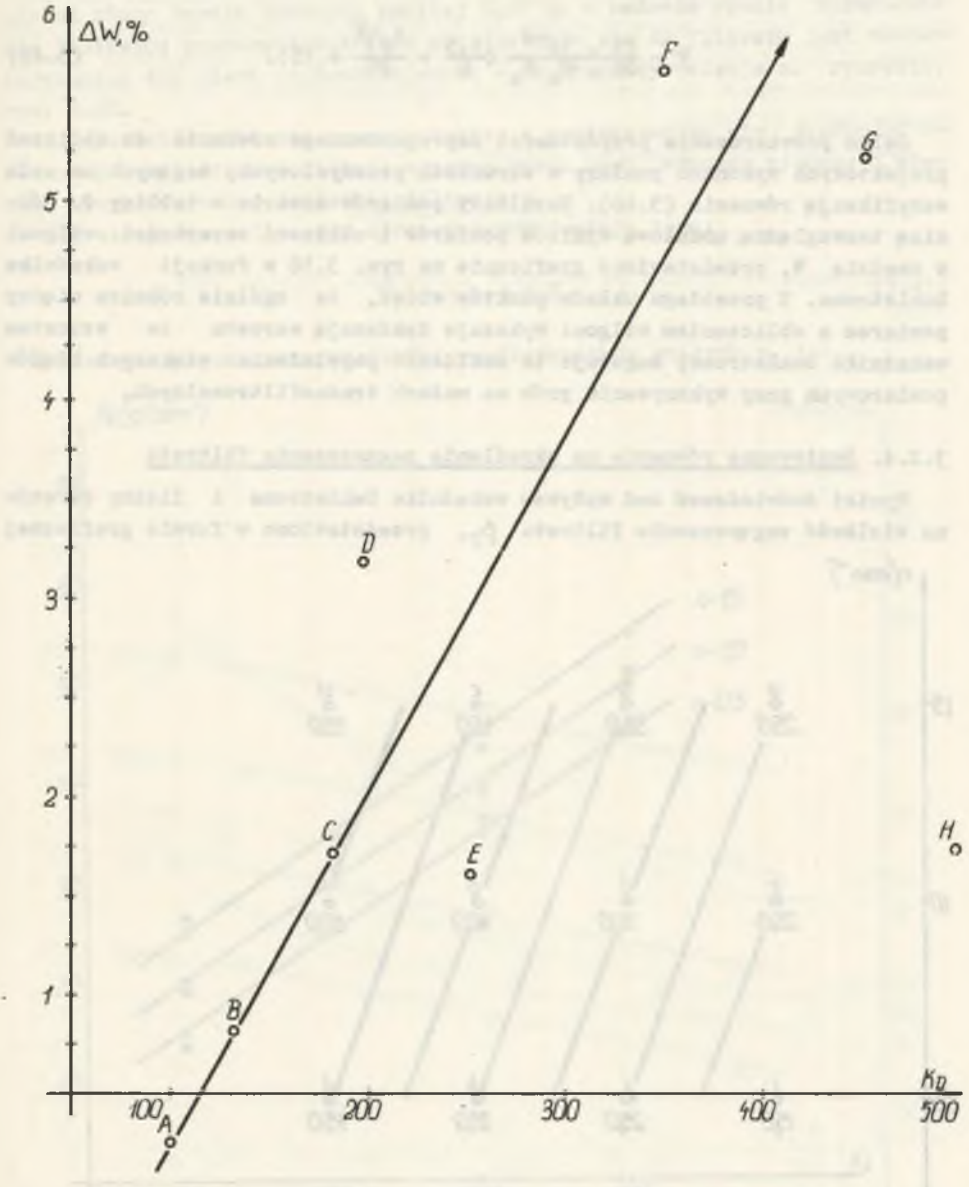
n - liczba obrotów, s^{-1}.

Tablica 2

Zestawienie wyników badań weryfikujących otrzymane równanie empiryczne na zawartość wilgoci w osadzie

Lp.	Zawiesina mułowa	Zawartość ziarn <70 μm	Zapopielenie ziarn pon.70	Wielkość podciśnienia na filtrze	Liczba obrotów w czasie	Zagęszczenie nadawy β_n	Zawartość wilgoci obliczona	Zawartość wilgoci pomierzona	Różnica wyników bezwzględna	Różnica wyników bezwzględna w procent.	Wskaźnik Dahlstroma	Uwagi
	symbol	i,%	A,%	Δp,at	n,min^{-1}	g/dcm^3	W_t, %	W_r, %	ΔW, %	%	K_D, bzw	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
1	A	16	9,0	0,40	0,27	600	23,24	23,3	0,06	0,26	36	Zauważono ogólny wzrost różnicy danych obliczeniowych i pomiarowych ze wzrostem wskaźnika Dahlstroma x)
2	B	9	43,5	0,53	0,58	510	22,31	22,5	0,19	0,84	130	
3	C	16	48,0	0,79	0,50	415	21,03	21,4	0,37	1,72	180	
4	D	16	49,0	0,50	1,15	440	29,75	28,8	0,95	3,19	196	
5	E	25	51,0	0,60	0,40	413	31,82	31,3	0,52	1,63	255	
6	F	25	71,0	0,50	0,50	442	40,40	38,1	2,30	5,69	355	
7	G	81	51,0	0,40	0,56	570	44,53	42,2	2,33	5,23	459	
8	H	81	54,0	0,50	0,50	550	38,45	37,8	0,65	1,72	491	

x) Uwaga dotyczy wartości bezwzględnych różnic.



Rys. 3.18. Wpływ wskaźnika Dahlstroma na zmianę dokładności obliczeń na zawartość wilgoci w osadzie w funkcji różnicy bezwzględnej wyników wg równania empirycznego z wynikami pomiarów

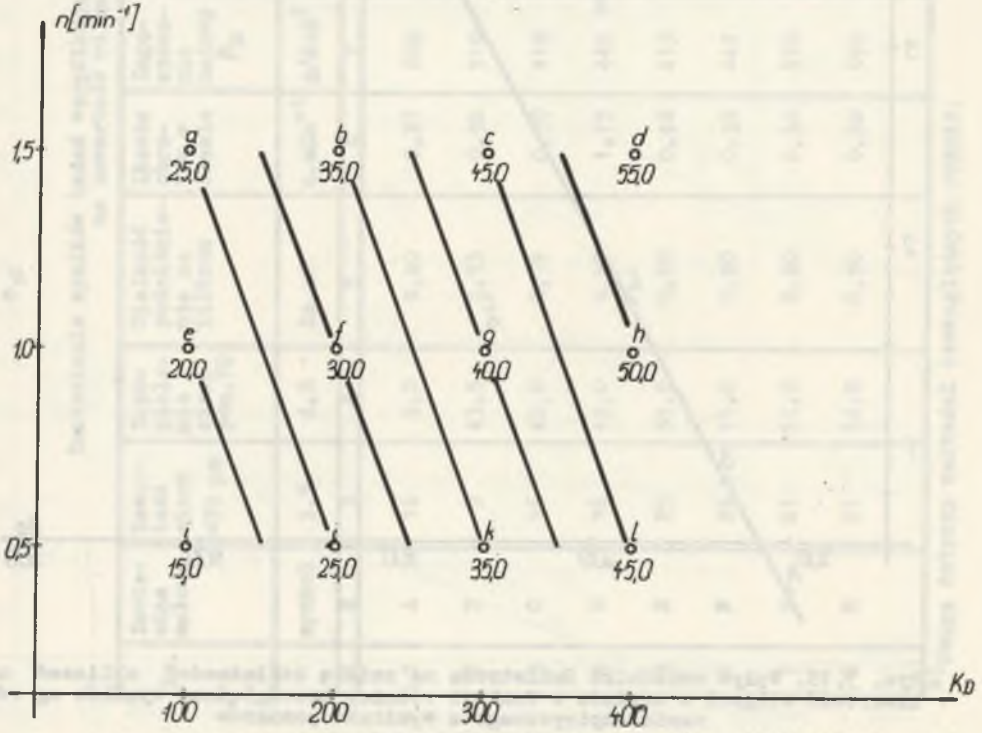
Korzystając ze znanych zależności zachodzących między koncentracją φ a zagęszczeniem zawiesiny nadanej do procesu β, według równania (3.14), podstawiając tę zależność do równania (3.39) otrzymamy

$$W = \frac{25 \cdot 10^{-2}}{\Delta p \cdot \varphi_n \delta_s} \left(\frac{1,5}{n} + \frac{A_r\sqrt{T}}{20} + 15\right). \qquad (3.40)$$

Celem potwierdzenia przydatności zaproponowanego równania do obliczeń projektowych wykonano pomiary w warunkach przemysłowych, mających na celu weryfikację równania (3.40). Rezultaty pomiarów zawarto w tablicy 2. Różnicę bezwzględną modułową wyników pomiarów i obliczeń zawartości wilgoci w osadzie W, przedstawiono graficznie na rys. 3.18 w funkcji wskaźnika Dahlstroma. Z przebiegu układu punktów widać, że ogólnie różnica między pomiarem a obliczeniem wilgoci wykazuje tendencję wzrostu ze wzrostem wskaźnika Dahlstroma; sugeruje to możliwość popełniania większych błędów pomiarowych przy wykonywaniu prób na mułach trudnofiltrowalnych.

3.2.4. Empiryczne równanie na określenie zagęszczenia filtratu

Wyniki doświadczeń nad wpływem wskaźnika Dahlstroma i liczby obrotów na wielkość zagęszczenia filtratu β_f, przedstawiono w formie graficznej



Rys. 3.19. Wpływ wskaźnika Dahlstroma K_D i prędkości obrotowej n, na zagęszczenie filtratu β_f

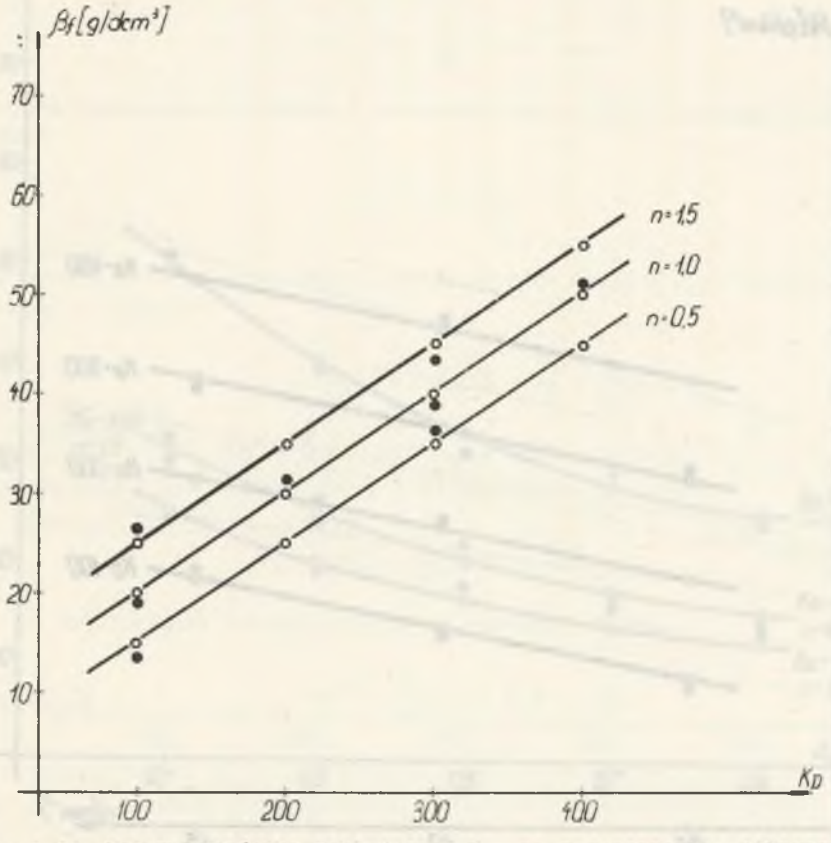
na rys. 3.19. Otrzymana powierzchnia odpowiedzi dała w przekrojach normalnych do osi układu współrzędnych odpowiednio proste (rys. 3.20 i rys. 3.21) oznacza to, że ze wzrostem wskaźnika Dahlstroma, a więc ze wzrostem ilości ziarn bardzo drobnych poniżej 0,07 mm w nadawie rośnie zagęszczenie filtratu; prawdopodobieństwo przedostania się do filtratu jest bowiem największe dla ziarn najdrobniejszych - co tłumaczy relacje na wykresie, rys. 3.20.

Zagęszczenie filtratu wzrasta także, z powiększeniem się prędkości obrotowej bębna (tarcz) filtra; warstwa osadu jest wówczas cieńsza i stanowi przegrodę mniej dokładnie filtrującą.

Tak otrzymane zależności aproksymowano funkcją typu:

$$\beta_f = c_1 n + c_2 K_D \qquad (3.41)$$

- a następnie wyznaczono wielkości współczynników stałych c_1 i c_2.



Rys. 3.20. Wpływ wskaźnika Dahlstroma K_D na zagęszczenie filtratu β_f

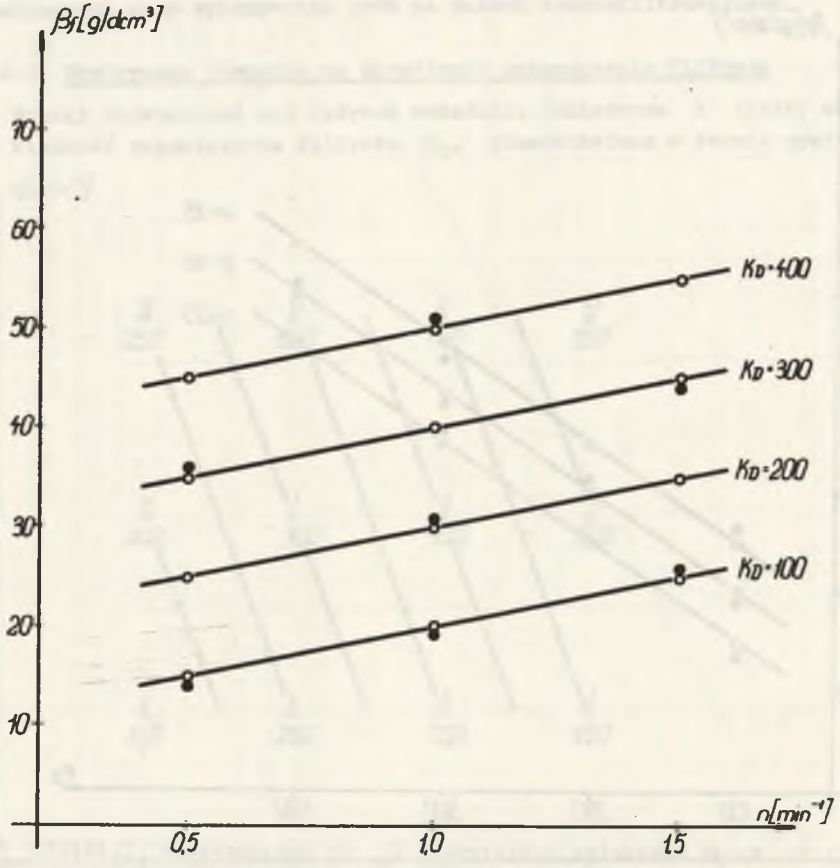
W kolejnym etapie doświadczeń uwzględniono wpływ różnicy ciśnień na proces filtracji, zakładając stałą liczbę obrotów w czasie, wielkość wskaźnika Dahlstroma i zagęszczenie nadawy. Wyniki prób przedstawiono graficznie na rys. 3.22. Z wykresu widać, że ze wzrostem różnicy ciśnień, zagęszczenie filtratu zmniejsza się; struktura osadu bardziej sprasowana utrudnia przedostawanie się przez nią ziarn najdrobniejszych, które stanowią o zagęszczeniu filtratu.

