

BADANIA TESTOWE OCZYSZCZANIA ŚCIEKÓW Z PRZEMYSŁU WĘGLOWEGO

W procesach technologicznych kopalnictwa węgla i jego przeróbki powstają ścieki prowadzące z reguły znaczny ładunek uciążliwych zanieczyszczeń, mogących stanowić zagrożenie dla środowiska wodnego. Stopień zagrożenia nabiera szczególnej ostrości w starych zagłębiach węglowych, zlokalizowanych w obrębach aglomeracji miejskich, co znacznie utrudnia, a nierzadko uniemożliwia wprowadzanie usprawnień i modernizacji układu gospodarki wodno-ściekowej w istniejących zakładach przemysłu węglowego. W tych zagłębiach większość kopalń i zakładów przeróbki węgla odprowadza ścieki do małych odbiorników, stanowiących praktycznie kanały ściekowe o niewielkim udziale wód naturalnych. Przykładem takich sytuacji w Polsce jest głównie Górnośląski Okręg Przemysłowy a także Wałbrzyski Okręg Węglowy.

W obrębie miasta Wałbrzycha prowadzi się eksploatację złóż węgla wysokoenergetycznego oraz jego przeróbkę w zakładach koksochemicznych, a powstające ścieki odprowadza się do rzeki Pełcznicy. Jednym z rozważanych sposobów rozwiązania problemu oczyszczania ścieków z wałbrzyskiej aglomeracji przemysłowej jest koncepcja ich wspólnego oczyszczania z naturalnymi wodami Pełcznicy w oczyszczalni rzecznej.

Badania nad oczyszczaniem wód ściekowych rzeki Pełcznicy prowadzono wielowariantowo, sprawdzając kilka układów technologicznych [4]. W założeniu, opracowana technologia powinna zapewnić oczyszczanie ścieków do poziomu odpowiadającego III klasie czystości wód powierzchniowych. Z uwagi na charakter zanieczyszczeń ścieków a zwłaszcza wysoką zawartość zawiesiny mineralnej i specyficznych zanieczyszczeń organicznych jeden z badanych układów technologicznych opierał się na procesach koagulacji i absorpcji na węglu aktywnym.

zawartością związków organicznych, dużą ilością zawieszin, znacznym zasoleniem i obecnością zanieczyszczeń specyficznych. O ściekowym charakterze wód, świadczy również wysokie stężenie azotu amonowego i stosunkowo niskie stężenie tlenu rozpuszczalnego.

Metodyka i zakres badań

Badania procesu koagulacji prowadzono w skali laboratoryjnej i modelowej na ściekach po 2h sedymentacji.

Testy laboratoryjne miały na celu wybór koagulantu oraz ustalenie dla wybranego koagulantu podstawowych parametrów procesu. Prowadzono je wg standardowej metody „jar tests” [6] z następującymi koagulantami i flokulantami: chlorek żelazowy ($\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$), siarczan żelazawy ($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$), siarczan glinowy ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), wodorotlenek wapniowy ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), polielektrolity produkcji krajowej (niejonowy roksyrol WF-1, anionowy WF-2 i kationowy WF-3). W testach zachowywano następujące parametry ruchowe: szybkie mieszanie z koagulantem — 1 min, z flokulantem — 15 sek, czas flokulacji 15 min, sedymentacja po koagulacji — 10 min.

W skali modelowej proces koagulacji badano przy średnim przepływie ścieków przez urządzenia technologiczne 0,5 l/sek.

Koagulanty dozowano za pomocą pomp tłokowych, stosując robocze roztwory o stężeniach od 1 do 2,5%. Polielektrolit dozowano do komory szybkiego mieszania (za pomocą pomp perystaltycznych) z opóźnieniem 1—3 minuty w stosunku do koagulantu podstawowego. Badania prowadzono w następujących zakresach parametrów technologicznych:

Charakterystyka wód rzeki Pełcznicy

Wartości średnie i decylowe stężeń wskaźników zanieczyszczenia wód rz. Pełcznicy ustalone na podstawie analiz prób średnio-dobowych oraz prób chwilowych pobieranych z częstotliwością co 2 godz. w okresie doby przedstawiono w tab. 1. Z danych przedstawionych w tab. 1, wynika, że wody rz. Pełcznicy charakteryzują się wysoką

