GÓRNICTWO 267

TADEUSZ PIECUCH

P. 3352 /75

ANALITYCZNO–EMPIRYCZNY MODEL PROCESU Filtracji próżniowej zawiesin Mułów węglowych

POLITECHNIKA ŚLĄSKA ZESZYT NAUKOWY Nr 434 – GLIWICE 1975

POLITECHNIKA ŚLĄSKA

ZESZYTY NAUKOWE Nr 434

TADEUSZ PIECUCH

P. 3352/75

ANALITYCZNO-EMPIRYCZNY MODEL PROCESU Filtracji próżniowej zawiesin Mułów węglowych

GLIWICE 1975

REDAKTOR NACZELNY ZESZYTÓW NAUKOWYCH POLITECHNIKI ŚLĄSKIEJ

Iwo Pollo

REDAKTOR DZIAŁU

Mirosław Chudek

SEKRETARZ REDAKCJI

Anna Błażkiewicz

Dział Wydawnictw Politechniki Śląskiej Gliwice, ul. Kujawska 2

 Nakl. 80+170
 Ark. wyd. 6,12
 Ark. druk. 6
 Papier offset. kl. III, 70x100, 80 g

 Oddano do druku 17.8. 1974
 Podpis. do druku 10 12 1974
 Druk zakończ. w lutym 1975

 Zam. 355 74/75 H23
 Cena zł 10,-

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

PJ-90/75

SPIS TRESCI

- C	+	22	
÷	v	Τ.	

26

1.	WSTEP	5
2.	STUDIUM TEORETYCZNE PROCESU FILTRACJI	7
	2.1. Analiza teoretyczna sposobu budowy podstawowych równań fil- tracji	7
	2.2. Zagadnienie oporu filtracji	13
	2.3. Ogólne różniczkowe równanie filtracji	17
	2.4. Filtracja pod stałym ciśnieniem	18
	2.5. Filtracja przy stałym przepływie	19
	2.6. Niektóre aspekty teorii i praktyki technologii procesu fil- tracji ze szczególnym uwzglednieniem filtracji zewiesin mu-	
	łów węglowych	20
3.	BADANTA WEACHE	26

3. RADANTA WEACHE

R	-	-	a	+	a
ъ	.I."	Т.	28		-

Strona	jest	ma być	5	
8. 15 równ. 2-39	$\alpha = \frac{\mu p^2}{b}$	$\alpha = \frac{\mu p^8}{b}$	4	
s. 81 tabl. 5 kol. 6	8,66	2,12	56	
<pre>8. 88 literat. [31]</pre>	W.P.Sibirska	W.P.Sibirko	7	
[31]	No1 of the birder broke			

SPIS TRESCI

1.	WSTĘ	P		5		
2.	STUDIUM TEORETYCZNE PROCESU FILTRACJI					
	2.1.	Analiza tracji	a teoretyczna sposobu budowy podstawowych równań fil-	7		
	2.2.	Zagadni	lenie oporu filtracji	13		
	2.3.	Ogólne	różniczkowe równanie filtracji	17		
	2.4.	Filtra	cja pod stałym ciśnieniem	18		
	2.5.	Filtra	cja przy stałym przepływie	19		
	2.6.	Niektón tracji łów węg	re aspekty teorii i praktyki technologii procesu fil- ze szczególnym uwzględnieniem filtracji zewiesin mu- glowych	20		
3.	BADA	NIA WŁAS	SNE	26		
~	3.1.	Technil	ca prowadzenia pomiarów	26		
	3.2.	Analiza	a wyników			
		3.2.1.	Empiryczne równanie na określenie wydajności jednost- kowej osadu	29		
		3.2.2.	Empiryczne równania na określenie wydajności jednost- kowej filtratu	40		
		3.2.3.	Empiryczne równanie na określenie zawartości wilgo- ci w osadzie filtracyjnym	47		
		3.2.4.	Empiryczne równanie na określenie zagęszczenia fil- tratu	56		
		3.2.5.	Empiryczne równanie bilansowe	63		
		3.2.6.	Technologiczny aspekt wzbogacania osadu w czasie filt tracji	67		
		3.2.7.	Przyczynowo-skutkowe aspekty mechanizmu stwierdzo- nych zależności	73		
		3.2.8.	Rachunek błędu wyznaczonych funkcji	80		
4.	WNIO	SKI		83		
5.	SPIS	WAŻNIE	JSZYCH SYMBOLI	84		
6.	LITE	RATURA		87		

. .

	+
	and the second s
	the second
	*

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 mogacych 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.

1. WSTEP

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 merytoryczna 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).

2. STUDIUM TEORETYCZNE PROCESU FILTRACJI

2.1. 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).

Załóżny, że ze zbioru krzywoliniowych kapilar osadu filtracyjnego wybrano tylko jedną kapilarą, 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

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

gdzie:

λ - współczynnik tarcia oporu liniowego, bzw,

L - długość kapilary, m,

d, - 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

$$R_{e} = \frac{D_{eg} \cdot u \cdot \delta}{\mu} = \frac{D_{eg} \cdot u \cdot \varrho}{\mu \cdot g}, \qquad (2.2)$$

gdzie: *

8 - gęstość zawiesiny, 5,

- $g = ciężar właściwy zawiesiny, \frac{kG}{m}$
- u prędkość pozorna (tzn. prędkość cieczy przez tzw. przekrój pusty), m.,
- μ lepkość dynamiczna, kG.s.

D___ średnica cząstek tworzących osad filtracyjny, m.

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

Jeżeli liczba Reynoldsa jest większa od wartości liczbowej 800, mamy do czynienia z ruchem burzliwym - tzw. obszar Rittingera-Newtona.

Jeżeli liczba Reynoldsa należy do przedziału 0,6 - 800, to mówimy o tzw. obszarze przejściowym, a zatem możliwy jest każdy ruch - tzw. obszar Allena.

Jeżeli natomiast liczba Reynoldsa ma wartość poniżej 0,6 (1,0) many do czynienia z ruchem laminarnym - tzw. obszar Stokesa.



Liczba Reynold sa Re -----

Rys. 2.1. Zależność współczynnika oporu od liczby Reynoldsa (dla 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 wołne przestrzenie osadu (pory), które zależą m.in. od wielkości tzw. porowatości warstwy \mathcal{E} , średnicy cząstek tworzących osad D_{cz}, sferyczności φ orientacji, szorstkości itp.

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

$$\mathbf{R}'_{e} = \frac{\mathbf{D}_{cz} \cdot \mathbf{u} \cdot \mathbf{\hat{o}} \cdot \mathbf{F}_{R_{e}}}{\mu} - \frac{\mathbf{D}_{cz} \cdot \mathbf{u} \cdot \boldsymbol{\varrho} \cdot \mathbf{F}_{R_{e}}}{\mu \cdot \boldsymbol{g}}, \qquad (2.3)$$

gdzie:

PR. - tzw. współczynnik liczby Reynoldsa, bzw. 8 Różnica ciśnień działająca w układzie Ap, 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

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

a więc

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

$$\Delta p_{str} = \frac{L}{d} \cdot \frac{u^2}{2g} \cdot \varrho = \frac{L}{d} \cdot h_{str} \cdot \varrho \cdot \qquad (2.6)$$

Analizę teoretyczną procesu filtracji można też rozpocząć wychodząc z równania Bernoulliego (2.4)

 $H = h + \frac{\Delta p}{Q} + \frac{u^2}{2g}$ (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:

$$-\frac{\Delta p}{g} = \frac{u^2}{2g}$$
(2.8)

a więc

$$-\Delta p = \frac{u^2 \cdot Q}{2g} = \frac{u^2 \cdot \delta}{2} \cdot$$
 (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

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

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

$$P_{f} = \frac{(1-E)^{2}}{E^{3}} \cdot \phi^{2}, \qquad (2.11)$$

gdzie:

E - porowatość osadu, bzw,

Q- sferyczność, bzw.

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

$$-\Delta p = \lambda \frac{L}{d} \frac{u^2 \cdot Q}{2g} \cdot \frac{(1-\delta)^2}{\epsilon^3} \cdot \phi^2. \qquad (2.12)$$

Do równania (2.12) można też wprowadzić zmodyfikowaną liczcę 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

$$-\Delta p = \lambda \frac{L}{d} \frac{u^2}{2g} \cdot \frac{Q}{D_{cz}} \cdot \frac{F_{R_0} \cdot \mu}{D_{cz} \cdot F_{R_0} \cdot \mu} \cdot \frac{(1-g)^2}{g^2} \cdot \phi^2. \quad (2.13)$$

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

$$-\Delta p = \frac{d \cdot u \cdot gF_{R_{0}}}{\mu \cdot g} \cdot \frac{\lambda \cdot L \cdot u \cdot \mu}{2 d^{2} \cdot F_{R_{0}}} \frac{(1-g)^{2}}{\varepsilon^{3}} \cdot \varphi^{2} \quad (2.14)$$

a więc ostatecznie równanie

$$-\Delta p = R_{p}^{3} \cdot \frac{L \cdot u \cdot \mu}{2 d^{2} \cdot P_{R_{p}}} \cdot \frac{(1-8)^{2}}{\epsilon^{3}} \cdot \varphi^{2} \qquad (2.15)$$

tzw. ogólne równanie spadku ciśnienia w warstwie osadu. Przekształćmy postać równania (2.15) do formy

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

a następnie

$$u = \frac{1}{\frac{R_{\theta}^{2} \lambda}{2d^{2} \cdot F_{R_{\theta}}}} \cdot \frac{\Delta p}{L \cdot \mu} \cdot \frac{\epsilon^{3}}{(1 - \epsilon)^{2}} \cdot \frac{1}{\varphi^{2}}$$
(2.17)

i podstawiając za przyjęte wielkości stałe nową stałą zastępczą

$$\frac{R_{e}^{3} \lambda}{2d^{2} \cdot F_{R_{e}}} = k$$
 (2.18)

otrzyma się wyrażenie

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

$$\lambda = \frac{64}{R_{\odot}}$$
(2.20)

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

$$-\Delta p = \frac{64}{R_g} \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{u^2 \cdot Q}{2g} \cdot \frac{(1-e)^2}{e^3} \cdot \rho^2 \qquad (2.21)$$

- a następnie podstawiając do równania (2.21) wielkość R_e wg równania (2.3)

$$-\Delta p = \frac{64}{d \cdot u \cdot \delta \cdot R_{p_0}} \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{u^2 \cdot Q}{2g} \frac{(1-g)^2}{g^3} \cdot \rho^2 \quad (2.22)$$

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

$$-\Delta p = \frac{\mu_{64}}{d \cdot u \cdot \delta} \cdot \frac{F_{f}}{F_{R_{e}}} \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{u^2 \cdot Q}{2g} \qquad (2.23)$$

a następnie

$$-\Delta p = \frac{32 \cdot \mu \cdot u \cdot QL}{d^2 \cdot \frac{Q}{g} \cdot g} \cdot \frac{F_f}{F_R} = \frac{32 \cdot L \cdot \mu \cdot u}{d^2} \cdot \frac{F_f}{F_R} \cdot (2.24)$$

Równanie (2.24) jest częściej spotykane w literaturze w postaci

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

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

Ponieważ można teraz założyć, że d jest stałe, zaś wielkości Fr. FR. i wartość 32 to też stałe, a więc

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

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].