Można więc było obliczyć i przyjąć

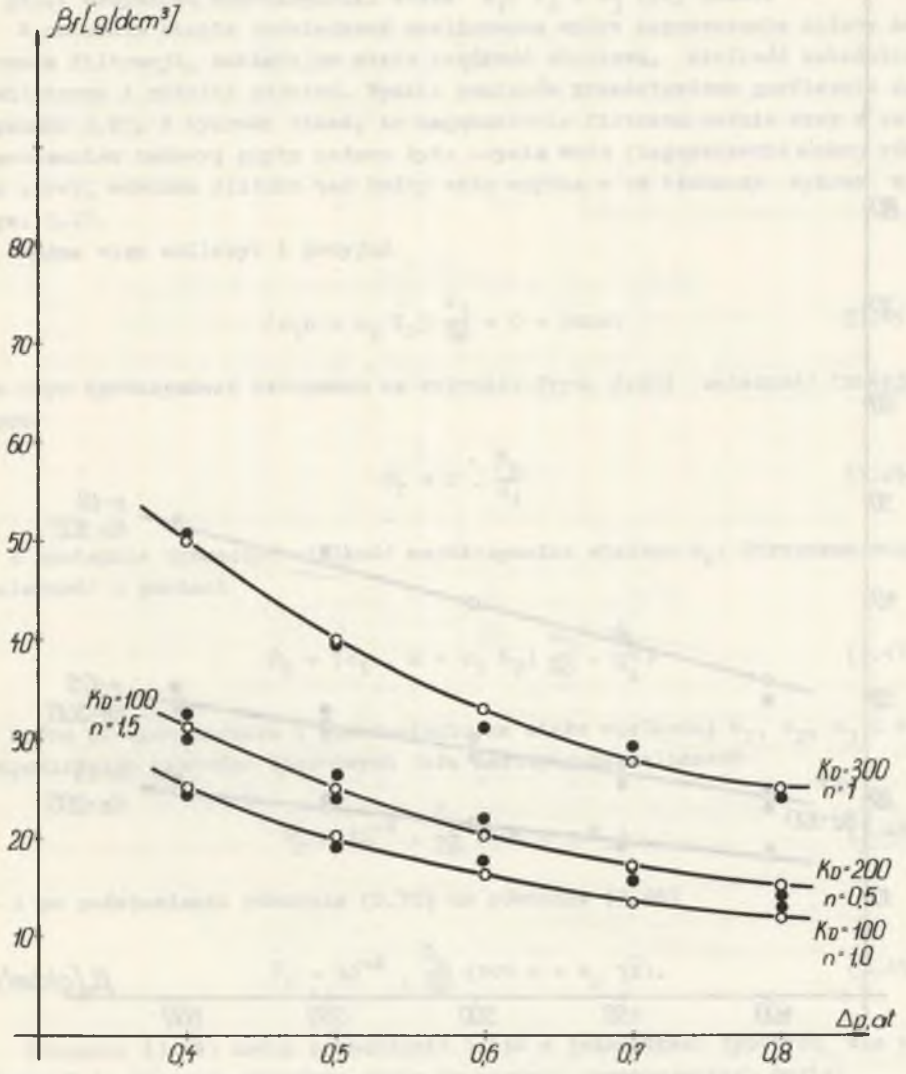
$$c_1 n + c_2 K_D = C = \text{const} \tag{3.42}$$

- aproksymując otrzymane na wykresie zależności funkcją typu

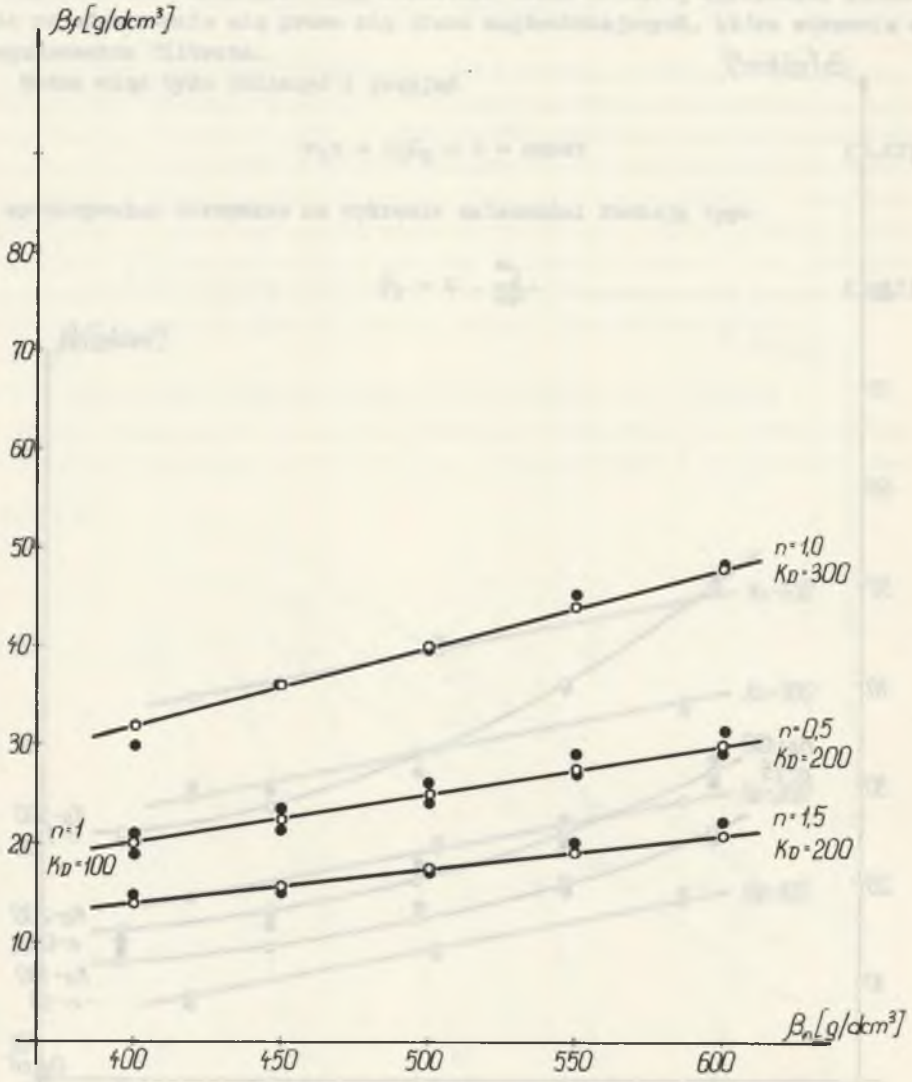
$$\beta_f = C \cdot \frac{c_3}{\Delta p}. \tag{3.43}$$



Rys. 3.21. Wpływ prędkości obrotowej n, na zmianę zagęszczenia filtratu β_f



Rys. 3.22. Wpływ różnicy ciśnień na zmianę zagęszczenia filtratu β_r



Rys. 3.23. Wpływ zagęszczenia nadawy na zmianę zagęszczenia filtratu β_f

Następnie wyznaczono wielkość współczynnika stałego c_3. W konsekwencji otrzymano zależność o postaci

$$\beta_f = (c_1 \cdot n + c_2 K_D) \frac{c_3}{\Delta p}, \tag{3.44}$$

- gdzie wszystkie współczynniki stałe c_1, c_2 i c_3 były znane.

W ostatnim etapie doświadczeń analizowano wpływ zagęszczenia nadawy na proces filtracji, zakładając stałą prędkość obrotową, wielkość wskaźnika Dahlstroma i różnicy ciśnień. Wyniki pomiarów przedstawiono graficznie na rysunku 3.23. Z wykresu widać, że zagęszczenie filtratu rośnie wraz z zagęszczeniem nadawy; gdyby nadawa była czystą wodą (zagęszczenie nadawy równe zero), wówczas filtrat też byłby wodą czystą - co tłumaczy wykres na rys. 3.23.

Można więc obliczyć i przyjąć

$$(c_1 n + c_2 K_D) \frac{c_3}{\Delta p} = C = \text{const} \tag{3.45}$$

po czym aproksymować otrzymaną na wykresie (rys. 3.23) zależność funkcją typu

$$\beta_f = C \cdot \frac{\beta_n}{c_4} \tag{3.46}$$

- a następnie wyznaczyć wielkość współczynnika stałego c_4. Otrzymano więc zależność o postaci

$$\beta_f = (c_1 \cdot n + c_2 K_D) \frac{c_3}{\Delta p} \cdot \frac{\beta_n}{c_4}, \tag{3.47}$$

- która po uproszczeniu i podstawieniu za stałe wielkości c_1, c_2, c_3 i c_4 odpowiednich wartości liczbowych dała następującą zależność

$$\beta_f = 10^{-4} \cdot \frac{\beta_n}{\Delta p} (100\, n + K_D) \tag{3.48}$$

- a po podstawieniu równania (2.70) do równania (3.48)

$$\beta_f = 10^{-4} \cdot \frac{\beta_n}{\Delta p} (100\, n + A_r \sqrt{i}). \tag{3.49}$$

Równanie (3.49) można przedstawić także w jednostkach typowych dla układu S.I. Równanie przyjmie zatem po pewnych uproszczeniach postać

$$\beta_f = 9{,}6 \frac{\beta_n}{\Delta p} (6000\, n + A_r \sqrt{i}), \tag{3.49a}$$

gdzie:

Δp - różnica ciśnień, N/m^2,

n - liczba obrotów, s^{-1}.

Korzystając ze znanych zależności zachodzących między koncentracją φ a zagęszczeniem β, zawiesiny podanej do procesu wg równania (3.14) i podstawiając do równania (3.49) otrzymamy

$$\beta_f = 10^{-1} \frac{\varphi_n \delta_s}{\Delta p} (100\, n + A_r \sqrt{i}) \qquad (3.50)$$

a więc wzór na zagęszczenie filtratu jest funkcją sześciu parametrów zmiennych niezależnych.

Można także rozpatrywać jakość filtratu w funkcji koncentracji jako zmiennej zależnej, wówczas

$$10^3 \varphi_n \cdot \delta_{sn} = 10^{-1} \frac{\varphi_f \delta_{sf}}{\Delta p} (100\, n + A \sqrt{i}). \qquad (3.51)$$

Jeżeli założy się, tylko w przybliżeniu, że ponadto gęstość części stałych w nadawie i filtracie jest równa

$$\delta_{sn} = \delta_{sf} \qquad (3.52)$$

- co jest możliwe tylko przy mniej dokładnych obliczeniach, to otrzymamy równanie o postaci:

$$\varphi_n = 10^{-4} \frac{\varphi_f}{\Delta p} (100\, n + A_r \sqrt{i}) \qquad (3.53)$$

będące funkcją pięciu parametrów zmiennych niezależnych procesu.

Warunki ruchowe pracy filtrów, o czym już wspomniano w pkt. 3.2.2 pracy, nie pozwalają na zweryfikowanie tej zależności. Dlatego też celem zachowania pewnej rezerwy przy projektowaniu w napiętych warunkach technologicznych, proponuje się zależności wg równań (3.50), (3.51) i (3.53) mnożyć przez odpowiednie współczynniki

- przy określaniu wydajnościowym części stałych w filtracie $\eta' = 0{,}9$ (bilans ilościowy cz. stałych),
- przy określaniu jakości (czystości) filtratu $\eta'' = 1{,}1$.

Biorąc pod uwagę wysoką dokładność zweryfikowanych dla warunków ruchowych wzorów na określenie wydajności jednostkowej osadu filtracyjnego i jego jakości określoną zawartością wilgoci w osadzie, można przyjąć, że równania określające wielkość wydajności jednostkowej filtratu i jego jakość, tzn. zagęszczenie lub koncentrację, otrzymane w wyniku analizy tych samych doświadczeń, których wyniki opracowano tą samą metodą, są też wystarczająco dokładne i mogą ewentualnie znaleźć projektowe zastosowanie.

3.2.5. Empiryczne równania bilansowe

Określone uprzednio równania empiryczne na obliczenie wszystkich czterech powszechnie przyjmowanych parametrów wynikowych, tj. wydajności jednostkowej osadu filtracyjnego i jego jakości określanej zawartością wilgoci w osadzie oraz wydajności jednostkowej filtratu i jego jakości wyrażonej wielkością zagęszczenia lub koncentracji - stanowią komplet równań modelu matematycznego procesu.

Znając, obliczane z równań modelowych, zmienne zależne procesu, a więc q_r, W, v_r i β_f (φ_f), można określić ilość zawiesiny nadanej do procesu.

Jednostkowe obciążenie objętością nadawy powierzchni filtracyjnej v_n, będzie równe

$$v_n = v_{wpl} + v_{spl} + v_f , \tag{3.54}$$

gdzie:

v_{wpl} - ilość wody w osadzie filtracyjnym, dcm^3/m^2h,

v_{spl} - ilość części stałych w osadzie filtracyjnym (placku), dcm^3/m^2h,

- natomiast zawartość wilgoci w osadzie określa znana zależność definicyjna

$$W = \frac{q_{wpl}}{q_c} \cdot 100\% , \tag{3.55}$$

gdzie:

q_{wpl} - ilość wody w osadzie filtracyjnym, kg/m^2h,

q_c - ilość całkowita osadu filtracyjnego, kg/m^2h.

Całkowita ilość osadu filtracyjnego będzie więc równa

$$q_c = q_{wpl} + q_{spl} , \tag{3.56}$$

gdzie:

q_{spl} - ilość części stałych w osadzie filtracyjnym, kg/m^2h,

- można więc obliczyć, zakładając $\delta_w = 1\ g/cm^3$

$$W = \frac{q_{wpl}}{q_{wpl} + q_{spl}} \cdot 100 = \frac{V_{wpl} \cdot 1}{V_{wpl} \cdot 1 + q_{spl}} \cdot 100 \tag{3.57}$$

- skąd

$$V_{wpl} = \frac{W \cdot q_{spl}}{100 - W} . \tag{3.58}$$

Podstawiając zależność (3.58) oraz odpowiednie zależności empiryczne (3.11), (3.24a) i (3.40) do równania (3.54) otrzymamy

$$v_n = \frac{\frac{250}{\Delta p \beta_n}\left(\frac{1,5}{n} + \frac{A_r\sqrt{i}}{20} + 15\right)\Delta p \cdot \beta_n \cdot \eta_{K_D}\left(0,4\,n + \frac{60}{A_r\sqrt{i}}\right)}{100 - \frac{250}{\Delta p \beta_n}\left(\frac{1,5}{n} + \frac{K_D}{20} + 15\right)} +$$

$$+ \frac{\Delta p \cdot \beta_n \left(0,4 \cdot n + \frac{60}{A_r\sqrt{i}}\right) \cdot \eta_{K_D}}{\delta_{spl}} + 5 \cdot 10^4 \frac{\Delta p}{\beta_n}\left(n + \frac{650}{A_r\sqrt{i}}\right) \tag{3.59}$$

a po pewnych uproszczeniach

$$v_n = \frac{250 \cdot \eta_{K_D} \cdot \left(\frac{1,5}{n} + \frac{A_r\sqrt{i}}{20} + 15\right)\left(0,4\,n + \frac{60}{A_r\sqrt{i}}\right)}{100 - \frac{250}{\Delta p \cdot \beta_n}\left(\frac{1,5}{n} + \frac{A_r\sqrt{i}}{20} + 15\right)} +$$

$$+ \frac{\Delta p \cdot \beta_n \left(0,4\,n + \frac{60}{A_r\sqrt{i}}\right) \eta_{K_D}}{\delta_{spl}} + 5 \cdot 10^4 \frac{\Delta p}{\beta_n}\left(n + \frac{650}{A_r\sqrt{i}}\right) \cdot \eta \cdot \tag{3.60}$$

Równanie (3.60) jest więc matematycznym analityczno-empirycznym modelem procesu filtracji pozwalającym obliczyć natężenie odbioru zawiesiny przez filtr próżniowy w funkcji sześciu parametrów występujących jako zmienne niezależne β_n, A_r, i, n, Δp i δ_{spl} - łatwo mierzalne nawet w warunkach ruchowych. Można także zagęszczenie nadawy β_n - jak wspomniano uprzednio, wyrazić w funkcji koncentracji φ_n.