- szybkie mieszanie z koagulantem
1 — 3 min ($G = 600 \text{ sek}^{-1}$)
- szybkie mieszanie z flokulantem
20 — 60 sek ($G = 600 \text{ sek}^{-1}$)
- flokulacja
20 — 45 min ($G = 40 \text{ sek}^{-1}$)
- sedymentacja pokoagulacyjna
60 — 180 min

Lp	WSKAZNIK ZANIECZYSZCZENIA	Jednostka	RODZAJ PRÓB I ILOŚĆ POMIARÓW /n/					
			próby debowe n=364			próby chwilowe godz. n=155		
			10%	50%	90%	10%	50%	90%
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1.	Temperatura wody	°C	-	-	-	8,0	12,0	16,0
2.	Odczyn	pH	7,6 /8,2/	7,9 /8,0/	6,2 /7,7/	7,4 /8,0/	7,6 /7,7/	8,0 /7,4/
3.	Kwasowość	mmol	-	-	-	0,15	0,30	0,70
4.	Zsadycość	mmol	-	-	-	4,8	6,6	7,8
5.	Barwa	mgPt/l	30	45	75	35	50	70
6.	Mętność	mgSiO ₂ /l	50	100	250	75	150	1300
7.	Tlen rozpuszczony	mgO ₂ /l	-	-	-	3,0 /6,6/	4,6 /4,6/	6,4 /2,6/
8.	BZT ₅	mgO ₂ /l	-	-	-	7,5	22,5	55,0
9.	Utleniałość	mgO ₂ /l	-	-	-	70,0	45,0	100,0
10.	ODT	mgO ₂ /l	50,0	240,0	390,0	50,0	125,0	600,0
11.	Węgiel organiczny	mgC/l	-	-	-	17,0	29,0	47,0
12.	Azot amonowy	mgN _{NH₄} /l	-	-	-	9,0	14,5	25,0
13.	Azot azotynowy	mgN _{NO₂} /l	-	-	-	0,060	0,180	0,34
14.	Azot azotanowy	mgN _{NO₃} /l	-	-	-	-	0,50	1,25
15.	Azot organiczny	mgN _{org} ³ /l	-	-	-	4,0	5,0	9,0
16.	Fosforany	mgPO ₄ ³ /l	-	-	-	0,020	0,040	0,20
17.	Fenole	mg/l	-	-	-	0,05	0,70	7,20
18.	Cyjanki	mgCN ⁻ /l	-	-	-	0,050	0,150	0,450
19.	Tłuszcze i smary	mg/l	-	-	-	14,0	26,0	38,0
20.	Przewodnictwo	μS	1725	2300	2900	2000	2450	2950
21.	Chlorki	mgCl ⁻ /l	15	100	155	85	115	165
22.	Siarczany	mgSO ₄ ⁼ /l	450	615	900	450	700	1025
23.	Sucha pozostałość	mg/l	1400	1800	2500	1600	1900	2400
24.	Związki rozpuszczone	mg/l	1100	1500	2000	1300	1600	1900
25.	Zawiesiny	mg/l	75	175	375	100	250	675
26.	Zawiesiny w leju Imh.	ml/l	0,25	1,25	3,25	0,1	0,4	2,7
27.	Ołów	mgPb/l	-	-	-	0,010	0,040	0,130
28.	Miedź	mgCu/l	-	-	-	0,010	0,025	0,150
29.	Cynk	mgZn/l	-	-	-	0,030	0,150	0,300
30.	Nikiel	mgNi/l	-	-	-	0,020	0,040	0,110
31.	Żelazo ogólne	mgFe/l	-	-	-	1,0	25	8,0
32.	Sód	mgNa/l	-	-	-	140	220	310
33.	Potaz	mgK/l	-	-	-	17,5	25,0	40,0
34.	Wapń	mgCa/l	-	-	-	75,0	137,5	317,5

Podstawą oceny efektów koagulacji było porównanie składu fizykochemicznego ścieków przed i po procesie koagulacji. Analizowano wyrzawkowe próbki ścieków pobierane zgodnie z czasem przepływu oraz próbki średniodobowe zlewane z częstotliwością co 2 godz.