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

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

$$\lambda = \frac{400}{R_{e}}$$
 (2.29)

12

a więc

$$-\Delta p = \frac{200 \cdot L \cdot \mu \cdot u}{d^2} \cdot \frac{P_f}{P_R}$$
(2.30)

i stała przepuszczalności w tym przypadku jest równa

$$K = \frac{d^2}{400} \cdot \frac{F_{R_{\theta}}}{F_{\theta}}$$
 (2.31)

co nie zmienia efektu końcowego wyprowadzenie 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 - Stokesa $R_e = f(\lambda)$.

2.2. 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

$$\frac{\mu}{k} = \alpha$$
,

(2.32)

gdzie:

a - to tzw. opór właściwy filtracji, KG.s.

Opór właściwy warstwy [7] jest to opór, jaki stawia warstwa filtrująca o grubości 1 m i powierzchni 1 m². 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 określeny wg następujących relacji [22]

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

lub

$$\alpha_{\rm sr}^{\prime} = \alpha_1 \, (1 + r_1 \cdot \Delta p), \qquad (2.34)$$

gdzie:

r - stała bezwymiarowa, r₁ ci₁- stałe wymiarowe.

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

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

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

$$V = -\frac{\Delta p}{ct} \cdot \frac{A}{L} \cdot (2.36)$$

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]

$$K = \frac{b}{p^8}$$
, (2.37)

gdzie:

b - stała charakterystyczna, kG,

s - współczynnik ściśliwości, bzw,

p - ciśnienie, kG/m²,

lub też według relacji [8]

$$\frac{(1-E)^2}{E^3} = k \cdot p^8.$$
 (2.38)

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

$$\alpha = \frac{\mu \cdot p^2}{b} \cdot (2.39)$$

Równanie (2.36) można zaś sprowadzić do postaci następującej

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

gdzie wielkość

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

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

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

Na opór całkowity warstwy R składa się opór oszdu 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

$$V = \frac{\Delta p}{R_0 + R_g} \cong \frac{\Delta p_0}{R_0} + \frac{\Delta p_g}{R_g}, \qquad (2.43)$$

gdzie:

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

$$R_o = op \delta r$$
 osadu na siatce, $\frac{kG.s}{m^5}$.

Opór siatki R, określa się wg empirycznej zależności

$$R_{g} = t' \frac{L}{4}$$
 (2.44)

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

$$R_{o} = ct \cdot \frac{dL}{A} = \frac{(B \cdot D^{B})}{D} \cdot \frac{dL}{A}, \qquad (2.45)$$

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 - R jako bardzo mały można napisać, żer

$$\frac{dv}{dt_s} = \frac{-\Delta p_o}{R_o}, \qquad (2.46)$$

gdzier

V - objętość zawiesiny, m³,

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

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

$$\frac{\Delta \mathbf{p}_{0}}{R_{0}} = \frac{-\mathrm{d}\mathbf{p} \cdot \mathbf{b} \cdot \mathbf{A}}{\boldsymbol{\mu} \cdot \mathbf{p}^{B} \cdot \mathrm{d}\mathbf{L}}, \qquad (2.47)$$

gdzie:

-dp - różniczka spadku ciśnień w osadzie.

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

$$\int_0^L \frac{\Delta p_0}{R_0} dL = \int_{\Delta p_0}^0 \frac{-A \cdot b}{\mu \cdot p^6} dp \qquad (2.48)$$

wówczas po rozwiązaniu całki i uproszczeniu otrzyma się zależność następujaca

$$R_{o} = \frac{(1-s)}{b} \cdot \mu \cdot \Delta p_{o} \frac{s}{\lambda}, \qquad (2.49)$$

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

Miektórzy 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

$$\mathbf{G} = \boldsymbol{\beta}_{\mathbf{n}} \cdot \boldsymbol{\nabla}, \qquad (2.50)$$

gdzie:

G - ilość osadu, kG,

P_n - zagęszczenie nadawy, kG/m³, V - objętość nadawy, m³.

Ilość części stałych osadu można też obliczyć z równania

$$G = L \cdot A \cdot (1 - 8) \cdot \rho_n$$
, (2.51)

gdzie:

 $\varphi_{\rm g}$ - ciężar właściwy części stałych osadu, $\frac{\rm kG}{\rm c}$.

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

$$\beta_n \cdot V = L \cdot A \cdot (1 - \epsilon) \cdot Q_g \cdot (2,52)$$

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

$$\frac{L}{A} = \frac{\beta_{n}}{(1-8) \cdot \rho_{s}} \frac{v}{A^{2}}$$
(2.53)

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

$$R_{o} = \frac{(1-B)}{b} \cdot \mu \cdot \Delta p_{o}^{B} \frac{\beta_{n}}{(1-E) \cdot \varphi_{B}} \cdot \frac{\Psi}{\Lambda^{2}}$$
(2.54)

- a po uporządkowaniu czynników

$$R_{o} = \frac{(1-s)}{b(1-s)\varrho_{s}} \cdot \mu \cdot \Delta p_{o}^{s} \cdot \beta_{2} \cdot \frac{v}{A^{2}}$$
(2.55)

i traktując wyrażenie w nawiasie jako stałą - a,

$$R_{o} = a \cdot \mu \cdot \Delta p_{o}^{B} \cdot \beta_{n} \cdot \frac{\nabla}{A^{2}}$$
(2.56)

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

2.3. 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

$$\frac{d\Psi}{dt_{g}} = \frac{\Delta p}{a \cdot \mu \cdot \Delta p^{g} \cdot \frac{\Psi}{A^{2}} + t^{2} \frac{\mu}{A}}$$
(2.57)

17

i grupując odpowiednie czynniki

$$\frac{dV}{dt_{g}} = \frac{\Delta p}{\mu \frac{1}{\lambda} (a \cdot \beta_{n} \Delta p_{o}^{s} \frac{V}{\lambda} + t')}$$

zatem

$$\frac{dv}{dt_s} = \frac{\Delta p \cdot A}{\mu(a \cdot \beta_n \Delta p_o^s \frac{v}{A} + t')}$$

a więc ostatecznie

$$\frac{dV}{dt_{n}A} = \frac{\Delta p}{\mu(a \cdot \Delta p_{0}^{B} \beta_{n} \cdot \frac{V}{A} + t')}$$
(2.58)

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

2.4. Filtracja pod stałym ciśnieniem

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

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

$$\int \mu(a \Delta p^{B} \beta_{n} \cdot \frac{\Psi}{X} + t') d\Psi = \int \Delta p \cdot A \cdot t_{B} \qquad (2.59)$$

po scałkowaniu

$$\mu(a \cdot \beta_n \cdot \Delta p^8 \cdot \frac{V^2}{2A} + t^3 V) = \Delta p \cdot A \cdot t_g . \qquad (2.60)$$

Mnożąc obydwie strony równania (2.60) przez wielkość powierzchni filtracyjnej

$$v^2 \cdot \mu \cdot a \cdot \beta_n \cdot \Delta p^a \cdot \frac{1}{2} + v \cdot \mu \cdot t^a \cdot \Lambda = t_a \cdot \Delta p \cdot \Lambda^2$$
 (2.61)

1 grupując czynniki równania, jak następuje

$$v^{2} + v \cdot \frac{\mu \cdot t^{\prime} \Lambda \cdot 2}{\mu \cdot a \cdot \beta_{n} \Delta p^{0}} = t_{a} \frac{2 \cdot \Lambda^{2} \cdot \Delta p}{\mu \cdot a \cdot \beta_{n} \cdot \Delta p^{0}}$$
(2.62)

18

można przyjąć następujące stałe

$$C = \frac{2 \cdot \cdot \cdot A}{a \cdot \beta_n \cdot \Delta p^2}$$
(2.63)

oraz

$$\mathbf{x}' = \frac{2 \cdot A^2 \cdot \Delta \mathbf{p}^{1-8}}{\mu \cdot \mathbf{a} \cdot \beta_{n}} \cdot$$
(2.64)

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

$$V^2 + 2 V C = K' \cdot t_a$$
 (2.65)

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

2.5. 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

$$\mathbf{v} \cdot \nabla (\mathbf{a} \cdot \Delta \mathbf{p}_{\mathbf{o}}^{\mathbf{S}} \cdot \beta_{\mathbf{n}} \cdot \frac{\nabla}{A} + \mathbf{t}') = \Delta \mathbf{p} \cdot \mathbf{t}_{\mathbf{S}} \cdot A \qquad (2.66)$$

a po przekształceniu

$$\Delta p = \frac{\mu \cdot a \cdot \beta_n \cdot \nabla^2 \cdot \Delta p^B}{t_B \cdot A^2} + \mu \cdot t \frac{\nabla}{A \cdot t_B} \cdot (2.67)$$

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

$$\Delta p = \mu \cdot a \cdot \frac{v^2}{A^2 \cdot t_g} + \mu \cdot t' \frac{v}{A \cdot t_g} \cdot$$
(2.68)

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

2.6. <u>Niektóre aspekty teorii i praktyki technologii procesu filtracii.</u> ze szczególnym uwzględnieniem zawiesin węglowych

Prowadzone powyżej teoretyczne rozważania na temat procesu filtracji nie wyczerpują wszystkich znanych możliwości ich wyprowadzenia, analizy i interpretacji. Znane są rzadziej spotykane w literaturze równania filtracji jak np. równanie Hermansa-Bredee [25, 26] ujęte wg zależności

$$\frac{dR_{\rm H}}{dV} = K_{\rm H} \cdot R_{\rm H}^{\rm m}, \qquad (2.69)$$

gdzie:

R_H - opór filtracji w czasie t (wg definicji 1/u, gdzie u to szybkość filtracji w czasie t),

K_H,n - stałe dla danego procesu filtracji,

na bazie którego P.H. Hertjes [26] wyjaśnie swoją teorię blokowanie por znaną też jako teoria mostów [34].

Równanie (2.69) ma zastosowanie tylko dla małych zagęszczeń poniżej 1 g/dcm³, a więc jest mniej istotne dla zawiesin mułów węglowych.