Korzystając z zależności (3.60), można obliczyć natężenie jednostkowe dopływu części stałych do filtra wg równania

$$q_{sn} = v_n \cdot \beta_n \cdot 10^{-3} \tag{3.61}$$

lub też z równania

$$q_{sn} = q_{spl} + q_{sf} \tag{3.62}$$

gdzie:

q_{sf} - ilość części stałych w filtracie, kg/m^2.h,

wiedząc że:

$$q_{sn} = q_{spl} + v_f \cdot \beta_f \cdot 10^{-3} \tag{3.63}$$

i podstawiając zależności empiryczne ze wzorów (3.11), (3.24a) i (3.49) otrzyma się

$$q_{sn} = \Delta p \cdot \beta_n \left(0{,}4\ n + \frac{60}{A_r\sqrt{i}}\right) \cdot \eta K_D + \tag{3.64}$$
$$+ 5 \cdot 10^4 \frac{\Delta p}{\beta_n} \left(n + \frac{650}{A_r\sqrt{i}}\right) \cdot 10^{-4} \frac{\beta_n}{\Delta p} \left(100\ n + K_D\right) 10^{-3}$$

a po uproszczeniu

$$q_{sn} = \Delta p \cdot \beta_n \left(0{,}4\ n + \frac{60}{A_r\sqrt{i}}\right) \eta K_D + \tag{3.65}$$
$$+ 5 \cdot 10^{-3} \left(n + \frac{650}{A_r\sqrt{i}}\right)\left(100\ n + A_r\sqrt{i}\right) \eta \cdot \eta'.$$

Zależność (3.65) jest modelowym równaniem pozwalającym obliczyć natężenie dopływu części stałych do filtra w funkcji pięciu parametrów zmiennych niezależnych tj. - β_n, n, Δp, A_r, i - łatwo mierzalnych nawet w warunkach ruchowych.

Można także za wielkość zagęszczenia β_n, podstawić zależność na określenie koncentracji φ_n. Wówczas równanie (3.65) będzie funkcją sześciu parametrów zmiennych procesu.

Mając tak opracowane układy równań empirycznych jak w rozdziale - 3.3, można je dowolnie podstawiać do zasadniczych równań bilansu ilościowego procesu filtracji, traktowanego całościowo (sumarycznie) - a więc można obliczyć w przybliżeniu objętościową i masową chłonność jednostki powierzchni filtracyjnej w przeliczeniu na ilość nadawy.

Przybliżone bilansowe obliczenia sprawdzające, dla dowolnie przyjętych w ramach określonych przedziałów zmian wartości liczbowych podstawianych za parametry zmienne niezależne, wykazały dokładność opracowanego modelu ze średnim arytmetycznym odchyleniem rzędu 8% ±4% poniżej wartości obliczonej równaniem (3.60), odchyłka maksymalna wyników, rzędu do 29% poniżej wartości obliczonej równaniem (3.60) [67].

Analizując tok pracy, tzn. metodykę prowadzenia prób, ich ilość, aproksymację a priori założonymi funkcjami, zaokrąglanie i upraszczanie pewnych liczb celem otrzymania zależności o możliwie prostej postaci - dochodzi się do spostrzeżenia, że na każdym z tych etapów prowadzenia pracy popełnia się pewien błąd (błąd próby, błąd aproksymacji itd.). Poza tym

istnieje także błąd doświadczenia wynikający z różnorodności substancji węglowych tworzących zawiesinę mułową, dla której w tej pracy szuka się ogólnych wspólnych kryteriów filtrowalności. Swój wpływ na dokładność opisu procesu równaniami (3.60) i (3.65) ma także nieokreślona bliżej sprawność odbioru filtratu - o czym napisano w rozdziale 3.2.2.

Dokładne sprawdzenie i weryfikacja empirycznych równań bilansowych są niemożliwe także ze względu na brak ścisłego określenia wielkości gęstości części stałych osadu filtracyjnego δ_{spl} oraz związanego z tym aspektu wzbogacania osadu w czasie filtracji, o czym traktuje rozdział 3.2.6. Analityczne oznaczenia gęstości metodą piknometryczną, powszechnie u nas stosowane, są tym mniej dokładne, im więcej jest w zbiorze ziarn bardzo drobnych (poniżej 70 μm [61]). Ponadto takie badania wymagałyby znacznych nakładów finansowych.

Uzyskanie więc w tym przypadku bardzo wysokiej dokładności oznaczeń w warunkach analizy technologii procesu filtracji próżniowej zawiesin mułów węglowych jest niemożliwe.

Dlatego zrozumiałe jest, że przedstawione przykłady przeliczeń zasadniczych otrzymanych w pracy równań empirycznych (3.11), (3.24a), (3.40) i (3.49) w ramach bilansu ilościowego, który jest tym samym funkcją tych relacji, nie mogą być zupełnie dokładne - gdyż zawierają w sobie wypadkową wszystkich błędów oznaczeń.

Uwzględniając powyższe, można przyjąć, że przybliżenia wyników (średnie odchylenie 8%) są wystarczające - jako ogólne dla wszystkich równań składających się na opracowany w warunkach półtechnicznych model analityczno-empiryczny procesu filtracji [52].

Istniejące niedokładności obliczeń bilansowymi równaniami empirycznymi (3.60) i (3.65) nie mają większego znaczenia dla ewentualnych praktycznych możliwości wykorzystania tej pracy do celów projektowych, gdyż powierzchnie filtracyjne dobiera się głównie w wyniku analiz wydajności produktów - w przypadku zawiesin mułów węglowych wg wielkości wydajności jednostkowej osadu filtracyjnego, a więc przykładowo z równań (3.11) i (3.13).

Równania te były weryfikowane nie tylko przez autora, ale także przez przemysł, gdzie otrzymano przybliżenia w granicach 10% i uzyskano akceptację ich stosowania do celów projektowych [66].

Jeżeli natomiast zaistniałaby konieczność ogólnego, wstępnego i przybliżonego zaprojektowania układu filtracji ze względu na obciążenie ilością nadawy jednostki powierzchni filtracyjnej, wówczas należy równanie (3.60) pomnożyć przez proponowany współczynnik bilansu empirycznego η_B - będący jednocześnie rezerwą projektową dla układu. Na podstawie wielu obliczeń proponuje się przyjmowanie wielkości współczynnika bilansu empirycznego η_B w granicach $0{,}92 \pm 0{,}04$. Wielkość odchylenia 0,04 jest przedziałem ufności dla współczynnika sprawności bilansu empirycznego η_B, określonym wg 5-procentowego przedziału ufności testem t - Studenta [67].

3.2.6. Technologiczny aspekt wzbogacania osadu w czasie filtracji

Prowadząc badania nad jakością i wydajnością produktów procesu filtracji wykonane analizy zawartości popiołu i wartości opałowej umożliwiły uchwycenie także efektu wzbogacania.

Wyniki pomiarów ujęto w formie graficznej na wykresach - rys. 3.24 i 3.25.

Wykres na rys. 3.24 budowano w ten sposób, że na osi pionowej odkładano wielkość zapopielenia nadawy, a na osi poziomej wielkość zapopielenia osadu. Gdyby nie było efektu wzbogacania, otrzymana na wykresie zależność utworzyłaby prostą o nachyleniu 45° do osi układu. Ponieważ efekt wzbogacania istnieje, otrzymana na wykresie zależność - aproksymowana jako prosta - jest pochylona pod kątem $\alpha_{śr} = 48^{\circ}30'$.

Wobec powyższego efekt wzbogacania można ująć wg następującej zależności

$$\frac{A_{N_r}}{A_{pl_r}} = tg\,\alpha_{śr} \tag{3.66}$$

$$A_{pl_r} = \frac{A_{N_r}}{tg\,\alpha_{śr}}, \tag{3.67}$$

gdzie: $\alpha_{śr} = 48^{\circ}30'$, zatem $tg\,48^{\circ}30' = 1{,}1303$.

Można więc napisać

$$A_{pl_r} = \frac{A_{N_r}}{1{,}1303}. \tag{3.68}$$

Zależność (3.68) stanowi ogólne kryterium wzbogacania mułów w procesie filtracji ze względu na zapopielenie osadu.

Podobnie można obliczyć wzrost wartości opałowej w osadzie.

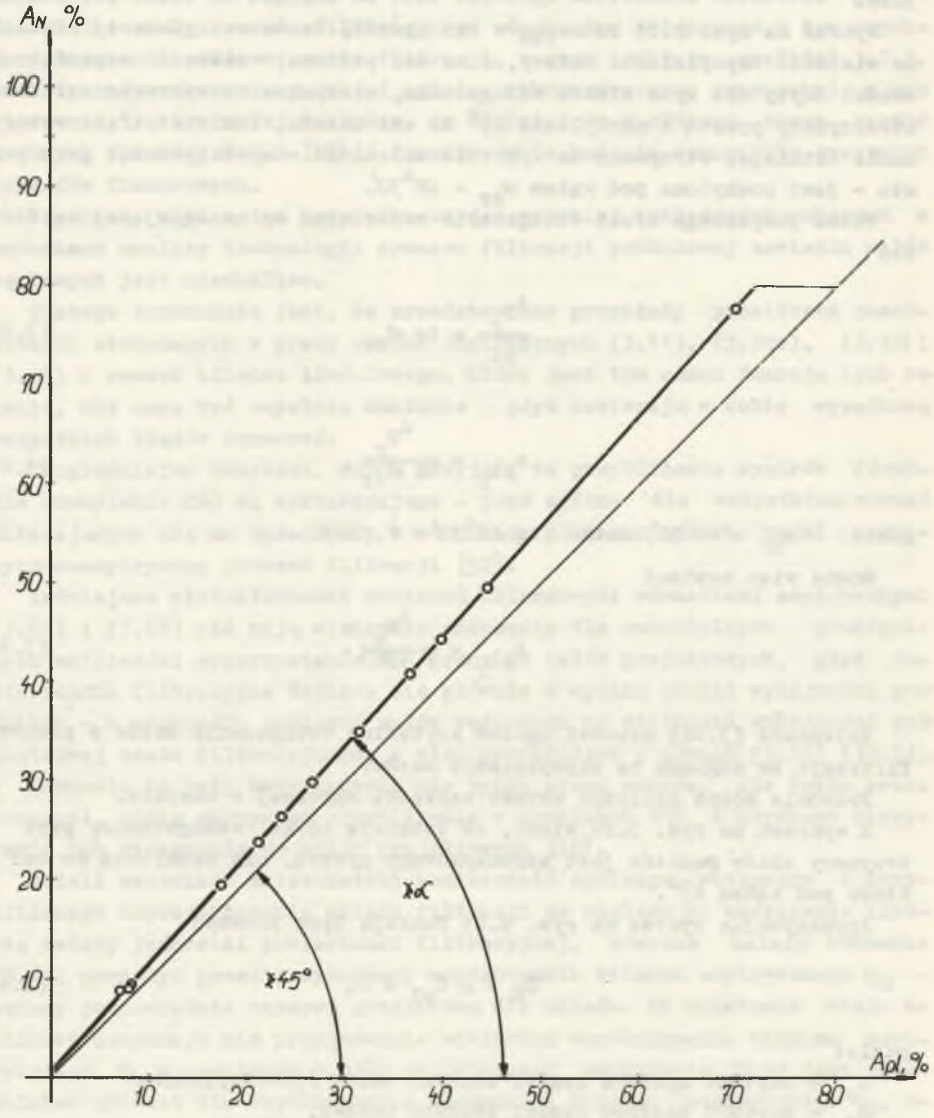
Z wykresu na rys. 3.25 widać, że istnieje efekt wzbogacania, gdyż otrzymany zbiór punktów jest aproksymowany prostą, nie nachyloną do osi układu pod kątem 45°.

Aproksymując wykres na rys. 3.25 funkcją typu prostej

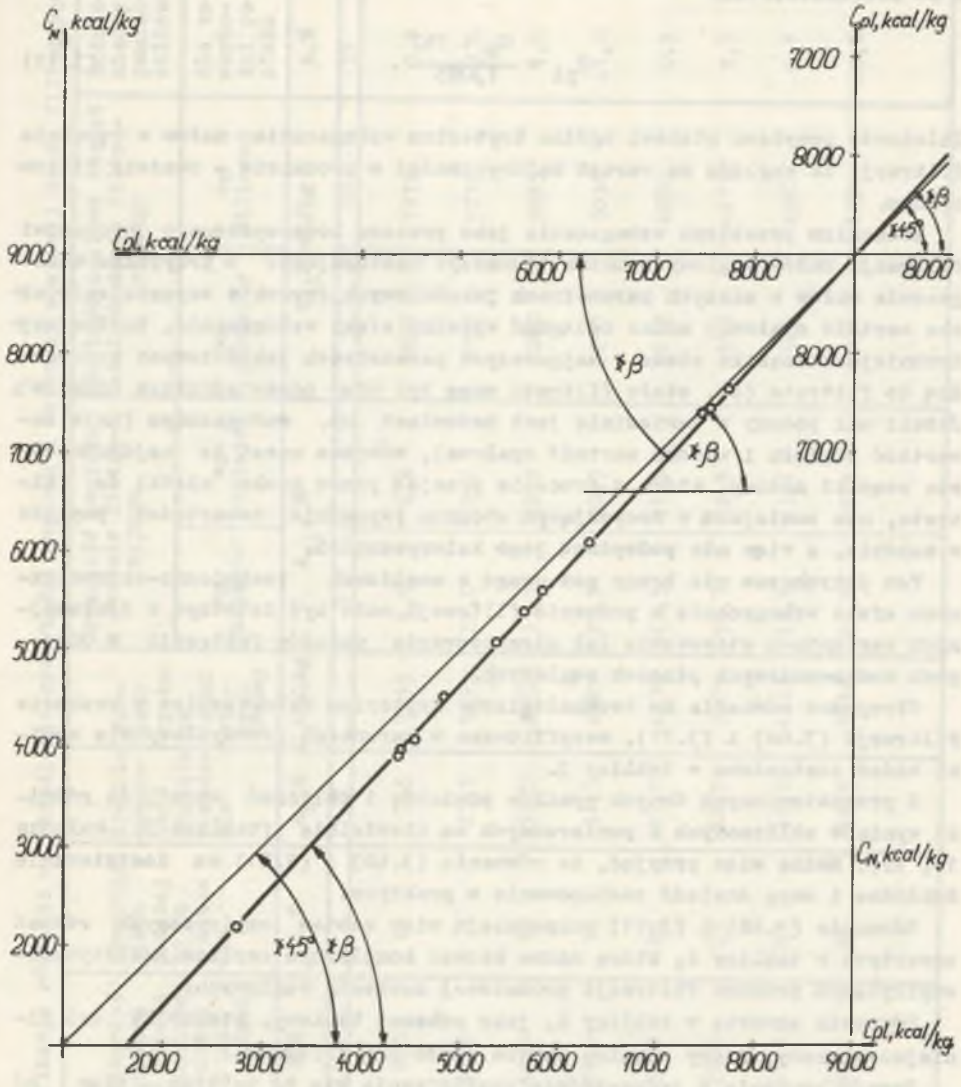
$$C_N = a\,C_{pl} + b, \tag{3.69}$$

gdzie:

C_{pl} - wartość opałowa części stałych osadu filtracyjnego,
C_N - wartość opałowa części stałych nadawy,
a,b - współczynniki stałe,



Rys. 3.24. Wpływ możliwości obniżenia zapopielenia osadu filtracyjnego A_{pl_r}, ze względu na zawartość popiołu w nadawie A_{N_r}



Rys. 3.25. Korelacyjna zależność między wartością opałową części stałych nadawy C_N i osadu filtracyjnego C_{pl}

otrzyma się po obliczeniu stałych a i b zależność

$$C_N = 1{,}085\ C_{pl} - 765 \tag{3.70}$$

a po przekształceniu

$$C_{pl} = \frac{C_N + 767}{1{,}085}. \tag{3.71}$$

Zależność powyższa stanowi ogólne kryterium wzbogacania mułów w procesie filtracji ze względu na wzrost kaloryczności w produkcie - osadzie filtracyjnym.