Badania procesu adsorpcji prowadzono w skali laboratoryjnej, stosując testy statyczne i dynamiczne. Sprawdzono dwa gatunki węgla aktywnych produkowanych w kraju z przeznaczeniem dla technologii oczyszczania ścieków: Carbopol Z-4 i W-S [2]. Po wyznaczeniu optymalnych czasów kontaktu i izoterm adsorpcji metodyką standardową [3, 7] efektywność węgla porównana w równoległe pracujących zestawach adsorpcyjnych, z których każdy składał się z dwu połączonych szeregowo kolumn szklanych o średnicy wew. 2,2 cm i wysokości 60 cm. Wysokość złoża w każdej kolumnie wynosiła 30 cm, a całkowita ilość węgla Z-4 użyta do adsorpcji — 60 g i W-S 120 g. Zestawy adsorpcyjne zasilano w sposób ciągły od góry wodą, w której stężenie fenoli utrzymywano na poziomie maksymalnych stężeń wykrywanych w Pełcznicy (8,0 mg/l). Średnie stężenia pozostałych kontrolowanych wskaźników, tzn. CZT i C org, wynosiły odpowiednio 53 mg/l i 17,0 mg/l. Dla obu zestawów utrzymywano 30 minutowy czas kontaktu, przy którym obciążenie hydrauliczne wynosiło 0,12 dm³/cm²/h. Dla wybranego na podstawie badań porównawczych gatunku węgla, wyznaczono pojemność adsorpcyjną w odniesieniu do zanieczyszczeń organicznych (CZT i C org), zawartych w oczyszczonych ściekach, oraz określono ilość węgla niezbędną do oczyszczenia 1 m³ ścieków a tym samym materiałowe koszty procesu.

W celu wyznaczenia pojemności adsorpcyjnej zainstalowano adsorbery zasilane bezpośrednio ściekami po koagulacji i filtracji na filtrze żwirowo-piaskowym. Zestaw adsorpcyjny składał się z trzech kolumn o średnicy 3 cm i wysokości 120 cm. Każda z kolumn wypełniona do wysokości 85 cm zawierała 150 g węgla Z-4 o granu-

lacji 1—3 mm. Dla oceny efektywności adsorpcji w ściekach na dopływie i odpływie z każdej kolumny kontrolowano zawartość fenoli, CZT, utlenialności i C org. Próby do badań analitycznych pobierano zgodnie z czasem przepływu z częstotliwością 1 raz/dobę. Metodykę analityczną przyjęto wg Standard Methods [5]. Analizy C org. wykonywano na analizatorze TOC Model 915 A f-my Beckman.

Dyskusja wyników badań

Koagulacja

Testy procesu koagulacji wód rzeki Pełcznicy prowadzone w zakresie temperatur 8—20°C wykazały wysoką efektywność badanych koagulantów w usuwaniu zawiesiny ogólnej, mętności i zanieczyszczeń organicznych. Redukcję podstawowych wskaźników zanieczyszczeń osiągniętą przy optymalnych dawkach testowanych koagulantów przedstawiono w tab. 2. Przy temperaturach koagulowanej wody poniżej 8°C stwierdzono znaczne pogorszenie się efektów koagulacji w przypadku koagulantów hydrolizujących tj. chlorku żelazowego i siarczanu glinowego. Przy optymalnej dawce 60 mg/l FeCl₃·6H₂O usunięcie CZT w temp. 4°C było średnio o 20%, a mętności o 30% niższe niż uzyskiwane w temp. 18°C. W przypadku siarczanu glinu efekty redukcji CZT w temp. 4°C były niższe o 25% a mętności o 35%.

Znacznie mniejszy wpływ niskich temperatur stwierdzono w procesie koagulacji siarczanem żelazowym i wapnem. W temperaturze 4°C usunięcie CZT i mętności wykazywało nieznaczne różnice w porównaniu do redukcji uzyskiwanej w temp. 10°C (rys. 1). Z uwagi na warunki klimatyczne Polski, w których okres niskich temperatur wody trwa około 5 miesięcy w roku, znikoma zależność efektywności koagulacji wapnem i siarczanem żelazowym od temperatury jest podstawowym czynnikiem przemawiającym za wyborem tych reagentów do ewentualnego