Jest rzeczą charakterystyczną, że prawie wszystkie ww. prace podstawowe teoretyczne analizują proces filtracji ograniczejąc się do czasu ssania. W warunkach praktyki na proces filtracji składa się także czas osuszania osadu [27, 28] oraz czas jego zdejmowania z maszyny filtracyjnej.

Filtracja pewnej stałej objętości zawiesiny może być też rozpatrywana w sposób stadialny; obniżanie się poziomu zawiesiny w wannie filtra, tworzenie warstwy wody sklarowanej, tworzenie się warstwy zawiesiny o niezmienionym stężeniu i warstwy zawiesiny o stężeniu wyższym od stężenia nadawy do procesu oraz powstanie warstwy osadu filtracyjnego.Taką filtrację rozpatrywał W.A. Źużikow [29], opisując proces zależnościami empirycznymi.

Z ważniejszych prac o znaczeniu bardziej praktycznym, w których podjęto z kolei próbę opisu filtracji cyklicznej równaniem, należą m.in. prace Strielcowa [30], W.P. Sibirki [31], A.F. Orliceka [32] i T. Piecucha [33].

Niektóre jednak zależności opisujące proces budzą pewne wątpliwości co do poprawności ich wyprowadzenia i interpretacji [30, 31], a inne nie są na tyle dokładne, by móc je stosować bez uprzedniego wyznaczenia pewnych stałych charakterystycznych współczynników [33].

Analizę i ocenę m.in. tych prac zawarto w przeglądowej publikacji na temat aktualnego stanu badań teoretycznych i praktycznych nad procesem [34].

Znamienna jest ocena wszelkich teoretycznych interpretacji procesu filtracji przez wielu autorów – wybitnych teoretyków i praktyków [10, 22, 23, 24, 32, 35, 39], która uogólniając mówi, że teoria jest w dalszvm ciągu niedoskonała i daleka od praktyki. W literaturze światowej [26, 27, 38, 39, 40, 41], a także polskiej [33, 34] ukazały się prace informujące o aktualnym stanie badań wraz z ich oceną w zakresie filtracji. Z analizy tych teoretycznych prac oraz przeglądu wielu literaturowych danych wynika, że prace te dotyczą głównie filtracji prowadzonej w przemyśle chemicznym i tylko nieliczne próby przeprowadzono nad weryfikacją teorii filtracji na materiale węglowym [14, 15, 36].

Praktyczna weryfikacja [36] przekształconej formy równania Darcy[7] nie wykazała jej dostatecznej dokładności i przydatności dla praktyki, przez co potwierdziła spostrzeżenia wielu autorów o niedoskonałości teorii procesu [10. 16, 22, 23, 24, 32, 35, 39].

Istotne prace dla praktyki filtracji mułów węglowych są prowadzone od kilku lat w Instytucie Przeróbki Kopalin Politechniki Śląskiej [1, 12, 33, 34, 42, 48, 50, 51, 52].

Na proces filtracji wpływa wiele czynników zmiennych [42]. Gradacja najważniejszych czynników zmiennych niezależnych procesu filtracji mułów węglowych wykonana w oparciu o analizę regresji [43, 44, 45, 46, 47] przedstawia się następująco według malejącej istotności [33, 48]:

- zagęszczenie początkowe nadawy,
- różnica ciśnień w układzie,
- czas ssania i czas odwadniania (analogia do liczby obrotów w przypadku filtracji ciągłej),
- ilość ziarn bardzo drobnych poniżej 100 (70) µm.

Ważnym parametrem dla filtracji ciągłej jest liczba wahnięć mieszadła, na co zwracają uwagę badacze C.O. B.P.W. i U.K. Separator, Cz. Kozłowski i E. Romańczyk w swych planowych pracach wykonywanych dla przemysłu.Parametr ten jest istotny tylko dla danego egzemplarza maszyny filtracyjnej i powinien być dobrany w granicach optymalnych.

Jak dotychczas jedynym wydaniem książkowym w Polsce poświęconym w całości operacjom techniki wodno-mułowej, do których należy proces filtracji jest praca A. Battaglii [49].

Większość filtrów próżniowych działa przy różnicy ciśnień 0,4 - 0,6 kG/cm². Maksymalna wielkość ziarn występujących w zawiesinie nie powinna przekraczać 2 mm, a średnica przeważającej części ziarn powinna wynosić poniżej 1 mm. Siatki filtracyjne tkane są najczęściej z drutu fosforo-brązowego o otworach od 0,1 do 0,3 mm.

Do badań laboratoryjnych A. Battaglia proponuje użycie prostego urządzenia pozwalającego odtworzyć w przybliżeniu warunki filtracji przemysłowej.

Kierując się schematem urządzenia przedstawionego w pracy A. Battaglii w pracowniach techniki wodno-mułowej Instytutu Przeróbki Kopalin Pol. Śl. wykonano udoskonaloną wersję tego zestawu z automatyczną regulacją podciśnienia. Doświadczenia wykonane na tym urządzeniu pozwoliły na ustalenie optymalnych warunków filtracji dla niektórych zawiesin mułów surowych węgli energetycznych [50], a ponadto ukazały przebiegi zmian zależności głównych parametrów wpływających na wydajność i jakość procesu.Niektóre z nich przedstawiono na rysunkach 2.2, 2.3, 2.4 1 2.5.



Rys. 2.2. Wpływ różnicy ciśnień Δp, na zmianę wydajności jednostkowej osadu filtracyjnego q



Rys. 2.3. Wpływ czasu ssania t_s, na zmianę wydajności jednostkowej osadu filtracyjnego q



Rys. 2.4. Wpływ różnicy ciśnień Ap, na zmianę zawartości wilgoci w osadzie filtracyjnym W



Rys. 2.5. Wpływ czasu odwadniania t_o, na zmianę zawartości wilgoci w osadzie filtracyjnym W

Badania prowadzone na różnych zawiesinach mułowych wykazały, że większość zawiesin w procesie filtracji (ok. 80%) ma przebiegi zmian parametrów jak dla krzywej B. Przebiegi nietypowe, jak dla krzywej A lub C, wynikają ze zmian struktury niektórych osadów w czasie trwania procesu i zostały już wyjaśnione [33, 50].

Techniczno-ekonomiczne warunki pracy obiegów wodno-mułowych określa się zazwyczaj z uwzględnieniem węzła filtracji [51], a ponadto analiza teczniczno-ekonomiczna pracy filtrów próżniowych jest prowadzona też oddzielnie w oderwaniu od układu obiegu wodno-mułowego [52]. W badaniach takich uwzględnia się własności technologiczne nadawy, parametry techniczne filtra oraz koszty inwestycyjne i eksploatacyjne urządzeń filtracyjnych.

Wśród zagranicznych prac nad praktyką filtracji zawiesin mułów węglowych na uwagę zasługuje publikacja Rumpfelta [53], który wskazuje m.in. istotność mieszania zawiesiny w wannie filtra, równomiernego zasilania maszyn filtracyjnych oraz ujemnego wpływu iłów w nadawie do procesu.

Za wskaźnik zawartości iłów w mule uważać można ilość popiołu w najdrobniejszych klasach ziarnowych. Z analiz zawartości popiołu wynika, że w zdecydowanej większości przypadków klasa ziarnowa poniżej 0,1 mm to substancja silnie zapopielona, co pozwala przypuszczać, że stanowią ją najczęściej łatwo ścieralne i rozmywalne iły [50, 52].

Znana i często stosowana do identyfikacji zailenia zawiesiny wielkość, tzw. wskaźnik Dahlstroma [54, 55], pozwala określić stopień trudności filtrowalności nadawy

$$K_{\rm D} = A_{\rm r} \sqrt{i}, \qquad (2.70)$$

gdzie:

i - udział klasy poniżej 0,07 mm w nadawie, %,

A_r - zapopielenie klasy poniżej 0,07 mm w nadawie, %.

W oparciu o wskaźnik Dahlstroma przyjmuje się następującą szacunkową ocenę dla

KD - 100	-	nadawa	łatwo fi	Lltrowe	lna.
K _D , 100-200	-	nadawa	średnio	filtro	Walna.
K _D , 200-300	-	nedawa	trudno f	litrow	alna.
$K_{\rm D} > 300$	-	nadawa	bardzo t	rudno	filtrowalna

Charakter nadawy na filtry wpływa zatem bezpośrednio na proces filtracji zarówno pod względem ilościowym jak i jakościowym.

Analizując równanie Dahlstroma można stwierdzić, że wskaźnik ten charakteryzuje jakość nadawy. Badania wykazały [42, 52, 50], że jest on dobrany trafnie i można go przyjąć jako jedną ze zmiennych niezależnych procesu. Należy w tym miejscu zaznaczyć, że znalezienie odpowiednich kryteriów oceny trudności filtrowalności dla innych zawiesin np. rudnych [64, 65, 70, 71] wydaje się być nieodzownym warunkiem dla zuniwersalizowania niektórych zależności opisujących proces a wynikających z prowadzenia doświadczeń na jednym rodzaju zawiesiny.

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 perametrów 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 m². Prod. NRD

I - filtr bębnowy komorowy o pow. 0,3 m², II - koryto ze ślimakiem odbie-rające osad, III - mieszalnik, IV - mieszalnik z przelewem, V - pompa mu-łowa, VI - zbiornik prózniowy, VII - pompa filtratu, VIII - pompa próźnio-wa, IX - zbiornik wody dla pompy powietrznej, X - zawór zmniejszający ci-Wa, 1X - zbiornik wody dla pompy powietrznej, X - zawór zmniejszający ci-śnienie, 1-2 przewody mułowe, 3 przelew, 4 przewód ssawny, 5 przewód fil-tratu, 6 przewód tłoczny pompy próżniowej, 7 przewód powietrzny nadciśnie-nie z zaworem berpieczeństwa, 8 przewód nadciśnienia, 9 przewód wody czy-stej, 10 miejsce pobierania prób filtratu, 11 przewód wyrównawczy powie-tra, 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 m², o działaniu ciągłym, przy kącie ssania 105⁰.

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 Ap w przedziale 0,4-0,8 at,

- zagęszczenia nadawy β_n w przedziale 400-600 g/dcm³,

- 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/m²h),

- zawartość wilgoci w osadzie, W (%),
- wydajność jednostkową filtratu, v (dcm³/m²h),
- zagęszczenie filtratu β_{p} , (g/dcm³), (kg/m³).

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 (z z) 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 wykaząno 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 doświadczeniech 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

$$y = \frac{y_1 + y_2 + \dots + y_n}{n} = \frac{\sum_{n=1}^{n} y_n}{n}$$

Aby ocenić dokładność przeprowadzonych doświadczeń w tablicach wyników (ujętych tylko w pełnym tekście pracy) podano wielkość przedziału ufności [±]L. W tym celu obliczano kolejno sumę kwadratów odchyleń nS² 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 nS² było konieczne aby określić przedział ufności [±]L, wg równania

$$\stackrel{+}{=} L = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{nS^2}{n(n-1)}},$$

gdzie:

t_α - oznacza α -procentowų (tu 5-procentowų) wartość, którų odczytuje się z tablic t - Studenta przy poziomie istotności 95% i V= 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 wę glowych 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.