Mechanizm przebiegu wzbogacania jako procesu towarzyszącego procesowi filtracji mułów węglowych można tłumaczyć następująco: w przypadku wzbogacania mułów o słabych parametrach jakościowych (wysokie zapopielenie,niska wartość opałowa) można osiągnąć wyraźny efekt wzbogacania, bowiem najdrobniejsze cząstki stałe o najgorszych parametrach jakościowych przechodzą do filtratu (cz. stałe filtratu mogą być więc odpowiednikiem odpadów). Jeżeli muł podany w zawiesinie jest natomiast np. wzbogaconym (mała zawartość popiołu i wysoka wartość opałowa), wówczas nawet te najdrobniejsze cząstki nadawy, które w procesie przejdą przez oczka sitki do filtratu, nie zmniejszą w decydującym stopniu (wyraźnie) zawartości popiołu w osadzie, a więc nie podwyższą jego kaloryczności.

Ten dotychczas nie brany pod uwagę w analizach techniczno-ekonomicznych efekt wzbogacania w procesie filtracji,może być istotnym w dyskusyjnych wariantach stosowania lub niestosowania układów filtracji w obiegach wodno-mułowych płuczek węglowych.

Otrzymane równania na technologiczne kryterium wzbogacania w procesie filtracji (3.68) i (3.71), weryfikowano w warunkach przemysłowych,a wyniki badań zestawiono w tablicy 3.

Z przedstawionych danych wyników pomiarów i obliczeń widać, że różnice wyników obliczonych a pomierzonych są niewielkie (tablica 3, kolumna 11, 12). Można więc przyjąć, że równania (3.68) i (3.71) są dostatecznie dokładne i mogą znaleźć zastosowanie w praktyce.

Równania (3.68) i (3.71) uzupełniają więc zestaw empirycznych równań zawartych w tablicy 4, którą można nazwać kompletnym zapisem analityczno-empirycznym procesu filtracji próżniowej zawiesin węglowych.

Równania zawarte w tablicy 4, jako schemat blokowy, stanowiły cel niniejszej pracy, który zdaniem autora udało się osiągnąć.

Sposób czytania a jednocześnie posługiwania się tą tablicą - idąc od góry - byłby następujący.

Nadawa podawana jest do procesu filtracji zgodnie z równaniem w ilości objętościowej V_n, $dcm^3/m^2.h$, przy czym w tej objętości znajduje się około q_n, $kg/m^2.h$ części stałych.

Tablica 3

Weryfikacja równania na określenie zawartości popiołu i wartości opałowej osadu filtracyjnego

Lp.	Zawiesina mułowa	Zawartość popiołu w klasie ziarnowej poniżej 70 µm w nadawie	Zawartość ziarn poniżej 70 µm w nadawie	Średnia zawartość popiołu w nadawie	Wartość opałowa części stałych nadawy	Zawartość popiołu w osadzie filtracyjnym		Wartość opałowa części stałych osadu filtracyjnego		Różnice wyników między wartością pomierzoną a obliczoną	
						wg pomiarów	wg obliczeń	wg pomiarów	wg obliczeń	dla zawartości popiołu	dla wartości opałowej
	symbol	A,%	i,%	A_N,%	C_n kcal/kg	A_{pl}, %		C_{pl} kcal/kg		A,%	C,kcal/kg
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1	A	9,0	16	7,5	7610	6,9	6,6	9697	7719	0,3	- 22
2	B	43,5	9	25,5	5495	22,0	22,6	5785	5770	-0,6	15
3	C	48,0	16	33,0	4752	31,1	29,2	5060	5085	1,9	- 15
4	D	49,0	16	34,5	4699	29,9	30,5	5057	5036	-1,0	21
5	H	51,0	25	47,0	4330	42,5	41,6	4672	4090	0,9	- 18
6	F	71,0	25	62,0	3405	55,7	54,9	4550	4673	1,7	- 23
7	G	51,0	81	49,0	4211	43,5	43,4	4585	4587	0,1	- 2
8	H	54,5	81	52,5	3814	45,8	46,4	4236	4220	-0,6	26

Tablica 4

Analityczno-empiryczny model procesu filtracji próżniowej zawiesin mułów węglowych

Nadawa

Ilość nadawy	$v_n = \left\{ \frac{250 \cdot \eta_{K_D} \left[\frac{1,5}{n} + \frac{A_r\sqrt{i}}{20} + 15\right] \left[0,4n + \frac{60}{A_r\sqrt{i}}\right]}{100 - \frac{250}{\Delta p \cdot \beta_n}\left[\frac{1,5}{n} + \frac{A_r\sqrt{i}}{20} + 15\right]} + \frac{\Delta p \cdot \beta_n \left[0,4n + \frac{60}{A_r i}\right] \cdot \eta_{K_D}}{\delta_{spl}} + 5 \cdot 10^4 \frac{\Delta p}{\beta_n}\left[\frac{650}{A_r\sqrt{i}} + n\right]\eta \right\} \eta_B$ $q_{sn} = \Delta p \cdot \beta_n \left[0,4n + \frac{60}{A_r\sqrt{i}}\right] \eta_{K_D} + 5 \cdot 10^{-3}\left[n + \frac{650}{A_r\sqrt{i}}\right]\left[100\,n + a_r\sqrt{i}\right]\eta \cdot \eta'$
Parametry nadawy	β_n, A_r, i, C_n

Przebieg procesu

Parametry urządzenia — $\Delta p,\ n = f(t_s, t_o, t_p)$

Produkty procesu

Osad filtracyjny

Wydajność	$q_{plr} = \Delta p \cdot \beta_n \left[0,4n + \frac{60}{A_r\sqrt{i}}\right] \cdot \eta_{K_D} =$ $= \Delta p \cdot \rho\delta_s \cdot 10^3 \left[0,4n + \frac{60}{A_r\sqrt{i}}\right] \cdot \eta_{K_D}$
Jakość	$W = \frac{250}{\Delta p \cdot \beta_n}\left[\frac{1,5}{n} + \frac{A_r\sqrt{i}}{20} + 15\right] =$ $= \frac{25 \cdot 10^{-2}}{\Delta p \cdot \eta' \cdot \delta_s}\left[\frac{1,5}{n} + \frac{A_r\sqrt{i}}{20} + 15\right]$ $A_{pl_r} = \frac{A_{n_r}}{1,1303}$ $C_N = C_{pl} \cdot 1,085 - 765$

Filtrat

Wydajność	$v_{f_r} = 5 \cdot 10^4 \frac{\Delta p}{\beta n}\left[n + \frac{650}{A_r\sqrt{i}}\right] \cdot \eta =$ $= 50 \cdot \frac{\Delta p}{\rho\delta_s}\left[n + \frac{650}{A_r\sqrt{i}}\right] \cdot \eta$
Jakość	$\beta_r = 10^{-4} \frac{\beta_n}{\Delta_p}\left[100n + A_r\sqrt{i}\right]\eta' =$ $= 10^{-1} \frac{\rho\delta_s}{\Delta p}\left[100n + A_r\sqrt{i}\right]\eta'$

Nadawę charakteryzują takie parametry jak zagęszczenie części stałych β_n g/dcm^3, zapopielenie A_n %, zawartość ziarn bardzo drobnych poniżej 70 µm, i %. Ponadto znana jest także wartość opałowa C_N kcal/kg części stałych nadawy.

Tak scharakteryzowana nadawa wprowadzana jest do filtra próżniowego, który charakteryzuje sie pracą przy danym podciśnieniu Δp, at przy pewnej liczbie obrotów n, min^{-1}.

Następuje realizacja procesu, w wyniku którego otrzymuje się dwa produkty, tzn. osad filtracyjny w ilości masowej określonej równaniem q kg/m^2.h oraz filtrat w ilości objętościowej określonej równaniem V_f dcm^3/m^2.h.

Jakość odwadniania osadu charakteryzuje relacja na określenie w nim zawartości wilgoci, W, %, zaś jakość filtratu relacja na określenie jego zagęszczenia β_f, g/dcm^3.

Zapopielenie części stałych osadu A_{pl} % jest odpowiednio mniejsze od zapopielenia części stałych nadawy A_n %. Jednocześnie wartość opałowa części stałych osadu C_{pl}, kcal/kg będzie większa od wartości opałowej części stałych nadawy C_N, kcal/kg.

3.2.7. Przyczynowo-skutkowe aspekty mechanizmu stwierdzonych zależności

Otrzymane w pracy formuły empiryczne są w swej fizykalnej postaci zbliżone do znanych formuł z literatury dotyczącej tego zagadnienia [3, 4, 13, 14, 15, 16].

Porównanie postaci tych równań w oparciu o typowe wielkości fizykalne umożliwi wyjaśnienie pewnych zjawisk przyczynowo-skutkowych rządzących procesem filtracji próżniowej zawiesin mułów węglowych.

Uczyńmy w tym celu pewne teoretyczne założenia podobnie jak to zrobiono w pracy Leszczyńskiego [7], iż mamy do czynienia z filtracją idealną, tzn. zagęszczenie filtratu jest równe zero, a więc całość części stałych nadawy znajdzie się w osadzie filtracyjnym. Można więc napisać

$$V_n \cdot \beta_n = q_n = q_{pl}, \tag{3.72}$$

gdzie:

q_n - ilość części stałych w nadawie,

z drugiej zaś strony wiadomo, że zgodnie z równaniem (2.42)

$$V_n = \frac{\Delta p}{R}$$

a więc porównując stronami obydwa równania (3.72) i (3.8)

$$v_n \cdot \beta_n = \Delta p \cdot \beta_n \left(0{,}4\ n + \frac{60}{A_T\sqrt{i}}\right) \tag{3.73}$$

czyli

$$\frac{\Delta p}{R} \cdot \beta_n = \Delta p \cdot \beta_n \left(0{,}4\ n + \frac{60}{A_r\sqrt{1}}\right) \tag{3.74}$$

a po uproszczeniu

$$R = \frac{K_D}{K_D \cdot 0{,}4\ n + 60} = \frac{1}{0{,}4\ n + \frac{60}{K_D}} \cdot \tag{3.75}$$

Otrzymane więc w pracy równanie empiryczne (3.8) jest taką formą równania filtracji, gdzie odwrotność wyrażenia ujętego w nawiasie jest po prostu wielkością całkowitego oporu filtracji.

Analizując postać równania (3.75) widać, że opór filtracji jest zależny w pewnym stopniu od wskaźnika Dahlstroma. Wielkość maksymalnej prędkości obrotowej dobierana w badaniach wynosi 1,5 min^{-1}, a więc iloczyn 0,4n jest mniejszy przy tych założeniach od wartości 1, zatem wskaźnik Dahlstroma K_D jest w mianowniku pomniejszony przez iloczyn $K_D \cdot n \cdot 0{,}4$.

Na opór filtracji wpływa więc rodzaj materiału tworzącego zawiesinę, im zawiesina jest trudniej filtrowalna (wg kryterium Dahlstroma), tym większy jest opór filtracji.

Podstawmy w miejsce oporu filtracji R, w równaniu (3.75) jego zależność określającą wielkość tzw. oporu właściwego α, zgodnie z równaniem (2.41) otrzymamy wówczas

$$\frac{L}{A} \cdot \alpha = \frac{K_D}{K_D \cdot 0{,}4\ n + 60} \tag{3.76}$$

a dalej podstawiając za wielkość α równanie (2.32) otrzyma się zależność

$$\frac{L}{A} \cdot \frac{\mu}{K} = \frac{K_D}{K_D \cdot 0{,}4\ n + 60} \tag{3.77}$$

a po przekształceniu określoną wielkość tzw. współczynnika przepuszczalności K

$$K = \frac{L}{A} \cdot \mu \frac{K_D \cdot 0{,}4\ n + 60}{K_D} \tag{3.78}$$

- przepuszczalność jest więc tym większa, im mniejsza jest wartość wskaźnika Dahlstroma i tym większa, im szybsze są obroty tarcz (bębna) filtra; bowiem wówczas grubość osadu na płótnie filtracyjnym jest mniejsza. Powyższe tłumaczy więc mechanizm otrzymanych prawidłowości na wykresach ujmujących wpływ rodzaju materiału (rys. 3.3 i rys. 3.8) oraz wielkości obrotów (rys. 3.4 i rys. 3.9) na wydajność produktów procesu.

Przekształćmy powyższe równanie (3.78) do postaci

$$K = \frac{L}{A} \cdot \mu \frac{K_D \cdot 0{,}4 \cdot n + 60}{K_D} \cdot \frac{A}{A} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{(1 - \varepsilon)} \frac{\delta_s}{\delta_s} \qquad (3.79)$$

otrzymując

$$K = L \cdot A \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \delta_s \frac{\mu}{A^2 \cdot \delta_s (1 - \varepsilon)} (0{,}4\, n + \frac{60}{K_D}) \qquad (3.80)$$

a więc

$$K = q_{spl} \cdot \left\{ \frac{\mu}{A^2 \cdot \delta_s \cdot (1 - \varepsilon)} (0{,}4 \cdot n + \frac{60}{K_D}) \right\}. \qquad (3.81)$$

Przyjmując stałe techniczno-technologiczne warunki filtracji można przyjąć, że wyrażenie w nawiasie sześciennym jest wielkością stałą - P. Otrzymamy wówczas

$$K = q_{spl} \cdot P. \qquad (3.82)$$

Określa to nam prawidłowość; ilość uzyskanego na płótnie filtracyjnym osadu jest miernikiem przepuszczalności układu filtracyjnego - tu dla zawiesin węglowych.

Prawidłowość ta pokrywa się z badaniami prowadzonymi nad filtracją przez A. Trzaskę [68] i mimo iż praca A. Trzaski dotyczy filtracji gruntowej (zagęszczenia są minimalne, czas mierzy się w godzinach itp.) autor stwierdził (str. 12), że miarą przepuszczalności jest wielkość zakolmatowanej masy.

Filtracja próżniowa ciągła zawiesin węglowych jest w swej istocie różna od filtracji np. zawiesin o bardzo małych stężeniach na filtrach ziarnowych. Filtracja próżniowa ciągła ma charakter kinetyczny (przyrost warstwy osadu, obroty tarcz lub bębna filtra) w porównaniu np. do filtracji grawitacyjnej na filtrach ziarnowych, która ma charakter statyczny, gdzie zasadniczo zachodzi upychanie por warstwy filtracyjnej przez cząstki stałe, niekoniecznie związane z przyrostem warstwy osadu.

Podsumując powyższą analizę od strony wyjaśnień pewnych mechanizmów przyczynowo-skutkowych w świetle analizy fizykalnych parametrów procesu w oparciu o stwierdzone prawidłowości rządzące procesem przez innych badaczy, wykazano, że otrzymana formuła empiryczna (3.8) jest nową formą typowych równań procesu; w tym przypadku uzupełnioną postacią równania Darcy'ego z przeznaczeniem dla filtracji próżniowej mułów węglowych.

Rozpatrzmy teraz przebieg procesu w świetle ilości podanej do niego zawiesiny. Uczyńmy w tym celu, podobnie jak uprzednio, założenie, iż mamy do czynienia z filtracją idealną, tzn. filtrat jest czystą cieczą $\beta_f = 0$, zaś zawartość wilgoci w osadzie jest także równa zero.

Korzystając więc z równań (3.8) i (3.24) można napisać

$$v_n = 5.10^4 \frac{\Delta p}{\beta_n}\left(n + \frac{650}{K_D}\right) + \frac{\Delta p \cdot \beta_n\left(0{,}4\ n + \frac{60}{K_D}\right)}{\delta_s} \tag{3.33}$$

a więc

$$\frac{\Delta p}{R} = \frac{\Delta p \cdot \beta_n\left(0{,}4\ n + \frac{60}{K_D}\right)}{\delta_s} + 5.10^4 \frac{\Delta p}{\beta_n}\left(n + \frac{650}{K_D}\right) \tag{3.84}$$

$$\frac{\Delta p}{R} = \Delta p\left\{\frac{\beta_n}{\delta_s}\left(0{,}4\ n + \frac{60}{K_D}\right) + \frac{5.10^4}{\beta_n}\left(n + \frac{650}{K_D}\right)\right\}. \tag{3.85}$$

Widać więc ewidentny wpływ wprost wielkości różnicy ciśnień na zwiększenie wielkości przepływu, natomiast zagęszczenie nadawy β_n zależy już od tego, czy przepuszczalność ma być mierzona ilością filtratu, czy też ilością przyssanego osadu, co lepiej odpowiadałoby terminowi "chłonność", zatem:

filtrat ~ przepuszczalność
osad ~ chłonność.