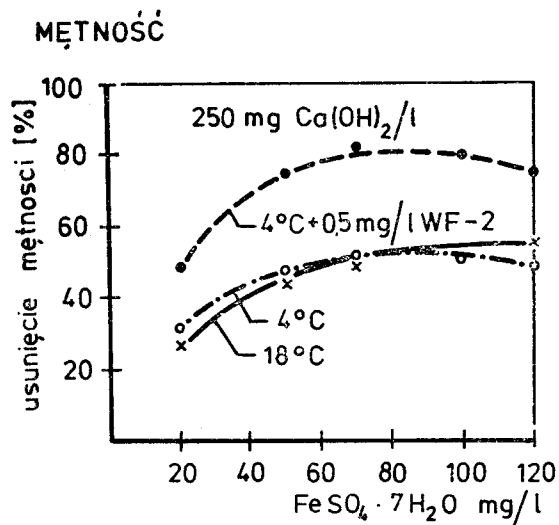
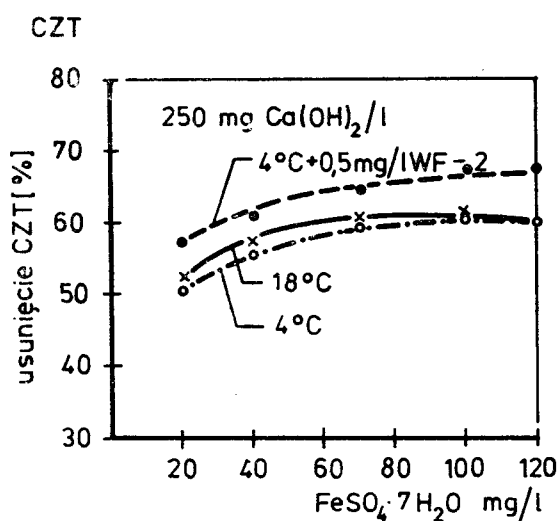
Tabela 2

EFEKTY USUWANIA CZT, UTLENIALNOŚCI, ZAWIESIN OGÓLNYCH I MĘTNOŚCI OSIĄGNIĘTE W PROCESIE KOAGULACJI OPTYMALNYMI DAWKAMI KOAGULANTÓW

Rodzaj koagulantu	Średnia dawka optymalna mg/l	Redukcja wskaźników zanieczyszczeń w %							
		CZT		Utlenialność		Zawiesiny		Mętność	
		od-do	średnia	od-do	średnia	od-do	średnia	od-do	średnia
Al ₂ /SO ₄ / ₃ · 18 H ₂ O	90	53 - 83	66	32 - 68	45	54 - 68	65	75 - 95	87
FeCl ₃ · 6 H ₂ O	60	62 - 87	72	37 - 66	46	59 - 74	67	73 - 80	77
FeCl ₃ · 6 H ₂ O + Al ₂ /SO ₄ / ₃ · 18 H ₂ O	30+50	60 - 84	71	38 - 64	47	60 - 72	67	78 - 90	86
Ca(OH) ₂ + FeSO ₄ · 7 H ₂ O	250+70	56 - 79	66	38 - 60	46	41 - 54	49	25 - 66	45

Uwaga: Średnie procenty redukcji zanieczyszczeń obliczono na podstawie wyników sześciu serii pomiarowych, wykonanych przy zróżnicowanym fizykochemicznym składzie wód rzeki Pełcznicy.

Wartości wskaźników po 2h sedymentacji, średnia z trzech serii badawczych: CZT=100 mg O₂/l ; mętność = 180 SiO₂/l



Rys. 1 Zależność procentowa redukcji CZT i mętności od dawki Fe SO₄·7H₂O w temperaturze 4° i 18°C (stała dawka Ca(OH)₂=200mg/l.

wykorzystania w skali technicznej. Drugim ważnym czynnikiem, decydującym o wyborze koagulantu jest koszt materiałowy procesu koagulacji. W tab. 3 przedstawiono aktualne ceny polskie i amerykańskie podstawowych koagulantów oraz koszt średnich optymalnych dawek, stosowanych w koagulacji wód rz. Pełcznicy. Przedstawione wskaźniki najkorzystniej kształtują się

w warunkach polskich dla mieszaniny Ca(OH)₂ + FeSO₄·7H₂O.