3.2.1. 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:

$$q_{t} = c_{1} \cdot n + \frac{c_{2}}{R_{D}}$$
 (3.1)

a następnie wyznaczono wielkości współczynników stałych c1 i c2.



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

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

$$c_1 \cdot n + \frac{c_2}{K_D} = C = const$$
 (3.2)

aproksymując otrzymane na wykresie 3.5 zależności funkcją typu

$$q_{\pm} = C \frac{\Delta p}{c_3}.$$
 (3.3)

Następnie wyznaczono wielkość współczynnika stałego c₃. W konsekwencji otrzymano zależności o postaci

$$q_{t} = (c_{1} \cdot n + \frac{c_{2}}{K_{D}}) \cdot \frac{\Delta p}{c_{3}},$$
 (3.4)

gdzie wszystkie współczynniki stałe c1, c2 i c3 były wyznaczone.

31



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

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



Rys. 3.5. Wpływ różnicy ciśnień ∆p, na zmianą wydajności jednostkowej suchego osadu filtracyjnego q_g



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

$$q_t = C \cdot \frac{\beta_n}{\sigma_4}$$
 (3.6)

a następnie wyznaczyć wielkość współczynnika stałego c₄. Otrzymano więc ostatecznie zależność o postaci

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

która po uproszczeniu i podstawieniu za stałe wielkości c₁, c₂, c₃ i c₄ odpowiednich wartości liczbowych dała następującą zależność

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

a podstawiając równanie (2.70) do równania (3.8)

¢

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

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

$$\mathbf{F}_{t} = \frac{\mathbf{Q}}{\mathbf{q}_{t}}, \qquad (3.9)$$

gdzie:

Q - całkowita ilość mułu wprowadzana do układu filtracyjnego kg/h, a po podstawieniu równania (3.8a) do (3.9)

$$F_{t} = \frac{Q}{\Delta p \cdot \beta_{n}(0, 4 \cdot n + \frac{50}{A_{p}})}$$
 (3.9a)

Celem potwierdzenia praktycznej przydatności zaproponowanego równania wykonano pomiary w warunkach przemysłowych w ośmiu zakładach przerobki 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

-										and the second second second	
Lp.	Zawie- sina muło- wa	Zawar- tość ziarn pon. 70 μm	Zapo- piele- nie ziarn pon. 70 μm	Wiel- kość podciś- nienia na fil- trze	Liczba obro- tów w cza- sie	Zagę- szcze- nie nadawy	Wydaj- ność jed- nostko- wa obli- czona	Wydaj- ność jed- nostko- wa po- mie- rzona	Różnica wyników wagowa	Różnica wyników procen- towa	Wskaźnik Dahlstroma
	symbol	%	A,%	Δp,at	n,min ⁻¹	β _n g/dcm ³	q _t ,kg/m ² h	q _p ,kg/m ² h	Δq,kg/m ² h	Δq,%	₿
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	σ	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	Е	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
											S MILES

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

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 sprawńości odbioru osadu $\mathbf{K}_{\mathrm{D}} = f(\mathbf{K}_{\mathrm{D}})$ 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 ⁷_{KD} i podstawiając do równania określającego rzeczywistą wydajność jednostkową^x)

$$q_r = q_t \cdot \eta_{K_D}$$
(3.10)

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

$$q_r = \Delta p \cdot \beta_n \cdot (0, 4 n + \frac{60}{A_r \sqrt{1}}) \cdot \gamma_{K_D}$$
 (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/m², a wynik otrzymamy w kg/m²s. Równanie przyjmuje zatem po pewnych uproszczeniach postać:

$$q_r = \frac{\Delta p \cdot \beta_n}{144\ 072\ \cdot\ 10^2} \left(n + \frac{2.5}{A_p}\right) \cdot \nabla_{K_D},$$
 (3.11b)

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





gdzie:

 q_r - wyd. jedn. suchego osadu filtracyjnego, kg/m²s, Δp - różnica ciśnień, N/m², n - liczba obrotów. S⁻¹.

Równanie wg relacji (3.11b) nie jest jednak wygodne w stosowaniu. Jednostka ciśnienia N/m² jest bowiem bardzo mała

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

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

Konieczna rzeczywista powierzchnia filtracyjna będzie równa

$$\mathbf{F}_{\mathbf{r}} = \frac{\mathbf{Q}}{\mathbf{q}_{\mathbf{r}}}$$
(3.12)

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

$$F_{r} = \frac{Q}{\Delta p \cdot \beta_{n} (0, 4 \cdot n + \frac{60}{\Lambda_{n} \sqrt{1}}) \gamma_{K_{D}}} .$$
(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, 1, A oraz β_n występujących w badaniach jako zmienne niezależne.

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

$$\beta = 1000 \varphi \cdot \delta_{\mu} \tag{3.14}$$

przy czym, jak wiadomo [49]

$$\varphi = \frac{\nabla_{B}}{\nabla}$$
(3.15)

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

$$q_r = \Delta p \cdot \beta_n \cdot \delta_g \cdot 10^3 (0.4 n + \frac{60}{4 \cdot \sqrt{1}}) \cdot \gamma_{K_D}$$
 (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_g , 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. 3.8.0trzymana 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. 3.9. Wpływ wskaźnika Dahlstroma K_n, na zmianę wydajności jednostkowej filtratu v.

Tak otrzymane zależności aproksymowano funkcją typu:

$$v_{f} = c_{1} \cdot n + \frac{c_{2}}{K_{D}}$$
 (3.17)

14

a następnie wyznaczono wielkości współczynników stałych^X) c₁. c₂.

^{*)}Współczynników stałych c1,c2... itd. nie należy utożsamiać z podobnymi stalonymi w rozdziałe poprzednim 3.2.1, jak w rozdziałach nastepnych, tzn. 3.2.3 i 3.2.4, są to odrębne stałe charakterystyczne dla kolejnych etapów aproksymacji otrzymywane w trakcie budowy ostatecznej postaci koncowego równania dla kolejnych określanych zmiennych zależnych procesu w rozdz. 3.2.1, 3.2.2, 3.2.3, i 3.2.4 niniejszej pracy.





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 zakłóciżoby w sposób zasadniczy liniowy charakter przebiegu tej funkcji.



Można więc obliczyć i przyjąć

$$c_1 \cdot n + \frac{c_2}{k_D} = C = const$$
 (3.18)

- aproksymując otrzymane na wykresie 3.11 zależności funkcją typu

$$\mathbf{v}_{\mathbf{f}} = \mathbf{C} \cdot \frac{\Delta \mathbf{p}}{\mathbf{e}_3} \cdot \tag{3.19}$$

Następnie wyznaczono wielkość współczynnika stałego c₃, i w konsekwencji otrzymano zależność o postaci

$$v_{f} = (c_{1} \cdot n + \frac{c_{2}}{K_{D}}) \frac{\Delta p}{c_{3}},$$
 (3.20)

- gdzie wszystkie współczynniki stałe c1, c2 i c3 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 P^o krzywej hiperbolicznej.

Można więc obliczyć i przyjąć

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

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

$$v_{f} = 0 \cdot \frac{c_{4}}{p_{n}}$$
 (3.22)

a następnie wyznaczyć wielkość współczynnika stałego c₄. Otrzymano zależność o postaci

$$v_{f} = (c_{1}n + \frac{c_{2}}{k_{D}}) \frac{\Delta p}{c_{3}} \frac{c_{4}}{\beta_{n}},$$
 (3.23)

która po uproszczeniu i podstawieniu za stałe wielkości c₁, c₂, c₃ i c₄ odpowiednich wartości liczbowych dała następującą zależność

$$v_f = 5 \cdot 10^4 \frac{\Delta p}{A_{\rm D}} \left(n + \frac{650}{K_{\rm D}} \right)$$
 (3.24)

a po podstawieniu równania (2.70) do (3.24)

$$v_{f} = 5 \cdot 10^{4} \frac{\Delta p}{\beta_{n}} \left(n + \frac{650}{\lambda_{r} \sqrt{3}}\right) \cdot (3.24s)$$



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

Wówczas po pewnych uproszczeniach równanie przyjmie postać:

$$v_{f} = 1445 \cdot 10^{-7} \frac{\Delta p}{\beta_{11}} (6n + \frac{65}{A_{p}\sqrt{1}})$$
 (3.24b)

gdzie:

Ap - różnica ciśnień, N/m,

n - liczba obrotów, s,

v. - wydajność jednostkowa filtratu, dcm³/m²s.

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)

$$F_{t} = \frac{V}{5.10^{4} \frac{\Delta p}{\beta_{n}} \left(n + \frac{650}{A_{n}}\right)}$$
(3.26)

Praktycznie w zakładzie przeróbki węgla nie ma jednak możliwości przeprowadzenia weryfikacji równania na określenie wydajności jednostkowej fi tratu, 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 η= 0,9. Wobec tego rzeczywista wydajność filtratu wyniesie

$$T_{\mathbf{p}} = \nabla_{\mathbf{p}} \cdot \eta \tag{3.27}$$

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

$$v_{r} = 5 \cdot 10^{4} \cdot \frac{\Delta p}{\beta_{n}} \left(n + \frac{650}{\Lambda_{r} \sqrt{2}}\right) \cdot \eta$$
 (3.27)

Konieczna rzeczywista powierzchnia filtracyjna będzie równa

$$F_{r} = \frac{V}{V_{r}}$$
(3.28)

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

$$F_{r} = \frac{V \cdot \beta_{n}}{5 \cdot 10^{4} \Delta p \left(n + \frac{550}{4\sqrt{1}}\right) \cdot \eta}$$
(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

$$v_r = 50 \cdot \frac{\Delta p}{\varphi \delta_B} (n + \frac{650}{A_r}) \cdot \gamma,$$
 (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



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 od-

Przedstawione na wykresach zależności sproksymowano funkcją typu

$$\mathbf{w} = \frac{c_1}{n} + (\frac{k_D}{c_2} + c_2^{"})$$
(3.31)

a następnie wyznaczono wielkości współczynników stałych c₁ i c₂, 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

$$\frac{c_1}{n} + (\frac{k_D}{c_2^2} + c_2^*) = C = \text{const}$$
 (3.32)

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

$$W = C \cdot \frac{c_3}{\Delta p}$$
 (3.33)

Następnie wyznaczono wielkości współczynnika stałego c3. W konsekwencji otrzymano zależność o postaci

$$\mathbf{W} = \left[\frac{\mathbf{c}_1}{\mathbf{n}} + \left(\frac{\mathbf{K}_D}{\mathbf{c}_0^*} + \mathbf{c}_2^*\right)\right] \frac{\mathbf{c}_3}{\Delta \mathbf{p}}, \qquad (3.34)$$

gdzie wszystkie współczynniki stałe c1, c2 i c3 były wyznaczone.