W tej sytuacji miarą oporu filtracji jest wyrażenie w nawiasie klamrowym, a ściśle jego odwrotność, a więc:

$$\frac{1}{R} = \frac{\beta_n}{\delta_s}\left(0{,}4\ n + \frac{60}{K_D}\right) + \frac{5.10^4}{\beta_n}\left(n + \frac{650}{K_D}\right) \tag{3.86}$$

skąd

$$R = \frac{1}{\frac{\beta_n}{\delta_s}\left(0{,}4\ n + \frac{60}{K_D}\right) + \frac{5.10^4}{\beta_n}\left(n + \frac{650}{K_D}\right)}. \tag{3.87}$$

Analizując postać równania (3.87) widać, że wzrost zagęszczenia nadawy zwiększa chłonność, lecz zmniejsza przepuszczalność układu filtracyjnego.

Równanie (3.87) można napisać w prostszej postaci następująco:

$$R = \frac{1}{R_1 + R_2}, \tag{3.87a}$$

gdzie:

R_1 - tzw. specyficzny współczynnik oporu chłonności układu,
R_2 - tzw. specyficzny współczynnik oporu przepuszczalności układu.

Wynika stąd ciekawa prawidłowość, że istnieje pewne optymalne zagęszczenie nadawy β_n, dla którego wydajność procesu liczona ilością nadawy

jest maksymalna, tzn. takie zagęszczenie nadawy, dla którego wydajność osadu filtracyjnego z jednej strony oraz wydajność filtratu z drugiej strony są tak duże, że suma ich jest maksymalna.

Powyższe tłumaczy więc, dlaczego ze wzrostem zagęszczenia nadawy maleje wydajność filtratu - rys. 3.12 - (maleje specyficzny współczynnik oporu przepuszczalności) oraz tłumaczy, dlaczego ze wzrostem zagęszczenia nadawy rośnie wydajność osadu - rys. 3.6 - (rośnie specyficzny współczynnik oporu chłonności).

Należałoby jeszcze wyjaśnić problem mechanizmu zmian wydajności produktów od liczby obrotów tarcz (bębna) filtra. Jakkolwiek relacje przedstawione na wykresach (rys. 3.4 i rys. 3.10) wydają się być oczywiste, prześledźmy to jednak w relacjach przepuszczalności i oporu filtracji.

Z równania (3.87) widać, że im mniejsza liczba obrotów (grubszy osad), tym większy jest opór filtracji ciągłej próżniowej. Wiadome jest, że obroty pozostają w zależności czasowej od podcykli ssania, odwadniania i operacji pomocniczych w stosunku odwrotnym

$$n = \frac{1}{t_s + t_o + t_p}, \tag{3.88}$$

- gdzie decydujący jest czas tzw. efektywnej filtracji, a więc czas ssania t_s. Zakładając dla rozważań, że t_o i t_p są stałe, widać, że ze wzrostem czasu ssania rośnie opór całkowity filtracji - równanie (3.87) - maleje więc przepuszczalność K, zgodnie z równaniem (2.41).

Pozostał w końcu do rozpatrzenia mechanizm zjawisk przyczynowo-skutkowych zmian jakościowych produktów, a więc zawartość wilgoci w osadzie i zagęszczenia filtratu. Podzielmy w tym celu obie strony równania (3.39) przez wielkość oporu całkowitego filtracji

$$\frac{W}{R} = \frac{250}{\frac{\Delta p}{R} \cdot \beta_n} \left(\frac{1,5}{n} + \frac{K_D}{20} + 15\right) \tag{3.89}$$

a dalej wiedząc, że $v_n = \frac{\Delta p}{R}$, można napisać

$$\frac{W}{R} = \frac{250}{v_n \cdot \beta_n} \left(\frac{1,5}{n} + \frac{K_D}{20} + 15\right) \tag{3.90}$$

i ostatecznie

$$W = R \cdot \frac{250}{q_s} \cdot \left(\frac{1,5}{n} + \frac{K_D}{20} + 15\right) \tag{3.91}$$

a więc tym większa jest zawartość wilgoci w osadzie, im większy opór filtracji, zaś wpływ poszczególnych czynników procesu na opór został już powyżej wyjaśniony.

Jeżeli założymy ponownie filtrację idealną, co uprzednio uczyniono przy analizie produktów, tzn.

$$\beta_n \cdot V_n = L \cdot A \cdot (1 - \varepsilon) \tag{3.92}$$

a więc, że całość części stałych nadawy zatrzyma się jako osad na siatce filtracyjnej, wówczas równanie (3.49) można napisać w postaci

$$\beta_f = 10^{-4} \frac{L \cdot A \cdot (1 - \varepsilon)}{V_n \cdot \Delta p} (100\ n + K_D) \tag{3.93}$$

czyli

$$\beta_f = 10^{-4} \frac{q_s}{V_n \cdot \Delta p} (100\ n + K_D) \frac{\beta_n}{\beta_n} \tag{3.94}$$

i grupując czynniki

$$\beta_f = 10^{-4} \frac{\beta_n (100\ n + K_D)}{V_n \frac{\Delta p \cdot \beta_n}{q_s}} \tag{3.95}$$

a więc

$$\beta_f = 10^{-4} \frac{\beta_n (100\ n + K_D)}{V_n \cdot R} \tag{3.96}$$

co tłumaczy relacje określone na rys. 3.21 i rys. 3.22 oraz 3.23.

Istnieje jeszcze specyficzny problem wpływu przepuszczalności na opór filtracji, a w konsekwencji na zagęszczenie filtratu w powiązaniu ze wskaźnikiem Dahlstroma.

Opór filtracji R, jak wiadomo, jest tym mniejszy, im większa jest przepuszczalność, a właściwie powinno się mówić odwrotnie; duża przepuszczalność świadczy o małym oporze filtracji.

Opór filtracji jest tym większy, im większa jest lepkość zawiesiny, zaś lepkość zależy wprost od wskaźnika Dahlstroma, a więc im większa lepkość zawiesiny, tym większy opór filtracji, a tym samym wskazywałoby to , na mniejsze zagęszczenie filtratu.

Tymczasem relacja na rys. 3.20 wykazuje przebieg odwrotny. Jest to jednak wytłumaczalne, a przebieg ten jest tylko z pozoru anomalią.

Wiadome jest, że przepuszczalność K, zgodnie z równaniem (2.26) wyraża się relacją

$$K = \frac{d^2}{32} \cdot \frac{F_{Re}}{F_f},$$

gdzie d - średnica ziaren tworzących warstwę filtracyjną, która w przypadku analizowanej w niniejszej pracy filtracji ciągłej próżniowej może być potraktowana jako średnica zastępcza otworów siatki filtracyjnej. Im z większych ziarn d utworzona jest warstwa filtrująca, tym większa jej porowatość ε, a więc większa przepuszczalność K. Podobnie - im większe otwory siatki, tym przepuszczalność ich jest większa. Jeżeli teraz zauważymy, że wskaźnik Dahlstroma wyrażony równaniem $K_D = A\sqrt{i}$ jest funkcją ilości ziarn bardzo drobnych "i", o pewnej średnicy np. d' poniżej, 70 μm, to im stosunek $\frac{d}{d'}$ jest większy, tym większa jest przepuszczalność K, większa możliwość zmieszczenia się ziarenka zawiesiny w oczku siatki filtracyjnej, pomimo że wzrost wielkości K_D utrudnia przepływ, co wyraża się między innymi zmniejszeniem wydajności filtratu, utrudnia także na pewno przedostawanie się cząstek bardzo drobnych do filtratu, ale z drugiej strony właśnie fakt, że cząstki te są bardzo drobne, jest na tyle dominujący, że zwiększa się ich zagęszczenie w filtracie. Stwierdzono więc, iż wielkość wskaźnika Dahlstroma z jednej strony oraz wielkość ziarn bardzo drobnych z drugiej strony w stosunku do analizowanego procesu filtracji próżniowej ciągłej w funkcji zagęszczenia filtratu jako zmiennej zależnej procesu filtracji próżniowej ciągłej pozostają do siebie w pewnej sprzeczności.

Przepuszczalność ta odniesiona więc do zagęszczenia filtratu powinna być charakteryzowana np. proponowanym wskaźnikiem K'.

$$K' = \frac{(\frac{d}{d'})^2}{32} \cdot \frac{F_{Re}}{F_f} .$$

Podsumowując, wyłania się tu następujące spostrzeżenie o charakterze prawidłowości; zagęszczenie filtratu jest tym większe im mniejszy opór filtracji, a więc im większa jest przepuszczalność (obniżenie wskaźnika Dahlstroma) przy równoczesnym zwiększeniu ilości ziarn bardzo drobnych w nadanej do procesu zawiesinie (zwiększenie wskaźnika Dahlstroma).

Można tu także zauważyć, że sam wskaźnik Dahlstroma w tym przypadku dyskusji zagadnienia filtratu, dla tak szczegółowo prowadzonej analizy wyjaśnienia mechanizmu przebiegu procesu nie jest w pełni wystarczający.

Z przeprowadzonej w rozdziale (3.7) analizy widać, że proces filtracji próżniowej zawiesin jest nader skomplikowany, tym niemniej wydaje się, że poczynione tu próby wyjaśnień pewnych stwierdzonych zależności są dalszym krokiem w drodze do budowy skondensowanej teorii procesu.

Uważa się, że teoria taka będzie musiała potraktować części stałe zawiesiny nadanej do procesu filtracji a następnie uchwycone w formie osadu - jako pewien zbiór ziarn mineralnych i skorzystać w tym przypadku z pracy K. Sztaby [69], która w sposób szczegółowy analizuje geometryczne własności takich zbiorów, a które to własności wpływają na przepuszczalność i chłonność układu filtracyjnego.

3.2.8. Rachunek błędu wyznaczonych funkcji

Celem określenia dokładności aproksymacji funkcjami zbioru danych pomiarowych dla każdej empirycznej relacji końcowej obliczono przedział dokładności jej wyznaczenia biorąc pod uwagę każdą z wykonanych prób.

Przedział dokładności jest tutaj przedziałem ufności $\pm L$ dla każdej z badanych zmiennych zależnych procesu $y(q, v, w, \beta_f)$ względem wszystkich punktów pomiarowych odchylających się o Δy od odpowiadającym im wartościom określonym funkcją, przy danych zmiennych zależnych procesu ($x_1 = n$, $x_2 = K_D$, $x_3 = \Delta p$, $x_4 = \beta_n$).

Wyniki tych obliczeń dla poszczególnych relacji ujęto w tablicy 5, gdzie każdemu równaniu przypisana jest wielkość charakterystyczna, z jaką dokładnością równanie to wyznaczono w stosunku do pomiarów wykonanych na danym stanowisku w określonych warunkach.

Ponadto, oddzielnie wyznaczono przedziały ufności dla każdej z funkcji ujętych na wykresach 3.3, 3.4, 3.5, 3.6, 3.9, 3.10, 3.11, 3.12, 3.15, 3.16, 3.17, 3.20, 3.21, 3.22, 3.23, w stosunku do ich odchyleń od wszystkich punktów pomiarowych. Końcowe zestawienie wyników tych obliczeń przedstawiono w tablicy 6.

Statystyczne określenie dokładności aproksymacji względem danych pomiarowych jest coraz częściej stosowane w prowadzonych rachunkach dokładnościowych prac naukowych dotyczących tolerancji stosowania formuł empirycznych jako efektu końcowego tych prac.

Analiza zagadnienia rozwiązania problemu tolerancji dla funkcji w aspekcie określenia różniczki zupełnej, tzn. postaci równania końcowego dla odchyłki typu:

$$dy = \frac{\partial y}{\partial x_1} dx_1 + \frac{\partial y}{\partial x_2} dx_2 + \ldots\ldots \frac{\partial y}{\partial x_n} dx_n$$

wydaje się być tu zbędna i przesadna w stosowaniu, gdyż tak obliczana wielkość różniczki "dy" dotyczy jednego jedynego punktu pomiarowego dla danych założonych wartości $x_1, x_2 \ldots\ldots x_n$ i nie mówi o dokładności całej relacji.

Dlatego też stosowanie w tej sytuacji rachunku statystycznego opartego na prawdopodobieństwie i uwzględniającego czynnik przypadkowy (funkcja testowa) uważał autor za bardziej celowe i słuszne, czym tłumaczy jednocześnie system prowadzonych tu rachunków dokładnościowych.

Zestawienie wyników obliczeń dokładnościowych
dla wyznaczonych podstawowych formuł empirycznych

Lp.	Numeracja równania empirycznego wg pracy	Postać równania empirycznego otrzymanego w wyniku kolejnych aproksymacji	Suma kwadratów odchyleń wartości pomiarów od wartości funkcji	Przedział ufności $\pm L$ określający dokładności wyznaczenia funkcji[x)]	Średnie arytmetyczne odchylenie wartości pomiarów od wartości funkcji	Uwagi
1	2	3	4	5	6	7
	3 - 8	$q = \Delta p.\beta_n(0{,}4n + \frac{60}{A_r\sqrt{i}})$	3933,60	0,96 kg/m^2.h	5,57 kg/m^2.h	Mając na uwadze półtechniczną skalę doświadczeń można przyjąć, że formuły empiryczne wyznaczono z dużą dokładnością.
	3 -24	$V_f = 5.10^4 \frac{\Delta p}{\beta_n}(n + \frac{650}{A_r\sqrt{i}})$	878,65	0,46 dcm^3/m^2.h	4,29 dcm^3/m^2.h	
	3 -39	$W = \frac{250}{\Delta p\beta_n}(\frac{1{,}5}{n} + \frac{A_r\sqrt{i}}{20} + 1{,}5)$	26,82	0,09%	0,49%	
	3 -49	$\beta_f = 10^{-4}\frac{\beta_n}{\Delta p}(100n + A\sqrt{i})$	504,09	0,40 g/dcm^3	2,12 g/dcm^3	

x) Uwagi.

$\pm$ L - przedział ufności obliczony testem t - Studenta dla 95% poziomu pewności przy uwzględnieniu wszystkich pomiarów n, wykonanych w pracy dla liczby stopni swobody równej $\nu = n(n-1)$.