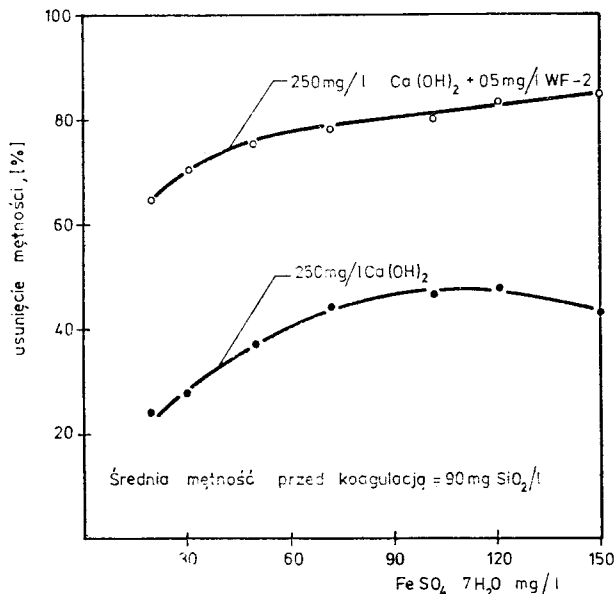
W koagulacji wapnem i siarczanem żelazowym stwierdzono stosunkowo niską redukcję mętności (tab. 2). Woda po koagulacji charakteryzowała się mętnością wtórną, powodowaną niekompletną sedymentacją wodorotlenku wapnia. Przeprowadzone testy koagulacji wspomaganej

Tabela 3

WSKAZNIKI	Jednostki	Rodzaj koagulantów					
		Al ₂ /SO ₄ /3 · 18 H ₂ O	FeCl ₃ · 6 H ₂ O	FeSO ₄ · 7 H ₂ O	Ca(OH) ₂	Al ₂ /SO ₄ /3 · 18 H ₂ O + FeCl ₃ · 6 H ₂ O	Ca(OH) ₂ + FeSO ₄ · 7 H ₂ O
Ceny krajowe		4350	9500	853	980		
Ceny USA	\$/t	60	100	18	20		
Koszt średniej optymalnej dawki							
- wg cen krajowych	zł/1000 m ³	391,5	570	-	-	502,5	303,5
- wg cen USA	\$/1000 m ³	5,4	6,0	-	-	6,0	6,2

flokulantami syntetycznymi wykazały, że można znacznie zintensyfikować usuwanie mętności poprzez dodatek polielektrolitów anionowych (Rys. 1 i 2). Dawka 0,3 — 0,5 mg/l Rokrysolu WF-2 średnio zwiększała redukcję mętności o 40% a zawiesiny o 20%, radykalnie poprawiając klarowność oczyszczanej wody.

W świetle przeprowadzanych badań, za optymalny uznano koagulant dwuskładnikowy: $\text{Ca}(\text{OH})_2 + \text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ wspomagany flokulantem anionowym.



Rys. 2. Zależność procentowa usunięcia mętności od dawki $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ z dodatkiem i bez rokrysolu WF-2.

W celu weryfikacji wyników laboratoryjnych, z wybranym koagulantem przeprowadzono testy koagulacji w skali ułamkowo technicznej na stacji modelowej. Optymalne dawki stosowanych reagentów określone na podstawie tych badań wynosiły: $\text{Ca}(\text{OH})_2$ — 210 mg/l, $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ — 50 mg/l, Rokrysol WF-2 — 0,5 mg/l. Efekty oczyszczenia tymi dawkami, wyznaczone na podstawie 30 dobowego okresu ciągłej koagulacji przedstawiono w tab. 4.

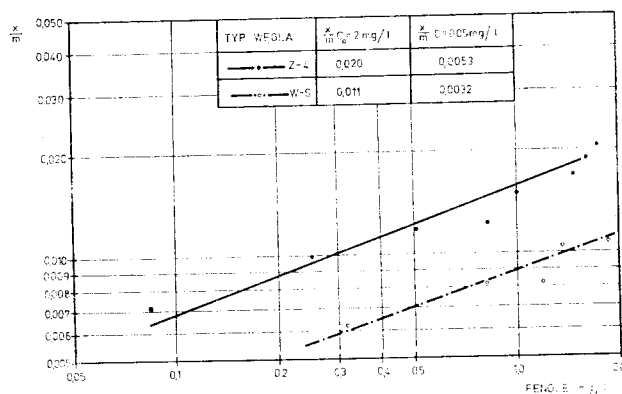
Tabela 4
EFEKTY OCZYSZCZANIA W PROCESIE KOAGULACJI SIARCZANEM ŻELAZOWYM I WAPNEM (WARTOŚCI ŚRĘDNE Z 30-DOBOWEGO OKRESU BADAŃ)