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

$$\left[\frac{c_1}{n} + \left(\frac{K_D}{c_2} + c_2^*\right)\right] \frac{c_3}{\Delta p} = C = \text{const}$$
(3.35)

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

$$W = C \cdot \frac{C}{3\pi}$$
(3.36)

a następnie wyznaczyć wielkość współczynnika stałego c₄. Otrzymano zatem zależność o postaci_

$$W = \begin{bmatrix} c_1 \\ -\frac{n}{n} + (\frac{n}{c_2} + c_2^n) \end{bmatrix} \frac{c_3}{\Delta p} \cdot \frac{c_4}{\beta_n}$$
(3.37)

- która po uproszczeniu i podstawieniu za stałe wielkości c₁, c₂, c₃ i c₄ odpowiednich wartości liczbowych dała następującą zależność

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

a podstawiając równanie (2.70) do równania (3.38)

$$W = \frac{250}{\Delta p \cdot \beta_n} \left(\frac{1.5}{n} + \frac{A_r \sqrt{1}}{20} + 15 \right).$$
 (3.39)

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

Wówczas po pewnych uproszczeniach równanie przyjmie postać

$$W = 24 \cdot 10^6 \frac{1}{\Delta p} \cdot (6_n) (\frac{0.025}{n} + \frac{A_r \sqrt{1}}{20} + 15),$$
 (3.39b)

gdzie:

 Δp - różnica ciśnień, N/m², n - liczba obrotów, s⁻¹.

Tablica 2

Lp.	Zawie- sina mu≵owa	Zawar- tość ziarn <70 μm	Zapo- piele- nie ziarn pon.70	Wielkość podciśnie- nia na filtrze	Liczba obro- tów w czasie	Zage- szcze- nie nsdawy ßn	Zawar- tość wilgo- ci obli- czona	Zawar- tość wil- goci pomie- rzona	Różnica wyników bez- względ- na	Różnica wyników bez- względ- na w procent.	Wskaź- nik Dahl- stroma	Uwagi
	symbol	1,%	A,%	Δp,at	n,min ⁻¹	g/dcm ³	W _t , %	W _r , %	∆₩, %	%	K _D ,bzw	5.25
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 ogóln y
2	В	9	43,5	0,53	0,58	510	22,31	22,5	0,19	0,84	130	wzrost róż-
3	C	16	48,0	0,79	0,50	415	21,03	21,4	0,37	1,72	180	obliczenio- wych i po-
4	D	16	49,0	0,50	1,15	440	29,75	28,8	0,95	3,19	196	miarowych ze wzrostem
5	E	25	51,0	0,60	0,40	413	31,82	31,3	0,52	1,63	255	wskaźnika Dahlstroma ^X
6	F	25	71,0	0,50	0,50	442	40,40	38,1	2,30	5,69	355	34583
7	G	81	51,0	0,40	0,56	570	44,53	42,2	2,33	5,23	459	
8	н	81	54,0	0,50	0,50	550	38,45	37,8	0,65	1,72	491	T. S. S. G.

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

^{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 wynikow 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) otrzymany

$$\mathbf{I} = \frac{25 \cdot 10^{-2}}{\Delta p} \cdot \frac{10^{-2}}{p} \cdot \frac{10^{-2}}{p} \cdot \frac{10^{-2}}{p} + \frac{10^{-2}}{20} + 15).$$
(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 $n[mn^{-1}]$





KD

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:

$$\beta_{p} = c_{1}n + c_{2}K_{D}$$
 (3.41)

- a następnie wyznaczono wielkości współczynników stałych c1 i c2.



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

$$c_1 n + c_2 K_0 = C = const \qquad (3.42)$$

- aproksymując otrzymane na wykresie zależności funkcją typu



 $\beta_{f} = C \cdot \frac{c_{3}}{\Delta p}.$





Rys. 3.22. Wpływ różnicy ciśnień na zmianą zagęszczenia filtratu Bf





Następnie wyznaczono wielkość współczynnika stałego c3. W konsekwencji otrzymano zależność o postaci

$$B_{1} = (o_{1} \cdot n + c_{2}K_{D}) \frac{c_{3}}{\Delta p},$$
 (3.44)

- gdzie wszystkie współczynniki stałe c1, c2 i c3 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), wowczas filtrat też byłby wodą czystą - co tłumaczy wykres na rys. 3.23.

Można więc obliczyć i przyjąć

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

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

$$\beta_{\rm f} = C \cdot \frac{\beta_{\rm f}}{c_4} \tag{3.46}$$

- a następnie wyznaczyć wielkość współczynnika stałego c₄. Otrzymano więc zależność o postaci

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

 która po uproszczeniu i podstawieniu za stałe wielkości c₁, c₂, c₃ i c odpowiednich wartości liczbowych dała następującą zależność

$$\beta_{f} = 10^{-4} \cdot \frac{\beta_{n}}{\Delta p} (100 \text{ n} + K_{D})$$
 (3.48)

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

$$\beta_{\rm f} = 10^{-4} \cdot \frac{\beta_{\rm m}}{\Delta p} (100 \,{\rm m} + {\rm A}_{\rm r} \sqrt{1}), \qquad (3.49)$$

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

$$\beta_{f} = 9,6 \frac{\beta_{n}}{\Delta p} (6000 n + A_{r} \sqrt{1}), \qquad (3.49a)$$

gdzie:

Ap - różnica ciśnień, N/m²,

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

$$B_{\rm r} = 10^{-1} \frac{P_{\rm n} \sigma_{\rm s}}{\Delta p} (100 \, {\rm n} + A_{\rm r} \, \sqrt{1})$$
 (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

$$10^3 \varphi_n \cdot \delta_{gn} = 10^{-1} \frac{\varphi_r \delta_{gr}}{\Delta P} (100 n + A \sqrt{i}).$$
 (3.51)

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

$$\delta_{\rm BII} = \delta_{\rm BII} \qquad (3.52)$$

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

$$P_n = 10^{-4} \frac{P_r}{\Delta p} (100 n + A_r \sqrt{1})$$
 (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 η² = 0,9 (bilane ilościowy cz. stałych),
- przy określaniu jakości (czystości) filtratu 🗤 = 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 wydajnosci 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_r (φ_r), można określić ilość zawiesiny nadanej do procesu.

Jednostkowe obciążenie objętością nadawy powierzchni filtracyjnej v_n, będzie równe

$$\mathbf{v}_{n} = \mathbf{v}_{wpl} + \mathbf{v}_{spl} + \mathbf{v}_{f}, \qquad (3.54)$$

gdzie:

vwpl - ilość wody w osadzie filtracyjnym, dcm³/m²h, v_{anl} - ilość części stałych w osadzie filtracyjnym (placku), dcm³/m²h,

 natomiast zawartość wilgoci w osadzie określa znana zależność definicyjna

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

gdzie:

q_{wpl} - ilość wody w osadzie filtracyjnym, kg/m²h, q_c - ilość całkowita osadu filtracyjnego, kg/m²h. Całkowita ilość osadu filtracyjnego będzie więc równa

$$q_{c} = q_{wpl} + q_{spl}, \qquad (3.56)$$

gdzie:

q_{spl} - ilość części stałych w osadzie filtracyjnym, kg/m²h, - można więc obliczyć, zakładając δ_m ≈ 1 g/cm³

$$V = \frac{q_{wpl}}{q_{wpl} + q_{gpl}} \cdot 100 = \frac{V_{wpl} \cdot 1}{V_{wpl} \cdot 1 + q_{gpl}} \cdot 100 \quad (3.57)$$

- skąd

$$W_{wpl} = \frac{W + q_{gpl}}{100 - W}$$
 (3.58)

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

$$r_{n} = \frac{\frac{250}{\Delta p \beta_{n}} \left(\frac{1.5}{n} + \frac{A_{r} \sqrt{1}}{20} + 15\right) \Delta p \cdot \beta_{n} \cdot \sqrt{K_{D}} \left(0.4 n + \frac{60}{A_{r} \sqrt{1}}\right)}{100 - \frac{250}{\Delta p \beta_{n}} \left(\frac{1.5}{n} + \frac{K_{D}}{20} + 15\right)} +$$

(3.59)

(3.60)

$$\frac{\Delta p \cdot \beta_n (0, 4 \cdot n + \frac{-60}{A_r \sqrt{1}}) \cdot {}^{\frac{4}{N_p}}}{\delta_{spl}} + 5 \cdot 10^4 \frac{\Delta p}{\beta_n} (n + \frac{-650}{A_r \sqrt{1}})$$

a po pewnych uproszczeniach

$$v_{n} = \frac{250 \cdot \sqrt[9]{K_{D}} \cdot (\frac{1 \cdot 5}{n} + \frac{A_{T} \sqrt{1}}{20} + 15) (0, 4 n + \frac{60}{A_{T} \sqrt{1}})}{100 - \frac{250}{A_{P}} \cdot \frac{1 \cdot 5}{n} (\frac{1 \cdot 5}{n} + \frac{A_{T} \sqrt{1}}{20} + 15)}$$

$$\frac{\Delta p \cdot \beta_n (0,4n + \frac{60}{A_r \sqrt{r}})^{\frac{1}{N_D}}}{\delta_{spl}} + 5 \cdot 10^4 \frac{\Delta p}{\beta_n} (n + \frac{550}{A_r \sqrt{i}}) \cdot \gamma \cdot$$

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 wspommiano uprzednio, wyrazić w funkcji koncentracji φ_n .

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

$$q_{\rm sn} = v_{\rm n} \cdot \beta_{\rm n} \cdot 10^{-5}$$
 (3.61)

- lub też z równania

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

gdzie:

9 - ilość części stałych w filtracie, kg/m².h.

wiedząc że:

$$q_{sn} = q_{spl} + v_{f} \cdot \beta_{f} \cdot 10^{-3}$$
 (3.63)

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

$$q_{gn} = \Delta p \cdot \beta_n (0, 4 n + \frac{60}{A_p \sqrt{1}}) \cdot {}^{7}K_p +$$

$$5 \cdot 10^4 \frac{\Delta p}{\beta_n} (n + \frac{650}{A_p \sqrt{1}}) \cdot 10^{-4} \frac{\beta_n}{\Delta p} (100 n + K_p) 10^{-3}$$
(3.64)

a po uproszczeniu

$$q_{gn} = \Delta p \cdot \beta_n (0.4 n + \frac{60}{A_p \sqrt{1}}) {}^{\eta} K_p +$$

5 . 10⁻³ (n + $\frac{650}{A_p \sqrt{1}}$) (100 n + $A_p \sqrt{1}$) $\eta \cdot \eta^2$. (3.65)

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 $\delta_{\rm spl}$ 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 mułow 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 błędow oznaczeń.