Tablica 6

Zestawienie obliczonych przedziałów ufności dla kolejnych przebiegów funkcji przedstawionych na poszczególnych wykresach

Lp.	Obliczone przedziały ufności dla kolejnych wykresów							
	wydajn. jedn. osadu		wydajn. jedn. filtratu		zaw. wilgoci w osadzie		zagęszczenie filtratu	
	nr rys.	przedział $kg/m^2 \cdot h$	nr rys.	przedział $dcm^3/m^2.h$	nr rys.	przedział %	nr rys.	przedział g/dcm^3
1	2.3	1,14	3.9	1,06	3.14	0,21	3.20	0, 74
2		1,12		2,83		0,23		0,91
3		2,16		1,67		0,15		0,33
4	3.4	2,20	3.10	7,58	3.15	0,19	3.21	0,56
5		1,35		1,10		0,18		0,91
6		1,67		1,79		0,06		0,86
7		1,72		1,26		0,31		1,27
8	3.5	4,93	3.11	2,35	3.16	0,23	3.22	1,04
9		6,53		2,07		0,66		1,60
10		1,25		1,58		0,20		1,54
11		3,84		1,14		0,14		0,63
12	3.6	5,07	3.12	2,40	3.17	0,32	3.23	0,48
13		2,32		1,53		0,26		1,34
14		1,20		1,46		0,24		0,67
15		1,69		1,08		0,10		0,47

3.2.9. Analiza wartości rezultatów pracy

Przedstawiona praca jako rozprawa habilitacyjna musi zawierać pewne określone wartości teoretyczne, badawcze i użytkowe, musi stanowić także pewne nowum co łącznie składa się na jej oryginalność jako czynnika najistotniejszego o czym pisze w swoich rozważaniach na ten temat J.Ciborowski [103]. W tym miejscu należałoby więc odpowiedzieć na pytanie i uzasadnić dlaczego autor tej pracy przedłożył ją jako pracę habilitacyjną, otóż;

a) W efekcie prowadzenia wielu badań przemysłowych a głównie laboratoryjnych w tym m.in. w ramach pracy doktorskiej i szeregu innych nie publikowanych badań rozpoznawczych udało się autorowi ustalić gradację istotności parametrów w oparciu o ustalone współczynniki regresji a tym samym odrzucić mniej istotne, dzięki czemu mógł podjąć się z powodzeniem opracowania prognozowania kompleksowo procesu w oparciu tylko o czynniki najważniejsze. Przykładowo w habilitacji nie zajmuje się takimi czynnikami jak twardość wody, temperatura, rodzaj siatki filtracyjnej itd. - a które to czynniki w uprzednich pracach analizował. Właśnie to częściowe ryzyko podjęte w oparciu o szczegółowe rozeznanie przebiegu procesu, a więc hipotezę świadomego i celowego odrzucenia czynników mniej istotnych jak i anomalii w przebiegu procesu, ale bez uszczerbku dla efektów końcowych pracy na co składało się łącznie 7 lat pracy w tym problemie - stanowi zdaniem autora o istotnej oryginalności pracy.

b) Znając typowe przebiegi oraz anomalie procesu filtracji próżniowej mułów węglowych potrafił autor ustalić odpowiednią funkcję aproksymującą z pominięciem w myśl założeń tej pracy mało istotnych zaburzeń. Innymi słowy zatrzymanie się na sprawach mniej ważnych dla uzyskania celu pracy mogłoby ten cel uczynić bardziej skomplikowanym, bardziej odległym, a może niemożliwym.

c) Dzięki temu, założone uproszczenia procesu nie rzutowały w konsekwencji na dokładność praktyczną otrzymanych relacji.

d) Zdaniem autora, tak dokładnych równań uniwersalnych dla substancji tak niejednorodnych jak muły węglowe nie stworzono jeszcze dla innych urządzeń techniki wodno-mułowej pracujących na zakładach przeróbki mechanicznej węgla.

e) Nie ma dotychczas w przeróbce mechanicznej kopalin dla obiegów wodno-mułowych opracowanych w ten sposób tzn. kompleksowo (nadawa, produkty - wydajność, jakość, efekt wzbogacania) układów równań, z których można obliczyć prosto, szybko i dość dokładnie przy pomocy łatwo mierzalnych, będących przedmiotem permanentnej analizy laboratoriów kopalnianych parametrów (skład ziarnowy, popiół zagęszczenie oraz obroty i ciśnienie odczytane bezpośrednio na filtrze) wyników prowadzenia procesu. Spotykane w literaturze równania (nie chodzi tu tylko o filtrację) są obwa-

rowane najczęściej szeregiem założeń, wskaźników asekuracyjnych itp. - co utrudnia ich stosowalność. Równania otrzymane w tej pracy habilitacyjnej są bardzo proste, co musi stanowić o ich wartości użytkowej. Tak skomplikowany teoretycznie proces, materiał niejednorodny, a można proces prosto prognozować.

f) W pracy ukazano i ustalono kryteria oraz wyjaśniono mechanizm procesu wzbogacania mułów przy filtracji - co może mieć istotne znaczenie w dyskusyjnych wariantach jej stosowania dla mułów węglowych w świetle cennika zbytu produktów mułowych. Dotychczas nikt tego nie opisał, nie wyjaśnił i nie wskazał na istotność zagadnienia.

g) Z teoretycznego punktu widzenia praca ta w rozdziale 3.2.7 wskazuje na szereg prawidłowości mogących mieć charakter stwierdzeń naukowych np.

- nowa forma równania Darcy dla filtracji ciągłej cyklicznej,
- ilość osadu na płótnie filtracyjnym jako miernik przepuszczalności,
- prawidłowość chłonności a przepuszczalności filtracji,
- prawidłowość dopływu zmian zagęszczeń nadawy na wzajemną zmianę chłonności i przepuszczalności,
- wyjaśnienie tzw. pozornej anomalii Dahlstroma

i inne.

Nikt tego dotychczas na przykładzie mułów węglowych nie opisał w ten sposób i nie wyjaśnił.

h) W rozdziale 2.1 stanowiącym wprowadzenie referatowo-kompilacyjne ujednolicono wyjątkowo różnorodną symbolikę w tym względzie co w gąszczu literaturowych danych było sprawą trudną a ponadto w pkt 2.1.1 pokazano sposób budowy podstawowych równań filtracji pod kątem ich wzajemnych korelacji i różnic. Dostępna literatura w tym względzie nie podaje takiego ujęcia problemu.

i) Autor uważa, że praca ta zgodna jest z aktualną tendencją kładzenia nacisku prac naukowych i badawczych w tym także rozpraw doktorskich i habilitacyjnych na możliwość ich praktycznej adaptacji, na efekty wdrożeniowe i użytkowe.

4. WNIOSKI

Z przeprowadzonej analizy otrzymanych wyników doświadczeń, nad filtracją próżniową ciągłą zawiesin mułów węglowych wynikają następujące ogólne wnioski:

1. Proces filtracji próżniowej zawiesin węglowych na filtrach próżniowych o działaniu ciągłym można ująć w formie równań empirycznych charakteryzujących wydajność i jakość produktów procesu.

2. Komplet równań zawartych w tablicy 4 stanowi matematyczny analityczno-empiryczny model procesu.

3. Stosunkowo wysoka dokładność otrzymanych wyników obliczeń w porównaniu z pomiarami praktycznymi, a także prosta postać równań, stwarzają możliwość zastosowania tych zależności w praktyce projektowej a w szczególności zależności na określenie potrzebnej powierzchni filtracyjnej, obliczonej ze względu na wydajność jednostkową osadu w obiegach wodno-mułowych płuczek węglowych na podstawie oceny niektórych parametrów nadawy i możliwości zmiany parametrów technicznych danego filtra próżniowego przewidzianego do pracy w układzie filtracyjnym.

4. W procesie filtracji próżniowej zawiesin mułów węglowych, jako towarzyszący, występuje także proces wzbogacania, który obniża zawartość popiołu w osadzie i podwyższa jego wartość opałową.

5. Wielkość efektu wzbogacania w procesie filtracji zależy od jakości mułu w nadawie i jest tym większa, im gorszy muł został nadany do procesu.

6. Efekt ekonomiczny występujący w procesie filtracji ze względu na wzbogacanie osadu należy uwzględnić w analizach ekonomicznych projektów zakładów przeróbki mechanicznej węgla w świetle cennika zbytu produktów mułowych.

7. Zawarte w tablicy 4 równania mogą znaleźć także zastosowanie do wykonywania przybliżonych bieżących analiz i obliczeń bilansu materiałowego węzła filtracji próżniowej mułów węglowych.

5. SPIS WAŻNIEJSZYCH SYMBOLI

A - powierzchnia filtracyjna, m^2

A_r - zawartość popiołu, %

A_{Nr} - zawartość popiołu w częściach stałych nadawy, %

A_{pL_r} - zawartość popiołu w częściach stałych osadu filtracyjnego %

a - stała w równaniu oporu osadu i prędkości filtracji, m^3/kG

α - opór właściwy filtracji, kG . s/m^4

$\alpha_{śr}$ - średni opór właściwy filtracji, kG . s/m^4

b - stała w równaniu oporu osadu i prędkości filtracji oraz w równaniu określającym związek między przepuszczalnością a ściśliwością warstwy osadu, kG

β - zagęszczenie zawiesiny, kG/m^3

β_n - zagęszczenie nadawy, kG/m^3

β_f - zagęszczenie filtratu, kG/m^3

C - stała w równaniu Rutha, m^3

C_{pl} - wartość opałowa części stałych osadu (placka filtracyjnego $\frac{kcal}{kg}$

C_N - wartość opałowa części stałych nadawy, kcal/kg

c_1, c_2, c_3, c_4 - stałe aproksymacji funkcji kolejnych przybliżeń, bzw

D_{cz} - średnica cząstek tworzących osad filtracyjny, m

d_z - średnica zastępcza kapilar, m

δ_s - gęstość części stałych zawiesiny, g/cm^3, t/m^3

δ - gęstość zawiesiny, g/cm^3, t/m^3

ϱ - ciężar właściwy zawiesiny, kG/cm^3

ϱ_s - ciężar właściwy części stałych, kG/m^3

δ_{sn} - gęstość części stałych nadawy, g/cm^3

δ_{sf} - gęstość części stałych filtratu, g/cm^3

ε - porowatość, bzw, %

η_{K_D} - sprawność odbioru osadu filtracyjnego w strefie wydmuchu i działania skrobaka, % lub bzw

η - sprawność odbioru filtratu, % lub bzw

η_B - współczynnik dokładności bilansu empirycznego, bzw

F_t - teoretyczna powierzchnia filtracyjna określona w niniejszej pracy równaniem empirycznych dla filtracji mułów węglowych, m^2

F_r - rzeczywista powierzchnia filtracyjna, m^2

F_{Re} - czynnik wprowadzony ze względu na D_{cz} do zmodyfikowanej liczby Reynoldsa, bzw

F_f - czynnik współczynnika oporów i porowatości, bzw

φ' - sferyczność, bzw

φ - koncentracja jako funkcja zagęszczenia i ciężaru właściwego części stałych, bzw

φ_n - koncentracja części stałych w nadawie, bzw

φ_f - koncentracja części stałych w filtracie, bzw

G - ciężar osadu kG

g - przyspieszenie ziemskie, 9,81 m/s^2

h - wysokość podnoszenia odpowiadająca stratom, m

i - ilość ziarn poniżej 70 μm w nadawie, %

K - przepuszczalność, m^2

K' - stała w równaniu Rutha, m^6/s

K_H - stała w równaniu Hermansa-Bredee, m^{-3}

K_D - współczynnik (wskaźnik, kryterium trudności filtrowalności mułowych zawiesin węglowych) Dahsltroma, bzw

k - stała Kozeny, bzw

L - długość kapilary odpowiadająca grubości osadu, m

λ - współczynnik oporu liniowego

μ - lepkość dynamiczna w układzie technicznym $kG.s/m^2$

n - stała w równaniu Hermansa-Bredee, bzw

n - liczba obrotów bębna lub tarcz filtra próżniowego o działaniu ciągłym, min^{-1}

Δp - różnica ciśnień w układzie (w przeglądzie literatury kG/m^2, w części pracy omawiającej badania własne at)

p - ogólne ciśnienie w układzie filtracji mułów tworzących osady ściśliwe - kG/m^2

Δp_o - spadek ciśnienia w osadzie, kG/m^2

Δp_s - spadek ciśnienia w siatce filtracyjnej, kG/m^2

Δp_{str} - spadek ciśnienia odpowiadający stratom, kG/m^2

R - opór całkowity filtracji, $kG.s/m^5$

R_H - stała w równaniu Hermansa-Bredee, s/m

R_e - liczba Reynoldsa, bzw

R_o - opór osadu na siatce filtracyjnej, $kG.s/m^5$

R_s - opór siatki filtracyjnej, $kG.s/m^5$

R'_e - zmodyfikowana liczba Reynoldsa, bzw

r - stała bezwymiarowa w równaniu na wielkość średniego oporu właściwego filtracji

r_1 - stała wymiarowa w równaniu na wielkość średniego oporu właściwego filtracji

s - ściśliwość osadu, bzw

t - całkowity czas filtracji i cyklu filtracyjnego, s

t_s - czas ssania (efektywny czas filtracji), s

t_o - czas odwadniania, s

t' - stała w równaniu oporu siatki, m^{-1}

t_p - czas czynności pomocniczych (wydmuch i działanie skrobaka) s

W - zawartość wilgoci w osadzie, %

U - prędkość pozorna filtracji (tzn. prędkość cieczy przez tzw. przekrój pusty), m/s

Q - całkowita ilość mułu wprowadzana do układu, kg/h

q - wydajność jednostkowa sucha osadu, $kg/m^2.h$

q_t - wydajność jednostkowa teoretyczna suchego osadu filtracyjnego, $kg/m^2.h$

q_r - wydajność jednostkowa rzeczywista suchego osadu filtracyjnego $kg/m^2.h$

q_c - wydajność jednostkowa całkowita mokrego osadu filtracyjnego $kg/m^2.h$

q_{wpl} - jednostkowa ilość wody w osadzie filtracyjnym $kg/m^2.h$

V - objętość zawiesiny, m^3

v_f - wydajność jednostkowa filtratu, $dcm^3/m^2.h$

v_n - wydajność jednostkowa nadawy, $dcm^3/m^2.h$

v_{fr} - rzeczywista wydajność jednostkowa filtratu, $dcm^3/m^2.h$

v_{wpl} - ilość objętościowa jednostkowa wody w osadzie filtracyjnym, $dcm^3/m^2.h$

v_{spl} - ilość objętościowa jednostkowa części stałych w osadzie filtracyjnym, $dcm^3/m^2.h$.

6. LITERATURA

[1] J. Sówka, J. Lisoń, T. Piecuch: Systematyka procesów i klasyfikacja maszyn przeróbczych. Biuletyn NOT Informacja Techniczno-Ekonomiczna Jaworznicko-Mikołowskiego Zjednoczenia P.W., marzec 1972 r. Z-373, s. 51-75.

[2] T. Troskolański: Hydromechanika. WNT Warszawa 1962 r. s. 351.

[3] G.G. Brown i inni. Praca zbiorowa. Inżynieria chemiczna. Operacja jednostkowa. W-wa, 1960 r. PWT s. 234-284.

[4] H.P. Grace: Resistance of compressibility of filter cakes.Chemical Engineering Progress. Part. I Nr 6 1953 r. 303-318.

[5] Wł. Krukowiecki: Przeróbka Mechaniczna rud, węgla, soli i innych kopalin. PWN Warszawa-Kraków 1970 r.

[6] T. Laskowski: Wzbogacanie kopalin w cieczach ciężkich. W.G-H Katowice 1958 r. s. 31-33.

[7] St. Leszczyński: Filtracja w przemyśle chemicznym. Warszawa 1958 r. PWT s. 7-39.

[8] F.M. Tiller: The role of porosity in filtration, Analitic Equations for Constans Rate filtration. Chemical Engineering Progress, Nr 6, 1955 r. 282-290.

[9] F.M. Tiller: Numerical methods for constant rate and constant pressure filtration based on Kozeny's low. Lamar State College of technology Beaumont Texas. Chemical Engineering Progress Nr 9 1953 r. s. 467-479.

[10] W.L. Ingmanson: Filtration resistance of compressible materials. Chemical Engineering Progress Nr 11. 1953 r. s. 577-581.

[11] J. Dohnal: Die mechanische engeschaften des filterkuchens und ihr Einfluss auf die Form der allgemeinen Filtergleichung. Chemische Technick Nr 5. 1968 r. s. 273-276.

[12] T. Piecuch: Problemy oceny jakości odfiltrowania osadów mułów węglowych na filtrach. Biuletyn NOT Informacja Techn.-Ekonom.Jaw.Mik.Z.P.W - 1973 r. Z. 4, s. 37-50.

[13] P. Le Lec: Variations de permeabilite des gateaux de filtration. Genie Chimique Nr 3. 1962 r. s. 61-83.

[14] K. Koppitz: Untersuchungen über die Anwendbarkeit der Filter theorie auf die Steinkohle - Filterarbeit. Teil 1. Aufbereitungs-Technik Nr9 1970 r. 523-530.

[15] K. Koppitz: Untersuchungen über die Anwendbarkeit der Filter theorie auf die Steinkohle - Filterarbeit. Teil 2 Aufbereitungs - Technik Nr 12, 1970 r. s. 731-743.