WSKAŹNIK	JEDNOSTKA	WODA PO SEDYMENTACJI 2h /przed koagulacją/			WODA PO KOAGULACJI $\text{Ca}(\text{OH})_2$ - 210 mg/l i $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ - 50mg/l WF - 2 - 0,5 mg/l t flokulacji = 30min. t osadzenia = 120min.		
		10%	50%	90%	10%	50%	90%
Ciepłota	mgO ₂ /l	55	98	120	30	34	45
Utlenialność	mgO ₂ /l	11,5	15	26	6,5	8,5	12,5
C org.	mg/l	14,5	23	28	7,5	12	15
Mętność	mgSiO ₂ /l	60	90	150	20	25	35
Barwa	mgPt/l	30	50	60	20	30	45
Zawiesina	mg/l	50	120	140	15	35	50
Fosfor og.	mgP/l	0,02	0,05	0,2	0,01	0,02	0,05
Żelazo og.	mg/l	0,5	2,0	3,5	1,5	2,5	5,5
Odczyn	pH	7,4	7,8	8,0	8,4	8,6	8,9

Badania modelowe potwierdziły wysoką efektywność oczyszczania za pomocą koagulacji $\text{Ca}(\text{OH})_2 + \text{FeSO}_4 + \text{WF}-2$. Wyznaczone optymalne dawki poszczególnych reagentów były niższe od ustalonych w badaniach laboratoryjnych ($\text{Ca}(\text{OH})_2$ o 40 mg/l, $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ o 20 mg/l), co dodatkowo poprawia wskaźniki ekonomiczne procesu koagulacji prowadzonego w skali technicznej.

Adsorpcja

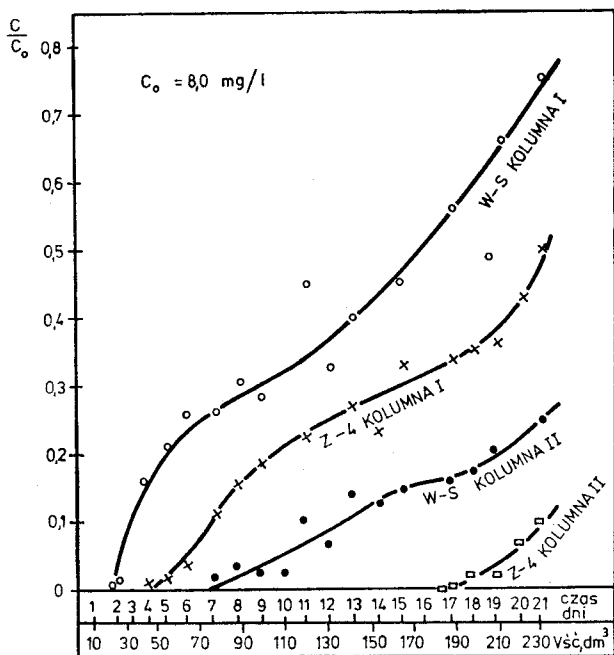
Przeprowadzone doświadczenia w układzie statycznym wykazały, że niezbędny czas kontaktu badanych węgli z oczyszczanymi ściekami powinien wynosić 30 min. Na rys. 3 przedstawiono izotermę Freundlich'a wyznaczone w temp. 18°C przy utrzymaniu czasu kontaktu 30',



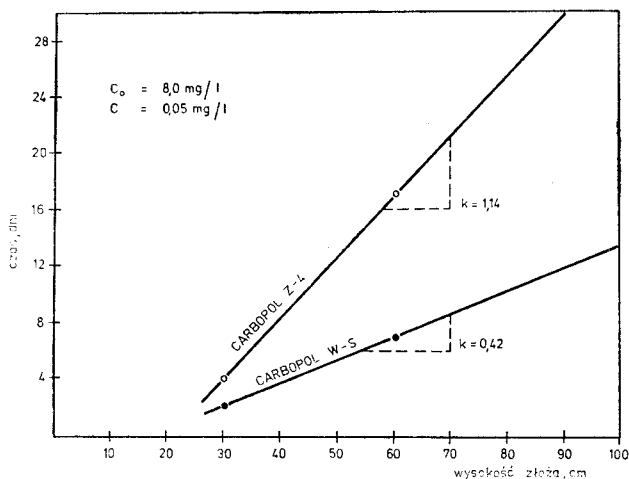
Rys. 3. Izotermę adsorpcji.