Uwzglądniając 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 praktyczpych 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 $\eta_{\rm B}$ - będący jednocześnie rezerwą projektową dla układu. Na podstawie wielu obliczeń proponuje się przyjmowanie wielkości współczynnika bilansu empirycznego $\eta_{\rm B}$ w granicach 0,92[±]0,04. Wielkość odchylenia 0,04 jest przedziałem ufności dla współczynnika sprawności bilansu empirycznego $\eta_{\rm B}$, 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 c_{śr} - 48°30.

Wobec powyższego efekt wzbogacania można ująć wg następującej zależno-

$$\frac{A_{\rm N_{\rm r}}}{A_{\rm pl_{\rm r}}} = tg \,\alpha_{\rm gr} \tag{3.66}$$

$$A_{pl_r} = \frac{M_r}{tg \, d_{sr}}, \qquad (3.67)$$

gdzie: $\sigma_{
m sr}^i$ = 48°30', zatem tg 48°30' = 1,1303.

Można więc napisać

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

$$C_{\rm N} = a C_{\rm pl} + b, \qquad (3.09)$$

gdzie:

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







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

otrzyma się po obliczeniu stałych a i b zależność

$$C_{\rm W} = 1,085 \ C_{\rm pl} = 765$$
 (3.70)

a po przekształceniu

$$C_{p1} = \frac{C_N + 767}{1,085}$$
 (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 siatki 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 analitycznoempirycznym 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 ilosci objętościowej V_n , dcm³/m².h, przy czym w tej objętości znajduje się około q_n , kg/m².h części stałych.
Tablica 3

Weryfikacja równania na określenie zawartości popiołu i wartości opałowej osadu filtracyjnego

Lp.	Zawie- sina	Zawartość popiołu	Zawartość ziern	Średnia zawar-	War- tość	Zawartość w osadzie cyjr	popiołu filtra- lym	Wartość opa stałych osa cyji	łowa części du filtra- nego	Różnice wyników między wartością pomierzoną a obliczoną		
Τb•	mułowa	w klasie ziarnowej poniżej 70 μm w nadawie	70 μm w nada- wie	popiołu w nada- wie	wa części sta- tych nadawy	wg pomiarów	wg obliczeń	wg pomiarów	wg obliczeń	dla za- warto- ści po- piołu	dla war- tości opało- wej	
-	symbol	A,%	1,%	A. 1, %	C_kcal/kg	A _{pl}	, %	C _{pl} ke	al/kg	A,%	C,kcal/kg	
-	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	в	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	н	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	46739	1,7	/ - 23	
7	G	51,0	81	49,0	4211	43,5	43,4	4585	4587	0,1	- 2	
8	н	54,5	81	52,5	5 3814 45,		46,4	4236	4220	-0,6	26	
	*	C.									1. 12	

Tablica 4

Analityczno-empiryczny model procesu filtrecji próźniowej zawiesin mułów weglowych

$$\frac{\pi daw}{\pi} = \left\{ \frac{250 \cdot \eta_{K_{D}} \left[\frac{1}{2} \frac{5}{2} + \frac{4}{20} \frac{\pi}{4} + 13 \right] \left[0, 4n + \frac{50}{4} \frac{1}{4} \right]}{100 - \frac{250}{4} \frac{1}{2} \frac{\pi}{2} + \frac{4}{20} \frac{\pi}{4} + 13 \right]} + \frac{\Delta p \cdot \beta_{n} \left[0, 4n + \frac{60}{4} \frac{1}{4} + \frac{1}{2} + \frac{1}{2} + \frac{1}{2} \right]}{\theta_{0} p_{1}} + 5 \cdot 10^{4} \frac{\beta_{n}}{\beta_{n}} \left[\frac{550}{4_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{5}{2} + \frac{4}{20} \frac{\pi}{4} + 13 \right]}{\eta_{n}} \right] \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \Delta p \cdot \beta_{n} \left[0, 4n + \frac{60}{4_{n}} \frac{1}{2} \right] \eta_{K_{D}} + 5 \cdot 10^{-3} \left[n + \frac{450}{4_{n}} \frac{1}{2} \right] \eta_{V} \eta_{1} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{2\pi a \beta \beta_{n}}{\theta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\pi}{4} + \frac{6\eta}{4} \right] \eta_{1} \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{2\pi a \beta \beta_{n}}{\theta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\pi}{4} + \frac{6\eta}{4} \right] \eta_{1} \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\pi}{4} + \frac{1}{4} \frac{\pi}{4} \right] \eta_{n} \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\pi}{4} + \frac{6\eta}{4} \right] \eta_{n} \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\pi}{4} + \frac{6\eta}{4} \right] \eta_{n} \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\pi}{4} + \frac{6\eta}{4} \right] \eta_{n} \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\pi}{4} + \frac{6\eta}{4} \right] \eta_{n} \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\pi}{4} + \frac{6\eta}{4} \right] \eta_{n} \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\pi}{4} + \frac{6\eta}{4} \right] \eta_{n} \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\pi}{4} + \frac{6\eta}{4} \right] \eta_{n} \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\pi}{4} + \frac{1}{4} \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} \right] \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\pi}{4} + \frac{1}{4} \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} \right] \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\pi}{4} \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} \right] \eta_{n} \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\pi}{4} \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} \right] \eta_{n} \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} \right] \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} \right] \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{1}{4} \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} \right] \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} = \frac{1}{2\pi a \beta \beta_{n}} \left[\frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} \frac{\eta_{n}}{\eta_{n}} \right] \eta_{n} \\ \frac{\eta_{n}$$

Nadawę charakteryzują takie parametry jak zagęszczenie części stałych p g/dcm³, zapopielenie " %, 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 się 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/m².h oraz filtrat w ilości objętościowej określonej równaniem $V_{\hat{f}} \, dcm^3/m^2$.h.

Jakość odwadniania osadu charakteryzuje relacja na określenie w nim zawartości wilgoci, W, %, zaś jakość filtratu relacja na określenie jego zagęszczenia β_r, g/dcm³.

Zapopielenie części stałych osadu A_{pl} % jest odpowiednio mniejsze odzapopielenia 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 zbli żone 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

$$V_{n} \cdot \beta_{n} = q_{n} = q_{pl},$$
 (3.72)

gdzie:

q_n - ilość części stałych w nadawie,

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

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

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

$$v_n \cdot \beta_n = \Delta p \cdot \beta_n (0, 4 n + \frac{60}{4\sqrt{2}})$$
 (3.73)

czyli

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

a po uproszczeniu

$$R = \frac{K_D}{K_D \cdot 0,4 n + 60} = \frac{1}{0,4 n + \frac{60}{K_D}}$$
 (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. n. 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 c., zgodnie z równaniem (2.41) otrzymamy wówczas

$$\frac{L}{A} \cdot d = \frac{K_D}{K_D \cdot 0.4 n + 60}$$
(3.76)

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

$$\frac{L}{A} \cdot \frac{\mu}{K} = \frac{D}{K_{\rm D} \cdot 0.4 \, {\rm n} + 60} \tag{3.77}$$

a po przekształceniu określoną wielkość tzw. współczynnika przepuszczalności K

$$K = \frac{L}{A} \cdot \mu \frac{K_{D} \cdot 0,4 n + 60}{K_{D}}$$
(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

$$K = \frac{L}{A} \cdot \mu \frac{K_{D} \cdot 0, 4 \cdot n + 60}{K_{D}} \cdot \frac{A}{A} \cdot \frac{(1 - \epsilon)}{(1 - \epsilon)} \frac{\delta_{B}}{\delta_{B}}$$
(3.79)

otrzymując

$$K = L \cdot A \cdot (1 - E) \cdot \delta_{g} \frac{\mu}{A^{2} \cdot \delta_{g}(1 - E)} (0, 4 n + \frac{60}{K_{D}})$$
 (3.80)

a więc

$$K = q_{spl} \cdot \left\{ \frac{\mu}{\Lambda^2 \cdot \delta_g \cdot (1 - 8)} (0, 4 \cdot n + \frac{60}{K_D} \right\}.$$
 (3.81)

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

$$K = q_{gnl} \cdot P$$
. (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 staże, 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 b = 0, zaś zawartość wilgoci w osadzie jest także równa zero. Korzystając więc z równań (3.8) i (3.24) można napisać

$$v_n = 5.10^4 \frac{\Delta p}{\beta_n} (n + \frac{650}{K_D}) + \frac{\Delta p \cdot \beta_n (0.4 n + \frac{60}{K_D})}{\delta_s}$$
 (3.83)

a więc

$$\frac{\Delta p}{R} = \frac{\Delta p \cdot \beta_n (0, 4 n + \frac{60}{K_D})}{\delta_B} + 5 \cdot 10^4 \frac{\Delta p}{\beta n} (n + \frac{650}{K_D})$$
(3.84)

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

$$\frac{1}{R} = \frac{\beta_{\rm n}}{\delta_{\rm g}} (0,4 \ {\rm n} + \frac{60}{K_{\rm D}}) + \frac{5.10^4}{\beta_{\rm n}} ({\rm n} + \frac{650}{K_{\rm D}})$$
(3.86)

skąd

$$R = \frac{1}{\frac{\beta_{n}}{\delta_{g}} (0,4 n + \frac{60}{K_{D}}) + \frac{5 \cdot 10^{4}}{\beta_{n}} (n + \frac{650}{K_{D}})}$$
(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:

$$R = \frac{1}{R_1 + R_2}, \qquad (3.87a)$$

gdzie:

R1 - tzw. specyficzny współczynnik oporu chłonności układu,

R2 - 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

$$n = \frac{1}{t_g + t_o + t_p},$$

- gdzie decydujący jest czas tzw. efektywnej filtracji, więc czas ssania t. Zakładając dla rozważań, że t_a i t. 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

$$\frac{W}{R} = \frac{250}{\frac{\Delta p}{R}} \cdot \beta_n \left(\frac{1.5}{n} + \frac{K_D}{20} + 15 \right)$$
(3.89)

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

$$\overline{R} = \frac{250}{v_n \cdot \beta_n} \left(\frac{1.5}{n} + \frac{K_D}{20} + 15 \right)$$
(3.90)

i ostatecznie

$$W = R \cdot \frac{250}{9} \cdot (\frac{1.5}{9} + \frac{K_D}{20} + 15)$$
 (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.