[16] H.P. Grace: Resistance of compressibility of filter cakes. Chemical Engineering Progress, Part II Nr 7, 1953 r. s. 367-377.

[17] Z. Ziółkowski: Inżynieria Chemiczna. Skrypt. Wrocław 1952 r.

[18] J. Ciborowski: Inżynieria Chemiczna. W-wa 1955 r. PWT.

[19] J. Ciborowski: Podstawy inżynierii chemicznej. Warszawa 1965 r. PWT Wyd. II s. 155-169.

[20] G.Q. Martin: Relate filtration to heat transfer. Chemical Engineering Progress. Nr 2 1960 r. 103-106.

[21] W.A. Żuzikow: O mietodach opriedielenija udielnego soprotiwlenija filtrowalnych osadow. Chimiczieskoje i Nieftianoje Maszinostrojenije 12/1965, s. 27-31.

[22] P.M. Hertjes: Industrial filtration. Departament of Chemical Engineering. Technical University Delf s. 254-259.

[23] P. Le Lec: Die Kompressibilitat der Filterkuchen und ihr Einfluss auf die Filtergleichungen. Chemische Technick. Nr 5 1968 r. s. 264-273.

[24] B. Ruth: Filtration. Ind. Engineering Chemical. 1964 r. s. 564.

[25] V.E. Gonsalves: Acritical investigation on the viscose filtration process. Recueil Trav. Chim. Pays - Bas Nr 7/8 1950 r. 873-895.

[26] P.M. Hertjes, H. Haas: Studies in filtration. Recueil Trav. Chim. Pays-Bas. Nr 6 1949 r. s. 361-382.

[27] P.N. Suchobrusow: Mietod opriedielenija optimalnowo reżima prosuczki osadka na filtrach. Chimiczieskoje i Nieftianoje Maszinostrojenije Nr 12 1965 r. s. 27-29.

[28] B. Fitch: Countercurrent filtration wasching. Chemical Engineering Progress. Nr 1, 1962 r. s. 119-124.

[29] W.A. Żużikow: Zakonomiernosti filtrowanija pri rozdieleniji rassłaiwajuszczichsja suspienzji na filtrze. Chimiczieskaja Promyszlennost. Nr 4 1960 r. s. 51-59.

[30] W.W. Strielcow: Raszczot optimalnowo rieżima raboty filtrow pieriodiczeskowo diejstwija. Chimiczieskaja Promyszliennost Nr 5 1955 r. s. 35-42.

[31] W.P. Sibirko: Raszczot optimalnowo rieżima raboty awtomaticzieskich filtrow i drugich filtrow pieriodiczieskowo diejstwija. Chimiczieskoje maszinostrojenije. Nr 2. 1961 r. s. 28-31.

[32] A.F. Orlicek: Les principes physiques de la filtration. Genie Chimique 1956 r. październik No 3, s. 65-74.

[33] T. Piecuch: Badania efektywności procesu filtracji mułów węgli surowych w świetle doświadczeń. Praca doktorska, czerwiec 1972 r. Biblioteka Główna Politechniki Śląskiej - Gliwice ul. Katowicka 2.

[34] J. Sówka, T. Piecuch: Stan badań teoretycznych i praktycznych nad procesem filtracji zawiesin. Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej Nr 403 - Seria Górnictwo Zeszyt Specjalny Inst. Przer. Kopalin. Rok Nauki Polskiej - 1974 r. Górnictwo - Z.60, s. 13-26.

[35] F.M. Tiller: Filtration theory today. Chemical Engineering Progress. Nr 6 1966 r. s. 151-162.

[36] E. Kulik: Charakterystyka wpływu najważniejszych czynników na proces filtracji. Praca dyplomowa magisterska, marzec 1972 r. Instytut Przeróbki Kopalin Politechniki Śląskiej - Gliwice.

[37] S.A. Miller: Filtration. Industrial and Engineering Chemistry. Nr 1 1955 r. s. 100-105.

[38] H.K. Suttle: Theoretical and practical adrances, atmospherie pollution problems, filter media, filters in unit processes e.t.s. Chemical Process Engineering Nr 2 1957 r. s. 59-62.

[39] H.K. Suttle: Filtration. Adrances in filtration in the theoretical and practical fields. Chemical Process Engineering. Nr 2 1960 r. 58-62.

[40] H.K. Suttle: Filtration. Chemical Process Engineering Nr 8 1962 r. s. 413-416.

[41] K.J. Ives: New concepts in filtration. Water and water Engineering Nr 8 1961 r. s. 361-374.

[42] J. Sówka, R. Sówka: Niektóre aspekty rozkładu zawartości wilgoci w placku na filtrze tarczowym. Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej Nr 21, rok 1967, s. 167-174.

[43] W.W. Nalimow, N.A. Czernowa: Statystyczne metody planowania doświadczeń ekstremalnych. WNT Warszawa 1967 r. s. 1-85.

[44] W. Oktaba: Elementy statystyki matematycznej i metodyka doświadczalnictwa. PWN Warszawa 1966 r. s. 239-254.

[45] W. Wolk: Statystyka stosowana dla inżynierów. Wydawnictwo Naukowo-techniczne. W-wa 1965 r. s. 96-110.

[46] W.N. Szochin, G.B. Niełych: Opriedielenije optimalnych paramietrow filtrsieparacji mietodam statisticzieskowo płanirowanija ekspierimienta. W.U.Z. Górny Żurnał 1968/10.

[47] J. Sówka, J. Lekki, R. Sówka: Określenie optymalnych parametrów mielenia w młynie kulowym na podstawie statystycznych metod planowania doświadczeń, Separator 1970/4.

[48] J. Sówka: Odwadnianie mułów węglowych na przesiewaczu o ruchu liniowym. Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej - Górnictwo Nr 335 s. 52-54.

[49] A. Battaglia: Odwadnianie produktów wzbogacania i obiegi wodne płuczek. Wyd. II. WGH Katowice 1963 r. s. 164-187.

[50] J. Sówka, T. Piecuch: Niektóre aspekty procesu filtracji zawiesin surowych mułów węglowych. Zeszyty Naukowe AGH nr 479 - Seria Górnictwo 66 - 1974 r.

[51] T. Piecuch: Próby analizy techniczno-ekonomicznej wybranych układów wodno-mułowych. Separator 2/1970, s. 30-37.

[52] T. Piecuch: Ocena wskaźników techniczno-ekonomicznych filtrów próżniowych. Separator 3/1970, s. 10-21.

[53] H. Rumpfeld: Besondere Problemy bei der Anwendung von Dreifiltern in der Aufbereitung. Aufbereintungs - Technik 11/1967.

[54] D.A. Dahlstrom: Theory and practice of filtration. Międzynarodowy Kongres Przeróbki Mechanicznej. Essen RFN - 1954 r.

[55] D.A. Dahlstrom; N. Nikolaus: Theory and practice of continuous pressure filtration. Chemical Engineering Progress, 3/1956, s. 87-93.

[56] Katalog Maszyn i Urządzeń Górniczych. PIOMA Fabryka Maszyn Górniczych im. Tadeusza Żarskiego w Piotrkowie Trybunalskim. Piotrków - lipiec 1966 r.

[57] R.S. Guter, B.W. Owczyński: Matematyczne opracowywania wyników doświadczeń. PWN Warszawa 1967 r. s. 151-185.

[58] S. Romanowski, W. Wrona: Matematyka wyższa dla studiów technicznych Część III PWN Warszawa, 1968 r. s. 59-66.

[59] Z. Nowak: Klasyfikacja hydrauliczna w obiegu wodno-mułowym i technologiczne kryterium jej stosowania. Zeszyty Naukowe Pol. Śl. Nr 288 Gliwice 1970 r. Praca habilitacyjna s. 14-16.

[60] J. Nawrocki: Analityczno-empiryczne określenie prędkości materiału na sicie dla różnych przesiewaczy z uwzględnieniem wilgoci, ciężaru właściwego i grubości warstwy. Zeszyty Naukowe Pol. Śl. Nr 148. Gliwice 1966 r. Praca habilitacyjna s. 15-17.

[61] T. Mielecki: Węgiel - Wiadomości o własnościach i badaniu. WGH K-ce 1962 r. s. 45-66.

[62] J. Minczewski: Analiza techniczna z ćwiczeniami. PWN - 1964 r. s.94--97.

[63] J. Sówka, J. Lisoń, T. Piecuch: Zbiór zadań z techniki wodno-mułowej Skrypt Pol. Śl. styczeń 1972 r.

[64] J. Sówka, T. Piecuch, R. Sówka: Empiryczne równanie na określenie wydajności jednostkowej poflotacyjnych odpadów miedziowych. Rudy i Metale Nieżelazne 1974/1 s. 21-25.

[65] J. Sówka, T. Piecuch, R. Sówka: Empiryczne równanie na określenie zawartości wilgoci w osadzie filtracyjnym poflotacyjnych odpadów miedziowych. Rudy i Metale Nieżelazne 1974/6 s. 311-315.

[66] Protokół z narady roboczej odbytej w dn. 29.VI.1973 r. w Instytucie Przeróbki Kopalin Pol. Śl. na temat użyteczności dla praktyki formuł empirycznych opisujących procesy odwadniania na zakładach przeróbczych. Biblioteka Instytutu Przeróbki Kopalin Pol. Śl. Gliwice, ul. Katowicka 2, pok. 242.

[67] T. Piecuch: Rachunek błędu analityczno-empirycznego modelu procesu filtracji próżniowej zawiesin mułów węglowych. Prace Instytutu Przeróbki Kopalin - lipiec 1973 r. Gliwice ul. Katowicka 2.

[68] A. Trzaska: O wpływie pewnych czynników na przebieg zjawiska kolmatacji. Zeszyty Naukowe AGH Górnictwo Z.40, Kraków 1971 r. s. 12.

[69] K. Sztaba: Niektóre własności geometryczne zbiorów ziarn mineralnych Zeszyty Naukowe AGH Nr 85 - seria Rozprawy - 25. 1964 r.

[70] J. Sówka, T. Piecuch, R. Sówka: Empiryczne równanie na określenie wydajności jednostkowej filtratu poflotacyjnych odpadów miedziowych. Zeszyty Naukowe AGH - Z. Nr 447 - Górnictwo 57, 1974 r.

[71] J. Sówka, T. Piecuch, R. Sówka: Empiryczne równanie na określenie zagęszczenia filtratu poflotacyjnych odpadów miedziowych. Inżynieria i Apart. Chem. Z. Nr 4-6/1974 s. 34-38.

[72] St. Wroński, J. Pluciński: Jednoczesne przenoszenie pędu i masy w płynach nie newtonowskich. Prace Inst. Inż. Chemicznej Pol.Warszawskiej 1974 r. T. III, nr 4.

[73] St. Wroński: Referat na Konferencji Naukowej Inż. i Aparatury Chemicznej PAN - Arturówek 1968 r.

[74] St. Wroński: Chem. Techn. 20, 507 (1968 r.).

[75] St. Wroński, K. Ptasiński, J. Siwiński: Badania filtracyjnego rozdzielania zawiesiny ciała stałego w cieczy nie newtonowskiej. Sprawozdanie Inst. Inż. Chem. Pol. Warszawskiej 1970 r.

[76] St. Wroński, K. Ptasiński, J. Siwiński: Badanie własności układów filtracyjnych złożonych z rozdrobnionego ciała stałego i cieczy nie newtonowskich. Prace Inst. Inż. Chem. Pol. Warszawskiej 1972 r. T. I, nr 4.

[77] St. Wroński, K. Ptasiński. J. Siwiński: Prace Inst. Chem. Pol. Warszawskiej 1, 371 (1972 r.).

[78] St. Wroński, K. Ptasiński, J. Siwiński: Chem.Techn. 25,273 (1973 r.).

[79] St. Wroński, L.K. Laskowski: Równanie filtracji izobarycznej układów tworzących osady o oporze właściwym zmiennym w czasie. Prace Inst. Inż. Chem. Pol. Warszawskiej. T. III, nr 1-2 (1974 r.).

[80] Batel W.: Vorausberechnung der Restfeuchtigkeit bei der mechanischen flussigkeitsbtrennung. Chem. Ing. Techn. Nr 8/8, 1955 r., s. 497-501.

[81] J. Blaschke: Wpływ parametrów sprężonego powietrza na skuteczność odrywania placka z tarczy filtru próżniowego. Kraków 1973 r.,praca doktorska AGH.

[82] J. Blaschke: Metody odrywania placka filtracyjnego w tarczowych filtrach próżniowych. Z. Nauk. AGH, nr 451, Górnictwo z. 81, s. 79-86.

[83] J. Sówka, T. Piecuch, R. Sówka, Fr. Szyszka: Opracowanie technologii procesu filtracji dla zawiesin popłuczkowych zakładu przeróbki mechanicznej kopalin węgla kamiennego. Mysłowice NB. 486/377, 1974 r.

[84] T. Piecuch, R. Sówka, A. Smyk: Filtracja próżniowa zawiesin poflotacyjnych odpadów miedziowych z użyciem flokulantów. Rudy i Metali Nieżelazne 1976/5.

[85] J. Nawrocki, T. Piecuch, R. Sówka: Badania nad zastosowaniem różnych siatek filtracyjnych w procesie filtracji próżniowej mułów poflotacyjnych odpadów miedziowych. Zeszyty Naukowe Pol. Śląskiej, w druku.

[86] K. Bednarczyk: Badania i studia nad przegrodami filtracyjnymi. O.B.R. Ce.Be.A., Kraków 1971 r., Sprawozdanie.

[87] J. Wieczorek: Suszenie osadów na filtrach parą przegraną. Praca dyplomowa AGH - 1971 r.

[88] J. Wieczorek, K. Bednarczyk: Zasady doboru filtrów i wirówek. Przemysł Chemiczny, 1974/12, s. 734-738.

[89] J. Wieczorek: Metody obniżania wilgotności w osadach filtracyjnych. Przemysł Chemiczny, 1975/1, s. 19-23.

[90] J. Wieczorek: Obniżenie wilgotności osadów filtracyjnych za pomocą pary. Z. Nauk. AGH, nr 341, Górnictwo - Z. 81.

[91] G. Burton: Referat wygłoszony na IV Międzynarodowym Kongresie Przeróbki Węgla w Harrogate - 1962 r.

[92] J. Rozhydalek: Chem. Techn. 20 (12), 1968 r.

[93] J. Pikoń, B. Sąsiadek: Filtr z wędrującymi nuczami. Inż. i Aparat. Chemiczna 5/1975.

[94] J. Machej, U. Trefler: Ocena przydatności stosowania prasy FRAKM do filtracji zawiesin zeolitu. Inż. i Ap. Chem. 1973/3, s. 9-14.

[95] J. Machej: Współczynniki przenoszenia skali dla filtrów obrotowych na podstawie badań zawiesin krzemionkowych i węglowych. Praca doktorska marzec 1975 r., Inst. Inżyn. Chemicznej Gliwice, Pol. Śl.

[96] J. Nawrocki, T. Piecuch, A. Szołtysek: Filtr próżniowy P-178 988.

[97] J. Nawrocki, T. Piecuch, A. Szołtysek: Filtr próżniowy P-854/71.

[98] J. Nawrocki, T. Piecuch, A. Szołtysek: Urządzenie do odbioru osadów filtracyjnych na filtrach próżniowych P-180073.

[99] J. Nawrocki, T. Piecuch, A. Szołtysek: Urządzenie do odbioru osadów filtracyjnych w filtrach próżniowych P-180075.

[100] J. Nawrocki, T. Piecuch, A. Szołtysek: Nowe konstrukcje filtrów próżniowych. Zeszyty Naukowe Pol. Śląskiej - w druku.

[101] T. Piecuch, A. Opiełka: Nowe konstrukcje pras filtracyjnych Rudy i Metale Nieżelazne 1976/8.

[102] T. Piecuch, A. Opiełka: Technologiczne badania prasy filtracyjnej typu ROW (w druku Zesz. Nauk. AGH).