dla początkowego stężenia fenoli w oczyszczonych ściekach $C_0=2$ mg/l. Z przebiegu izoterm wynika, że testowane węgle charakteryzują się równomierną adsorpcją w całym zakresie badanych stężeń, świadczy o tym niewielki kąt nachylenia izoterm. Carbpol Z-4 w zakresie badanych stężeń jest efektywniejszym adsorbentem niż Carbpol W-S, przy czym dla stężenia początkowego fenoli $C_0=2$ mg/l efektywność Carbopolu Z-4 jest prawie dwukrotnie większa. Potwierdzeniem wniosków wynikających z interpretacji izoterm, są wyniki porównawczych badań węgla w warunkach dynamicznych. Na rys. 4 przedstawiono krzywe wyczerpywania się pojemności sorpcyjnej badanych węgli dla związków fenolowych. Przyjmując za punkt przebiecia poszczególnych kolumn wzrost stężenia fenoli w wypływie z kolumn do 0,05 mg/l, można stwierdzić, że przebiecie adsorberów z węglem Z-4 nastąpiło po 4 i 17 dniach, a z węglem W-S po 2 i 7 dniach. Na podstawie tych danych wyznaczono efektywny czas pracy adsorberów w zależności od wysokości złoża (rys. 5).

Z zależności przedstawionych na rys. 5 wynika, że dla osiągnięcia zbliżonych efektów oczyszczania, wysokość złoża węgla W-S musi być dwukrotnie większa. Biorąc pod uwagę dwukrotnie większy ciężar nasypowy węgla W-S w porównaniu z węglem Z-4 oraz uwzględniając ceny zakupu obu węgli (W-S 15 tys. zł/t; Z-4 — 21,5 tys. zł/t), Carbpol Z-4 dla omówio-



Rys. 4. Wyczerpywanie się pojemności adsorpcyjnej badanych węgli (dla fenoli).



Rys. 5. Zależność efektywnego czasu pracy adsorberów z węglem Z-4 i W-S od wysokości złoża.

nego procesu przynosi trzykrotnie większe efekty ekonomiczne adsorpcji.

Badania nad określeniem całkowitej chłonności sorpcyjnej Carbopolu Z-4 w odniesieniu do zanieczyszczeń organicznych zawartych w oczyszczanych ściekach (mierzonych jako CZT i C org.) prowadzono do momentu wyczerpania pojemności adsorpcyjnej węgla w I kolumnie zestawu adsorpcyjnego. Nasylenie węgla mierzone CZT osiągnięto po 102 dniach, tj. po przejściu przez adsorbery 8,6 m³ ścieków. Wyniki uzyskanych efektów oczyszczania jako średnie z okresu 102 dni przedstawiono w tab. 5.

Przyjmując, że średnie wielkości CZT i C org. w ściekach zasilających kolumny wynosiły 36 mg/l i 11,4 mg/l, natomiast po kolumnie I odpowiednio — 28 mg/l i 8,7 mg/l oraz że nasylenie węgla aktywnego w kolumnie I nastąpiło po przejściu 8,6 m³ ścieków — pojemność adsorpcyjna węgla Z-4 wynosi 0,450 g CZT/l g C_{Z-4} i 0,155 g C org./l g C_{Z-4}.

Uzyskane wartości umożliwiają określenie ilości węgla niezbędnej do oczyszczenia 1 m³ ścieków a tym samym materiałowych kosztów procesu. Dokonane obliczenia wykazały, że koszt węgla aktywnego do oczyszczenia 1 m³ ścieków, przy wyżej podanych parametrach jest dość wysoki i wynosi ok. 1 zł. Koszt ten jednak można znacznie obniżyć poprzez regenerację zużytego węgla. Zakładając regenerację węgla u producenta, po uwzględnieniu kosztów transportu i strat węgla w procesie regeneracji — koszt węgla zregenerowanego stanowić może 1/2 kosztów nowego węgla [1]. Również można obniżyć koszty eksploatacyjne procesu adsorpcji przez zastosowanie bioregeneracji węgla bezpośrednio w filtrze sorpcyjnym [8]. Metoda bioregeneracji eliminuje w znacznym stopniu koszty usuwania i załadowania węgla do adsorberów, suszenia i transportu [9].