$$\beta_n \cdot V_n = L \cdot A \cdot (1 - \epsilon)$$
 (3.92)

a więc, że całość części stałych nadawy zatrzyma się jako osad na siatce filtracyjnej, wówczas równanie (3.49) można napisać w postaci

$$\beta_{f} = 10^{-4} \frac{L \cdot A \cdot (1 - \epsilon)}{v_{n} \cdot \Delta p} (100 \text{ n} + K_{D})$$
(3.93)

czyli

$$\beta_{f} = 10^{-4} \frac{q_{g}}{V_{n} \cdot \Delta p} (100 n + K_{p}) \frac{\beta_{n}}{\beta_{n}}$$
 (3.94)

i grupując czynniki

$$v_{n} = 10^{-4} \frac{\beta_{n}(100 \text{ n} + K_{D})}{v_{n} \frac{\Delta p \cdot \beta_{n}}{q_{n}}}$$
(3.95)

a więc

$$\beta_{f} = 10^{-4} \frac{\beta_{n}(100 \text{ n} + K_{D})}{V_{n} \cdot R}$$
 (3.96)

co tłumaczy relacje ókreślone 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

$$K = \frac{d^2}{32} \cdot \frac{P_{\rm Re}}{P_{\rm f}},$$

gdzie d - średnica ziaren tworzących warstwę filtracyjną, które w przypadku analizowanej w niniejszej pracy filtracji ciągłej próżniowej może być potraktowana jako średnica zastępcza otworów siatki filtracyjnej. Im z wiekszych ziarn d utworzona jest warstwa filtrująca, tym większa jej porowatość &, a więc większa przepuszczalność K. Podobnie - im większe otwory siatki, tym przepuszczalność ich jest większa. Jeżeli teraz zauważymy, że wskaźnik Dahlstroma wyrażony równaniem $K_{\rm D}$ = A $\sqrt{1}$ jest funkcją ilości ziarn bardzo drobnych "i", o pewnej średnicy np. d' poniżej, 70 μm, to im stosunek 🖣 jest większy, tym większa jest przepuszczalność K, większa możliwość zmieszczenia się ziarenka zawiesiny w oczku siatki filtracyjnej, pomimo że wzrost wielkości Kn 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.

$$K' = \frac{\left(\frac{d}{d}\right)^2}{32} \cdot \frac{F_{Re}}{F_{Re}} \cdot$$

Podsumowując, wyżania 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 równoczeszym 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 rozdziałe (3.7) analizy widać, że proces filtracji próźniowej 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 [±]L dla każdej z badanych zmiennych zależnych procesu y(q, v, w, β_{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 odchyżki typu:

$$dy = \frac{\partial y}{\partial x_1} dx_1 + \frac{\partial y}{\partial x_2} dx_2 + \dots + \frac{\partial y}{\partial x_n} dx_n$$

wydaje się być tu zbędna i przesadna w stosowaniu, gdyż tak obliczana wielkość różniczki "dy" dotyczy jednego jedynego punktu pomiarowego dla danych założonych wartości z z z 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.

Tablica 5

	Zestawienie wyników obliczeń dokładnościowych dla wyznaczonych podstawowych formuł empirycznych												
Lp.	Numeracja równania empirycz- nego wg pracy	Postać równania empi- rycznego otrzymanego w wyniku kolejnych aproksymacji	Suma kwadra- tów odchyleń wartości po- miarów od wartości funk- cji	Przedział ufności L określający dokładności wyznaczenia funkcji ^X)	Średnie arytme- tyczne odchyle- nie wartości pomiarów od war- tości funkcji	Uwagi							
1	2	3	4	5	6	1							
	3 - 8	$q = \Delta p_{\circ} \beta_n (0, 4n + \frac{60}{\Lambda_r \sqrt{1}})$	3933,60	0,96 kg/m ² .h	5,57 kg/m ² .h	Mając na uwadze półtechniczną							
	3 -24	$V_{f} = 5.10^{4} \frac{\Delta p}{\beta_{n}} (n + \frac{650}{A_{r}})$	878,65	0,46 dcm ³ /m ² .h	4,29 dcm ³ /m ² .h	skalę doświadczen można przyjąć, że formuły empi-							
	3 -39	$W = \frac{250}{\Delta p \beta_n} \left(\frac{1.5}{n} + \frac{A_n \sqrt{1}}{20} + 1.5 \right)$	26,82	0,09%	0,49%	ryczne wyznaczono z dużą dokładno- ścią.							
	3 -49	$\beta_{f} = 10^{-4} \frac{\beta_{n}}{\Delta p} (100n + A\sqrt{1})$	504,09	0,40 g/dcm ³	8,66 g/dcm ³	1							
	1.00					1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1							

x)_{Uwagi}.

± L - przedział ufności obliczony testem t - Studenta dla 95% poziomu pewności przy uwzględnieniu wszystkich pomiarów n, wykonanych w pracy dla liczby stopni swobody równej v= n(n-1).

		Obliczone przedziały ufności dla kolejnych wykresów												
Lp.	wydajn.	jedn. osadu	wydajn.	jedn. filtratu	zaw. wile	goci w osadzie	zagęszczenie filtratu							
Lp. 1 2 3 4 5 6 7	nr rys.	przedział kg/m ² .h	nr rys.	przedział dcm ³ /m ² .h	nr rys.	przedział %	nr rys.	przedział g/dcm ³						
1 2 3	2.3	1,14 1,12 2,16	3.9	1,06 2,83 1,67	ały ufności dla kolejnych wykresów iltratu zaw. wilgoci w osadzie zagęszczenie i ział nr rys. przedział nr rys. pi m^2 .h nr rys. przedział nr rys. pi 6 0,21 3.20 4 6 0,21 3.20 6 3 3.14 0,23 3.20 6 7 0,15 3.20 6 6 8 0,19 3.20 6 6 9 3.15 0,06 3.21 6 5 0,23 3.21 6 6 6 5 0,20 0,14 3.22 6 4 0,14 3.22 3.22 6 6 3.16 0,20 3.22 6 6 3.16 0,20 3.23 6	0, 74 0,91 0,33								
4 5 6 7	3.4	2,20 1,35 1,67 1,72	3.10	7,58 1,10 1,79 1,26		0,56 0,91 0,86 1,27								
8 9 10 11	3.5	4,93 6,53 1,25 3,84	3.11	2,35 2,07 1,58 1,14	3.16	0,23 0,66 0,20 0,14	3.22	1,04 1,60 1,54 0,63						
12 13 14 15	3.6	5,07 2,32 1,20 1,69	3.12	2,40 1,53 1,46 1,08	3.17	0,32 0,26 0,24 0,10	3.23	0,48 1,34 0,67 0,47						

Zestawienie obliczonych przedziałów ufności dla kolejnych przebiegów funkcji przedstawionych na poszczególnych wykresach

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 pracy zakładu przeróbki mechanicznej węgla.

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_	- zawartość popiołu, %
An	- zawartość popiołu w częściach stałych nadawy, %
Aply	- zawartość popiołu w częściach stałych osadu filtracyjnego %
8	- stała w równaniu oporu osadu i prędkości filtracji, m ³ /kG
ot	- opór właściwy filtracji, kG. s/m ⁴
dia	- 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
ß	- zagęszczenie zawiesiny, kG/m ³
B	- zagęszczenie nadawy, kG/m ³
Be	- zagęszczenie filtratu, kG/m ³
c	- stała w równaniu Rutha, m ³
Cpl	- wartość opażowa części stałych osadu (placka filtracyjnego kcal
Cw	- wartość opałowa części stałych nadawy, kcal/kg
01,00,03,04	- stałe aproksymacji funkcji kolejnych przybliżeń, bzw
Das	- średnica cząstek tworzących osad filtracyjny, m
d_	- średnica zastępcza kapilar, m
8.	- gęstość części stałych zawiesiny, g/cm ³ , t/m ³
8	- gęstość zawiesiny, g/cm ³ , t/m ³
6	- ciężar właściwy zawiesiny, kG/cm ³
₽a	- ciężar właściwy części stałych, kG/m ³
ðan	- gęstość części stałych nadawy, g/cm ³
ðaf	- gęstość części stałych filtratu, g/cm ³
3	- porowatość, bzw, %
RK	- sprawność odbioru osadu filtracyjnego w strefie wydmuchu i
D	działania skrobeka, % lub bzw
2	- sprawność odbioru filtratu, % lub bzw
PB	- współczynnik dokładności bilansu empirycznego, bzw
Pt	- teoretyczna powierzchnia filtracyjna określona w niniej-
	szej pracy równaniem empirycznych dla filtracji mułów wę-
	glowych, m ²

100	2
F	- rzeczywista powierzchnia filtracyjna, m
FRe	- czynnik wprowadzony ze względu na D _{cz} do zmodyfikowanej li-
	czby Reynoldsa, bzw
Pe	- czynnik współczynnika oporów i porowatości, bzw
P	- sferyczność, bzw
9	- koncentracja jako funkcja zagęszczenia i ciężaru właściwe-
	go części stałych, bzw
Qn.	- koncentracja części stałych w nadawie, bzw
2.e	- koncentracja części stałych w filtracie, bzw
G	- ciężar osadu kG
5	- przyspieszenie ziemskie, 9,81 m/s ²
h	- wysokość podnoszenia odpowiadająca stratom, m
1	- ilość ziarn poniżej 70 µm w nadawie, %
K	- przepuszczalność, m ²
K,	- stała w równaniu Rutha, m'/s
Ker	- stała w równaniu Hermansa-Bredee, m ⁻³
Kn	- współczynnik (wskaźnik, kryterium trudności filtrowalności
D	mułowych zawiesin węglowych) Dahsltroma, bzw
k	- stała Kozeny, bzw
L	- długość kapilary odpowiadająca grubości osadu, m
2	- współczynnik oporu liniowego
ц	- lepkość dynamiczna w układzie technicznym kG.s/m2
n	- stała w równaniu Hermansa-Bredee, bzw
n	- liczba obrotów bębna lub tarcz filtra próżniowego o dzia-
ACT CARE	Zanju ciagtym, min ⁻¹
An	- różnica ciśnień w układzie (w przegladzie literatury kG/m ⁴ ,
	w części pracy omawiającej badania własne at)
n	- ogólne ciśnienie w układzie filtracji mułów tworzących osa-
	dx ściśliwe - kG'/m^2
An	- snadek ciśnienia w osadzie, kG/m ²
PPo	
Δp.	- spadek ciśnienia w slatce filtracyjnej, Ku/m
An	- spadek ciśnienia odpowiadający stratom, kG/m ²
str	
R	- opór całkowity filtracji, KG.S/m
R _H	- stała w równaniu Hermansa-Bredee, s/m
Re	- liczba Reynoldsa, bzw
Ro	- opor osadu na siatce filtracyjnej, KG.S/M
R	- opor siatki filtracyjnej, kG.S/M
R'e	- zmodyfikowana liczba Reynoldsa, bzw
r	- stała bezwymiarowa w równaniu na wielkość średniego oporu
	właściwego filtracji
r1	- stała wymiarowa w równaniu na wielkość średniego oporu wła-
	ściwego filtracji