[103] J. Ciborowski: Życie szkoły wyższej. Na temat habilitacji 1957 r.

[104] R. Lach: Badania nad elektroodwadnianiem mułów węglowych. Prace Głównego Instytutu Górnictwa Katowice. Komunikat nr 504, 1971 r.

[105] H. Rumpf, A.R. Gupte: Einflüsse der Porosität und Korngrössenverteilung im Widerstandsgesets der Poreuströnnung. Chemie-Ingenieur - Technick. 1971 r. H.6, s. 367-375.

[106] O. Molenis, M.H. Pahl, H. Rumpf: Die Porositatsfunktion in impirischen Gleichningen für den Durchströmiungs-wirderstand im Bereicht Re 1. Chemie - Ingenieur - Technik 1971 r. H. 6, s. 376-378.

[107] W.S. Kamiński, O.L. Bruk: Odwadnianie i wodno-mułowe gospodarki zakładów odwadniania węgla. Wzbogacanie węgla w ZSRR. Wydanie Piedra - Moskwa 1968 r.

[108] W.S. Kamiński i inni: Porównanie efektów filtracji pracy wirówek filtracyjnych filtrów różnych typów. Teoria i praktyka odwadniania drobnych węgli. Zbiór Prac Akademii Nauk ZSRR. Wydawnictwo Nauka - Moskwa 1966 r.

[109] J. Machej: Praktyczne wykorzystanie wyników badań filtracji. Inżynieria Chemiczna 1973 r., s. 10-15.

[110] J. Machej: Opór właściwy osadów ściśliwych - definicje i sposoby wyznaczania na drodze eksperymentalnej. Inżynieria Chemiczna 1973 r., z. 3, s. 557-568.

[111] J. Pikoń i inni: Atlas konstrukcji aparatury chemicznej. Wydanie II Pol. Śląska - Gliwice, rozdz. 5, 1975 r.

ANALITYCZNO-EMPIRYCZNY MODEL FILTRACJI PRÓŻNIOWEJ ZAWIESIN MUŁÓW WĘGLOWYCH

S t r e s z c z e n i e

W pracy przedstawiono teoretyczne podstawy procesu filtracji, traktując szczególnie problem przepływu i oporu, na podstawie budowy równań procesu między innymi Kozeny-Karmana, Poiseuille'a, Darcy, Ruta i Hermansa-Bredee, omówiono praktyczne aspekty ich zastosowania.

Przedmiotem oddzielnych doświadczeń w półtechnicznej skali był proces filtracji próżniowej ciągłej, prowadzony na bazie zmian podstawowych parametrów, wielkość których zmienia się w przedziałach możliwych do otrzymania w praktyce i uzasadnionych technologicznie:

- różnica ciśnień, Δp,
- liczba obrotów bębna filtra, n,
- zagęszczenie zawiesiny do procesu, β_n.

Do doświadczeń przyjęto zawiesiny mułowe z różnych polskich kopalń (zakł. przer. mech. węgla), które charakteryzuje wielkość zapopielenia ziarn poniżej 70 mikronów i procentowa zawartość tych ziarn w całej ilości ziarn zawiesiny, ujętych w formie kryterium Dahlstroma:

$$K_D = A_r \sqrt{i},$$

gdzie:

K_D - wskaźnik Dahlstroma,
A_r - zapopielenie ziarn poniżej 0,07 mm,
i - ilość ziarn poniżej 0,07 mm w zawiesinie podanej do procesu.

Do doświadczeń użyto siatki fosforo-brązowej znormalizowanej o otworach 0,3 mm mającej powszechne zastosowanie w polskich zakładach przeróbki mechanicznej węgla.

Częstość wahań mieszadła ustalono na podstawie serii doświadczeń wstępnych.

Rezultatem pracy jest opisanie równaniami podstawowych zmiennych zależnych procesu:

- wydajności jednostkowej suchego osadu filtracyjnego q_s, kg/m^2.h,
- zawartości wilgoci w osadzie W %,

- wydajności jednostkowej filtratu, V_f, $dcm^3/m^2.h$,
- zagęszczenia filtratu, β_f, g/dcm^3.

Ponadto rozpatruje się i opisuje równaniami efekt wzbogacania zachodzący jako proces towarzyszący procesowi filtracji.

Zestaw równań podanych w tablicy 4 przedstawia matematyczny analityczno-empiryczny model procesu filtracji próżniowej zawiesin mułów węglowych.

Uważa się, że te równania, a przede wszystkim formuła 3.11, mogą znaleźć praktyczne zastosowanie w pracach projektowych; weryfikacja równania prowadzona nie tylko przez autora pracy, lecz także przez przemysł, dała niewielkie odchyłki rezultatów pomiarów do obliczeń równaniem - średnio 10%.

W pracy omówiono także praktyczne aspekty możliwości odbioru osadu filtracyjnego z powierzchni filtracyjnej określając tzw. sprawność odbioru η_{K_D} w funkcji wskaźnika Dahlstroma (rys. 3.7). Wyjaśniono także niektóre mechanizmy przebiegu procesu w oparciu o otrzymane zależności.

АНАЛИТИЧЕСКО-ЭМПИРИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ВАКУУМНОЙ ФИЛЬТРАЦИИ ПУЛЬПА УГОЛЬНЫХ ИЛОВ

С о д е р ж а н и е

В работе обсуждаются теоретические основы процесса фильтрации, касающегося особенно проблем переплыва и сопротивления на фоне строения основных уравнений процесса, между другими по: Козени-Карману, Пуасиллию, Дарси, Руту и Германцу-Бредек, указаны практические аспекты их применения.

Предметом собственных исследований в политехническом масштабе является процесс вакумной беспрерывной фильтрации на фоне основных параметров, величина которых изменена в пределах возможных для получения в практике и мотированных технически:

- разница давлений, Δp
- количество вращений цилиндра фильтра, n,
- сгущение суспензий до процесса, β_n.

Для исследований приняты пловые пульпа из разных польских шахт, качество которых определено величиной запепеления в пределе пониже 0,07 мм и процентной вместимостью этого предела в суспензий, взятых в виде критерия Дальстрома

$$K_D = A_r \sqrt{i},$$

где:

K_D - указатель Дальстрома

A_r - запепеление в зерновом пределе пониже 0,07 мм

i - вместимость зёрн пониже 0,07 мм в суспензий до процесса.

Для исследований использована фосфоро-бронзовоя сетка нормолизованная отвертствиями в 0,3 мм имеющая всеобщее применение в польских предприятиях механической переработки угля.

Частота колебания балансира установлена на постоянном уровне после ряда вступительных попыток.

Результатом работы является определение уравнениями основных непостоянных зависимых процесса:

- единичной производительности сухого фильтрационного осадка q_s, $kg/m^2.h$
- вместимости влаги в осадке - W, %

- единичной производительности фильтрата - v_f, $dcm^3/m^2.h$
- сгущения фильтрата - β_f, g/dcm^3.

Кроме того рассматривается и описывается уравнениями эффект обогащения, возникающий как процесс сопутствующий при процессе фильтрации.

Состав уравнений данных в таблице 4 составляет математическую, аналитическо-эмпирическую модель процесса вакуумной фильтрации эмульсий угольных плов. Считается, что эти уравнения, а особенно формула 3.11, может найти практическое применение в проектных работах; проверка уравнения ведена не только автором работы, но и промышленностью, указала небольшие отклонения результатов померенных от исчисленных уравнением - средне около 10%.

В работе обсуждаются тоже практические аспекты возможности приёма фильтрационного осадка с фильтрационных поверхностей определяя так называемую исправность приёма η_{K_D} в функции указателя Дальстрома (рис. 3.7). Обясняются также типичные механизмы развития процесса.

Пополнение символов для пользования
таблицей 4

t_s - время всасывания,
t_o - время водоотлива,
t_p - время вспомагательных действий,
η_{K_D} - испрвность приёма осадка,
η - исправность приёма фильтрата,
η' - коэфициент резерва для сгущения фильтрата,
η_B - исправность баланса (ок. 0,92),
C_p - калоритность осадка,
A_{pl} - вместимость пепела постоянных частей осадка,
A_n - вместимость пепела постоянных частей суспензий до процесса,
C_n - калоритность.

ANALITIC-EMPIRICAL MODEL OF VACUUM FILTRATION OF COAL MUD SUSPENSIONS

S u m m a r y

Theoretical basis of filtration process dealing mainly with the subject of transmission and resistance in the light of the form of base equations of the process and others accord to Kozen'y-Carman, Poiseuille'a, Darcy, Rutha and Hermansa-Bredee were discussed. Practical aspects of their application were also shown.

The subject of the author's own experiment in semitechnical scale is the process of linear vacuum filtration in the light of the basic parameters of which the size were changed within the limitations possible to obtain in practice and technologically justifical:

- the difference of presures Δp, at,
- the number of rotation of filter trommel, n, min^{-1}
- condesation of the feed, β_n, g/dcm^3.

Mud suspensions of various Polish mines were inwestigated of which quality were determined by the size of ashing in the class below 0,07 mm and the amount of this class in the feed (in per cent), written by Dahlstroms criterion

$$K_D = A_r \sqrt{i},$$

where:

K_D - Dahlstrom s coefficient
A_r - ashing in the class of grains below 0,07 mm
i - amount of grains below 0,07 mm in the feed.

The phosphor-bronze standard grating has been taken widely used in Polish works of mechanical dressing of coal with the mesh of 0,3 mm. The frequency of oscillation of mixing device has been extablished on a constant level after the series of introcluctory trials.

The result of the work is finding the dependent variables of the process by basic equation

- usutary effectiveness of dry filtration calce - q_s, $kf/m^2.h$
- the amount of moisture in calce - W, %

- unitary efficiency of the filtrate - v_f. $dcm^3/m^2.h$
- condensation of the filtrate - β_f dcm^3.

Moreover, certain equations describing effect of concentration taking place as accompaning reaction in filtration process were found.

The set of equations contained in Fig. 4 become mathematic-emperical model of vaccum filtration process of coal mud suspensions. It seems that these equations, especially 3-11 formulae, may find practical application in project works; verification of the equation has been done not only by the author of this work but in industry where certain small differences were found - about 10% per average.

In the paper certain practical aspects of possibility of the filtration sediment reception from filtration surface were discussed stating so called reception efficiency η_{K_D} in Dahlstrom coeficient function (see picture 3.7). Typical mechanismus of the process were also explained.

Some additional explanations for using
Table 4

t_s - time of aspiration, s
t_o - time of unwatering, s
t_p - time of side - activities
η_{K_D} - reception efficiency of the filtrate, bzw
η' - reservoir coefficient for filtrate condensation
η_B - efficiency of balance (0,92)
C_n - calories of the feed
C_{pl} - calories of the cake
A_{pl} - the amount of ash solid particles of the cake
A_n - the amount of ash solid particles of the feed.

ZESZYTY NAUKOWE POLITECHNIKI ŚLĄSKIEJ

ukazują się w następujących seriach:

A. AUTOMATYKA
B. BUDOWNICTWO
Ch. CHEMIA
E. ELEKTRYKA
En. ENERGETYKA
G. GÓRNICTWO
H. HUTNICTWO
IS. INŻYNIERIA SANITARNA
JO. JĘZYKI OBCE
MF. MATEMATYKA-FIZYKA
M. MECHANIKA
NS. NAUKI SPOŁECZNE
O. ORGANIZACJA

Dotychczas ukazały się następujące zeszyty serii G:

Górnictwo z. 1, 1956 r., s. 134, zł 20,—
Górnictwo z. 2, 1959 r., s. 96, zł 17,10
Górnictwo z. 3, 1961 r., s. 130, zł 21,—
Górnictwo z. 4, 1962 r., s. 134, zł 10,95
Górnictwo z. 5, 1963 r., s. 158, zł 11,90
Górnictwo z. 6, 1963 r., s. 154, zł 8,50
Górnictwo z. 7, 1963 r., s. 129, zł 6,80
Górnictwo z. 8, 1964 r., s. 175, zł 10,20
Górnictwo z. 9, 1964 r., s. 133, zł 10,50
Górnictwo z. 10, 1964 r., s. 157, zł 8,75
Górnictwo z. 11, 1964 r., s. 221, zł 13,10
Górnictwo z. 12, 1964 r., s. 304, zł 15,20
Górnictwo z. 13, 1965 r., s. 145, zł 8,40
Górnictwo z. 14, 1965 r., s. 78, zł 5,—
Górnictwo z. 15, 1966 r., s. 79, zł 5,—
Górnictwo z. 16, 1966 r., s. 91, zł 7,—
Górnictwo z. 17, 1966 r., s. 113, zł 8,—
Górnictwo z. 18, 1966 r., s. 291, zł 16,—
Górnictwo z. 19, 1966 r., s. 150, zł 11,—
Górnictwo z. 20, 1966 r., s. 84, zł 5,—
Górnictwo z. 21, 1967 r., s. 270, zł 17,—
Górnictwo z. 22, 1967 r., s. 196, zł 12,—
Górnictwo z. 23, 1967 r., s. 69, zł 4,—
Górnictwo z. 25, 1967 r., s. 96, zł 5,—
Górnictwo z. 26, 1968 r., s. 137, zł 10,—
Górnictwo z. 27, 1967 r., s. 378, zł 24,—
Górnictwo z. 28, 1968 r., s. 185, zł 11,—
Górnictwo z. 29, 1968 r., s. 161, zł 9,—
Górnictwo z. 30, 1968 r., s. 237, zł 14,—
Górnictwo z. 31, 1968 r., s. 119, zł 8,—
Górnictwo z. 32, 1968 r., s. 97, zł 6,—
Górnictwo z. 33, 1968 r., s. 113, zł 6,—
Górnictwo z. 34, 1968 r., s. 111, zł 7,—
Górnictwo z. 25, 1968 r., s. 143.
Górnictwo z. 36, 1969 r., s. 243. zł 13,50
Górnictwo z. 37, 1969 r., s. 234, zł 14,—
Górnictwo z. 38, 1969 r., s. 167, zł 10,—
Górnictwo z. 39, 1969 r., s. 76, zł 4,50
Górnictwo z. 40, 1969 r., s. 107, zł 7,—
Górnictwo z. 41, 1969 r., s. 642, zł 42,—
Górnictwo z. 42, 1970 r., s. 84, zł 5,—
Górnictwo z. 43, 1970 r., s. 58, zł 5,—
Gornictwo z. 44. 1971 r., s. 199, zł 16,50
Górnictwo z. 45, 1971 r., s. 73, zł 5,—
Górnictwo z. 46, 1971 r., s. 63, zł 4,50
Górnitcwo z. 47, 1971 r., s. 67, zł 6,—
Górnictwo z. 48, 1972 r., s. 198, zł 15,—
Górnictwo z. 49, 1972 r., s. 206, zł 16,—
Górnictwo z. 50, 1971 r., s. 148, zł 10,—
Górnictwo z. 51, 1972 r., s. 60, zł 5,—
Górnictwo z. 52, 1972 r., s. 526, zł 39,—
Górnictwo z. 53, 1972 r., s. 140, zł 9,—
Górnictwo z. 54, 1973 r., s. 172, zł 12,—
Górnictwo z. 55, 1973 r.. s. 210, zł 15,—
Górnictwo z. 57, 1973 r., s. 64, zł 5,—
Górnictwo z. 58, 1974 r., s. 178, zł 13,—
Górnictwo z. 59, 1974 r., s. 357, zł
Górnictwo z. 60, 1974 r., s. 103, zł 11,—
Górnictwo z. 61, 1975 r., s. 191, zł 20,—
Górnictwo z. 62, 1975 r., s. 194, zł 21,—
Górnictwo z. 63, 1974 r., s 94, zł 10,—
Górnictwo z. 64, 1974 r., s. 161, zł 15,—
Górnictwo z. 65, 1975 r., s. 97, zł 10,—
Górnictwo z. 66, 1975 r., s. 68, zł 5,—
Górnictwo z. 67, 1975 r., s. 97, zł 10,—

BIBLIOTEKA GŁÓWNA
Politechniki Śląskiej
P 3352/76/67a