Wnioski

1. Skład fizyczno-chemiczny wody rz. Pełcznicy, a w szczególności wysoka zasadowość przy równoczesnej dużej zawartości zawiesiny ogól-

EFEKTY OCZYSZCZANIA NA WĘGLU AKTYWNYM CARBOPOL Z-4

Tabela 5

Miejsce poboru próby	CZT		Utlenialność		C org.		Fenole mg/dm ³	
	mg O ₂ /dm ³	% redukcji	mg O ₂ /dm ³	% redukcji	mg/dm ³	% redukcji	średnie	% redukcji
przed kolumnami	36	-	8	-	11,4	-	0,15	-
po kolumnie I	28	23	6,5	19	8,7	23,7	0,05	66
po kolumnie II	22	39	5,4	32,5	7,6	33,4	0,01	93
po kolumnie III	16	54	4,3	46,2	6,4	43,9	0,00	100

nej i mętności pozwalał wnioskować, że koagulacja powinna być podstawowym procesem w technologii oczyszczania. Laboratoryjne i modelowe badania procesu koagulacji potwierdziły powyższy wniosek.

2. Porównawcze testy koagulacji wykonane dla różnych koagulantów wykazały, że najkorzystniejszym koagulantem w warunkach polskich jest: $\text{Ca}(\text{OH})_2 + \text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O} +$ flokulant anionowy.

Koagulacja optymalnymi dawkami wybranych reagentów tj. $\text{Ca}(\text{OH})_2$ — 210/l, $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ — 50 mg/l i WF-2 — 0,5 mg/l zapewniała usunięcie z oczyszczonej wody CZT w 66%, mętności w 78% i zawiesiny ogólnej w 70%.

3. Adsorpcja na węglu aktywnym Carbopol Z-4 umożliwia obniżenie zanieczyszczeń organicznych mierzonych CZT, utlenialnością i C org. o około 50% i eliminuje z oczyszczonej wody fenole.

4. Chłonność sorpcyjna zanieczyszczeń organicznych zawartych w badanej wodzie mierzona chemicznym zapotrzebowaniem tlenu i węglem organicznym wynosi dla węgla Z-4: 0,45 g CZT/g C_{Z-4} i 0,155 g C org./l g C_{Z-4} . Pomimo tak dobrych właściwości sorpcyjnych, koszt węgla aktywnego niezbędnego do oczyszczenia badanych wód jest dość wysoki i wynosi 1 zł/l m^3 (bez regeneracji węgla).

LITERATURA

1. J. M. COHEN, J. I. KUGELMAN: Physical — Chemical Treatment for Wastewater. Water Research Vol. 6, 1972.
2. Katalog „Węgla aktywne. Wydawnictwo katalogów i Cenników, Warszawa, 1978.
3. Praca zbiorowa: Process Design Manual for Carbon Adsorption. Technology Transfer, EPA, USA, 1973.
4. Praca zbiorowa: Ustalenie sposobu oczyszczania ścieków pochodzących z kopalń i zakładów przeróbki węgla kamiennego na przykładzie oczyszczalni rzecznej Pełcznica — Wałbrzych. Instytut Meteorologii i Gospodarki Wodnej, Wrocław. Raport nr 1, 2 i 3, 1975—1977.
5. Standard Methods for Examination of Water and Wastewater. 13 th edition 1971, APHA, AWWA, WPCF, Washington — USA.
6. Suspended Solids Removal, U.S. Environmental Protection Agency, Technology Transfer, 1975
7. W.J. WEBER: Adsorption processes. Pure and Applied Chemistry, Vol. 37, Nr 3, 1974, Butterworth, London.
8. Patent Nr P 202284. Sposób regeneracji węgla aktywnego, 18.XI.77.
9. W. ADAMSKI, A. L. KOWAL: Bioregeneracja węgla aktywnych w systemach odnowy wody. Materiały Konferencyjne nt. „Problemy jakościowe w systemowej gospodarce wodnej”. PZITS Kraków 1976.