8	- ściśliwość osadu, bzw
t	- całkowity czas filtracji i cyklu filtracyjnego, s
t_	- czas ssania (efektywny czas filtracji), s
t	- czas odwadniania, s
t'	- stała w równaniu oporu siatki, m
t_	- czas czynności pomocniczych (wydmuch i działanie skrobaka) s
w P	- 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 ⁻ .h
9.	- wydajność jednostkowa teoretyczna suchego osadu filtracyj-
	nego, kg/m ² .h
9-	- wydajność jednostkowa rzeczywista suchego osadu filtracyj-
	nego kg/m ² .h
9.0	- wydajność jednostkowa całkowita mokrego osadu filtracyjnego
	kg/m ² .h
9wpl	- jednostkowa ilość wody w osadzie filtracyjnym kg/m ⁻ .h
V	- objętość zawiesiny, m ²
ve	- wydajność jednostkowa filtratu, dcm/m ⁻ .h
vn	- wydajność jednostkowa nadawy, dcm/m ⁻ .h
Vfr	- rzeczywista wydajność jednostkowa filtratu, dcm/m ⁻ .h
Vwpl	- ilość objętościowa jednostkowa wody w osadzie filtracyjnym,
	dcm ² /m ² .h
Vapl	- ilość objętościowa jednostkowa części stałych w osadzie fil-
	tracyjnym, dcm ³ /m ² .h.

6. LITERATURA

A TO BE PARTING THE PARTY OF THE PARTY OF

- [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. Prąca 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 weglowych 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. Department 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 režima 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 rassłaiwajuszczichaja 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. Sibirska: 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. Advances 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 Slaskiej 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 Naukowotechniczne. 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. Gorny 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-mukowej 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 Przerobki Kopalin Pol. Śl. Gliwice, ul. Katowicka 2, pok. 242.
- [67] T. Piecuch: Rachunek błędu analityczno-empirycznego modelu procesu filtracji próźniowej 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.

ANALITYCZNO-EMPIRYCZNY MODEL FILTRACJI PRÓŻNIOWEJ ZAWIESIN MUŁÓW WEGLOWYCH

Streszczenie

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, Ap,

- 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:

$$K_{\rm D} = A_{\rm r} \sqrt{i}$$
,

gdzie:

K_D - wskaźnik Dahlstroma,

A. - 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., kg/m.h,

- zawartości wilgoci w osadzie W %,

- wydajności jednostkowej filtratu, V_f, dcm³/m².h,
- zagęszczenia filtratu, p., g/dcm³.

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 weglowych.

Uważa się, że te równania, a przede wszystkim formuła 3.11, mogą znaleźć praktyczne zastosowanie w pracach projektowych; weryfikacja równania prowadzona nie tylko przeż 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 w funkcji wskaźnika Dahlstroma (rys. 3.7). Wyjaśniono także niektó-2Kn re mechanizmy przebiegu procesu w oparciu o otrzymane zależności.

аналитическо-эмпирическая модель вакуумной фильтрации пульпа угольных илов

Содержание

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, Ар
- количество вращений цилиндра фильтра, п,
- сгущение суспензий до процесса, Вn.

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 Даль строма

$$K_D = A_r \forall i,$$

где:

Кр - указатель Дальстрома

А, - запепеление в зерновом пределе пониже 0,07 мм

і - 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, kg/m².h

- вместныости влаги в осадке - W, %

- единичной производительности фильтрата - v_f, dcm³/m².h

- сгущения фильтрата - р., g/dom³.

Кроме того рассматривамтся и описывается уравнениями эффект обогащения, возникающий как процесс сопуствующий при процессе фильтрации.

Состав уравнкний 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 ре зультатов померенных от исчисленных уравнением - средне около 10%.

В работе обсуждаются тоже практические аспекты возможности приёма фильтрационного осадка с фильтрационных поверхностей определяя так называемуюисправность приёма ⁷К_D в функции указателя Дальстрома (рис. 3.7). Обясняются также типичные механизмы развития процесса.

Пополнение символов для пользования таблицей 4

t	- время всасывания,	
t	- время водоотлива,	
ŧ	- время вспомагательных действий,	
η_{r}^{P}	- исправность приёма осадка,	
n D	- исправность приёма фильтрата,	
ที่	- козфициент резерва для сгущения фильтрата,	
T?m	- исправность баланса (ок. 0,92),	
C_	- калоритность осадка,	
P A_7	- вместимость пепела постоянных частей осадка,	
A	- вместимость пепела постоянных частей суспензий до процесса,	
C.	- калоритность.	
n		

ANALITIC-EMPIRICAL MODEL OF VACUUM FILTRATION OF COAL MUD SUSPENSIONS

Summary

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-
- condesation of the feed, β_n , g/dcm³.

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 Dahlstroma criterion

$$K_D = A_r \sqrt{1},$$

where:

K_D - Dahlstrom s coefficient

A. - 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., kf/m².h

- the amount of moisture in calce - W. %

- unitary efficiency of the filtrate - v_f , dcm³/m².h - condensation of the filtrate - β_f dcm³.

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 coefficient function (see picture 3.7). Typical mechanismus of the process were also explained.

Some additional explanations for using Table 4

ta	-	time of aspiration, s
to	-	time of unwatering, s
tp	-	time of side - activities
n.K.D	-	reception efficiency of the filtrate, bzw
ກ້	-	reservoir coefficient for filtrate condensation
nB	***	efficiency of balance (0,92)
Cn	-	calories of the feed
Cpl	eter	calories of the cake
A	-	the amount of ash solid particles of the cake
An	-	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

Dotychcz: s ukazały się następujące zeszyty serii G:

							1	0.0		Cómicturo	77	20	1968	r	5	237	71	14
Górnictwo	z.	1,	1956	r.,	s.	134,	Zł	20,		Gornietwo	Z.	21	1068	r	c.	119	21	8.—
Górnictwo	z.	2,	1959	r.,	s.	96,	Zí	17,10		Gornietwo	2.	30	1068	r.,	g.	97	71	6
Górnictwo	z.	3,	1961	r.,	s.	130,	Zł	21,		Gornietwo	2.	22,	1068	1., r	g.	113.	71	6.—
Górnictwo	z.	4,	1962	r.,	s.	134,	Zł	10,95		Gornietwo	2.	24	1068	1., r	g.	111	71	7
Górnictwo	z.	5,	1963	r.,	s.	158,	Zł	11,90		Gornietwo	2.	25	1068	1.y	с.	143		.,
Górnictwo	z.	6,	1963	r.,	s.	154,	Zł	8,50		Gornictwo	<u>.</u> .	26	1060	1., r	р. с	243	71	13.50
Górnictwo	z.	7,	1963	r.,	s.	129,	Zł	6,80		Gornictwo	2.	27	1060	r.,	g.	234	zł	14
Górnictwo	z.	8,	1964	r.,	s.	175,	Zł	10,20		Gornietwo	2.	20,	1060	1''	с.	167	71	10
Górnictwo	z.	9,	1964	r.,	s.	133,	Zł	10,50		Gornictwo	Z.	20,	1060	r	g.	76	zł	4.50
Górnictwo	z.	10,	1964	r.,	s.	157,	Zł	8,75		Gornietwo	Z.	33, AO	1060	1.,	g.	107	71	7
Górnictwo	z.	11,	1964	r.,	s.	221,	Zł	13,10		Gornictwo	2.	41	1080	1., r	с.	642	71	42
Górnictwo	z.	12,	1964	r.,	s.	304,	Zł	15,20		Gornictwo	Z.	41, 19	1070	1., r	s.	84.	21	5
Górnictwo	z.	13,	1965	r.,	, s.	145,	Zł	8,40		Gornietwo	2.	12,	1070	r.,	g.	58.	zł	5
Górnictwo	z.	14,	1965	i r.,	, s.	78,	Zł	5,-		Gornietwo	2.	11	1071	1.19 m	g.	199.	zł	16.50
Górnictwo	z.	15,	1966	r.,	s.	79,	Zł	5,-		Gornictwo	2.	45	1071	- 1-13 - P	s.	73.	zł	5
Górnictwo	z.	16,	1966	i r.,	, S.	. 91,	Zł	7,-		Gornietwo	2	. 10,	1071	r	s.	63.	71	4.50
Górnictwo	z.	17,	1966	r.,	, s.	. 113,	Zł	8,-		Gornitowo		A7	1071	r	s.	67.	zł	6
Górnictwo	z.	18,	1966	ir.	, s	. 291,	Zł	16,-		Gornietwo	. 7	. 11, 48	1072	- 1-13 T	s.	198.	zł	15
Górnictwo	z.	19,	1966	5 r.	, s	. 150,	Zł	11,-		Gormetwo		. 10, 40	1072	. r.	S	206.	zł	16
Górnictwo	Z.	20,	1966	5 r.	, s	. 84,	Zł	5		Gornietwo	. 7	50	1971	r.		148.	zł	10
Górnictwo) Z.	21,	1967	r.	, 8.	. 270,	Zł	17,-		Gornietwo	. 7	51	1972	. r.		60.	zł	5
Górnictwo) Z.	22,	1967	7 r.	, s	. 196,	Zł	12,—		Gornietwo		. 01, 52	1072) r.	. 8.	526.	zł	39
Górnictwo) Z.	23,	196	7 г.	, s	. 69,	Z	4,-		Gornietwo		. 52	1972	. r.	S	140.	zł	9
Górnictwo) Z.	25,	1967	7 r.	. s	. 96,	, Z	1 5,—	•	Gornietwo		54	1973	З г.	. s.	172.	zł	12,-
Górnictwo	z.	26,	1968	B r.	, s	. 137,	, Z	10,-		Cámietwe	0 2	55	1973	З т.		. 210.	zł	15,-
Górnictwo) Z.	27,	, 196'	7 r.	, 9	. 378,	, Z	24,-		Cámiotwo	0 7	57	1973	3 r.		. 64.	z	5,-
Górnictwo) Z.	28,	, 196	B r	, s	. 185,	, Z	· 11,-		Cómiotra		58	1974	4 r.		. 178.	zł	13,-
Górnictwo	D Z	29	, 196	8 r	., 5	. 161	, Z	1 9'-	-	Gormetwo	0 2		, 10	'	, , , ,			

BIBLIOTEKA GLÓWNA Politechniki Sląskiej 3352 75 67 Druk. Pol. Sl. 1684-60 60000

1.0