

Bogusław DACY, Korneliusz MIKSCH

BADANIA MODELOWE OCZYSZCZANIA ŚCIEKÓW RAFINERYJNYCH
METODĄ OSADU CZYNNEGO W UKŁADZIE JEDNOSTOPNIOWEGO NAWIEWIERZANIA

Streszczenie. Relacjonowane doświadczenia są kontynuacją doświadczeń nad doбором odpowiedniego układu technologicznego i optymalnych parametrów biologicznego oczyszczania ścieków rafineryjnych metodą osadu czynnego. Wykonano równoległe doświadczenia w trzech modelach o 4,8 i 12 godzinnym czasie aeracji i zmiennych pozostałych parametrach procesu. Okazało się, że we wszystkich układach jedno-stopniowej aeracji uzyskiwane efekty oczyszczania były zbliżone. Jednakże układ jedno-stopniowy o krótkim okresie nawiewierzania byłby wrażliwy na przeciążenia substratowe związane ze zmiennością ścieków. Z kolei wprowadzenie drugiego stopnia nawiewierzania znacznie zwiększyłoby koszty budowy i eksploatacji oczyszczalni, a w układzie takim - co wykazały wcześniejsze doświadczenia - nie byłaby wykorzystana aktywność biochemiczna drobnoustrojów drugiego stopnia aeracji. Aby więc zachować buforujące zalety układu dwustopniowego, a jednocześnie wykorzystać biochemiczne własności osadu czynnego II stopnia nawiewierzania, optymalnym rozwiązaniem wydaje się być układ dwustopniowy o bardzo krótkim czasie zatrzymania w I stopniu aeracji i sumarycznym czasie nawiewierzania nie przekraczającym 4 godziny. W pierwszym stopniu wykorzystywane byłyby wówczas głównie sorpcyjne właściwości osadu czynnego, a intensywne procesy biochemiczne zachodziłyby w II stopniu aeracji.

W badaniach nad biologicznym oczyszczaniem ścieków rafineryjnych rozpatrywano najczęściej jeden określony układ doświadczalny, bez uwzględnienia alternatyw różnego prowadzenia procesów biodegradacji [1-8]. Z tego powodu postanowiono zbadać różne układy technologiczne o zmiennych parametrach. Omawiane doświadczenia są kontynuacją badań nad doбором odpowiedniego układu technologicznego i optymalnych parametrów biologicznego oczyszczania ścieków rafineryjnych. Wcześniej przeprowadzono badania w układzie dwustopniowym osadu czynnego i uzyskane rezultaty przedstawiono w innej publikacji [9]. Doświadczenia te prowadzono w układzie dwustopniowym o 4 godzinnym czasie aeracji w I stopniu i 8 godzinnym czasie zatrzymania w komorze nawiewierzania II stopnia. Wynikało to stąd, iż układ taki zaprojektowany został dla mającej powstać w Zakładach Chemicznych "Błachownia" oczyszczalni ścieków rafineryjnych. Badania te miały więc dostarczyć danych uzasadniających przyjęte rozwiązanie technologiczne.

Doświadczenia te wykazały, że układ taki nie spełnia swego zadanie ze względu na niewykorzystanie aktywności biochemicznej osadu czynnego II stopnia. Sumaryczny efekt oczyszczania wyrażony przez zmniejszenie BZT₅ lub ChZT jest zaledwie minimalnie większy w porównaniu z I stopniem napo-

wietrzenia. Natomiast ilość węglowodorów po II^o jest często nawet większa niż po I^o na skutek uwolnienia części zaadsorbowanej emulsji olejowej pod wpływem intensywnego napowietrzenia w II stopniu aeracji [9]. Nasuwał się więc wniosek, czy lepszych rezultatów nie można by uzyskać przez połączenie obu stopni w układ jednostopniowy, co spowoduje zwiększenie średniego czasu zatrzymania i możliwość lepszego przystosowania drobnostrójek do dopływającego substratu.

Następnym etapem badań było więc zastąpienie układu dwustopniowego jednostopniowymi układami o 4, 8 i 12 godzinny czas napowietrzenia. Pierwszy model o czasie zatrzymania takim, jak w I stopniu układu dwustopniowego, miał dostarczyć informacji o wpływie zmienności składu ścieków rafineryjnych w obu okresach doświadczeń, przedzielonych 5 miesięczną przerwą. Drugi model posiadał czas aeracji równy okresowi napowietrzenia II stopnia układu dwustopniowego, a czas napowietrzenia trzeciego modelu był czasem, jaki uzyskuje się przy połączeniu obu układów dwustopniowego napowietrzenia w układ jednostopniowy.

Metodyka badań

Etap przygotowawczy do właściwych badań polegał na wyhodowaniu osadu czynnego z osadu surowego z osadnika wstępnego ścieków sanitarnych. W tym celu osad surowy, ujednorodniony cedzeniem przez sito o średnicy oczek 2 mm wraz z małą ilością ścieków sanitarnych mechanicznie oczyszczonych, silnie napowietrzano w komorze aeracji. Codziennie po przerwaniu napowietrzenia i odstaniu się osadu, dekantowano 1/3 objętości cieczy nadosadowej i uzupełniano świeżymi ściekami sanitarnymi. W czasie postoju urządzenie usuwano również gromadzący się na dnie osadek. Ten sposób postępowania trwał przez 7 dni. Po tym czasie rozpoczęto ciągłe dozowanie ścieków sanitarnych przy pomocy pompy "Unipan" typ 335.

Po 20 dniach rozpoczęto aklimatyzację wytworzonego osadu czynnego do rafineryjnych wód odpadowych. W tym celu zwiększono stopniowo ich ilość w dopływającej pożywkę. Adaptację rozpoczęto od dozowania ścieków sanitarnych zawierających 1% ścieków rafineryjnych, aby następnie zwiększać ilość tych ostatnich do 2, 3, 5, 10, 25, 50, 75 i 100%. Okres dawowania pożywki z skrajną ilością rafineryjnych ścieków trwał przeciętnie 10 dni.

Model instalacji składał się z trzech zestawów komór napowietrzenia zespolonych z osadnikami. Komora napowietrzenia pierwszego zestawu posiadała objętość 4,9 dm³, a część osadowa 5,1 dm³. Wielkości te dla drugiego zestawu wynosiły odpowiednio 7,0 i 4,0 dm³, a dla zestawu trzeciego - 4,8 i 2,2 dm³. Ilość dopływających ścieków do modelu pierwszego wynosiła 20,4 dm³/d, do modelu drugiego 21,0 dm³/d, a do trzeciego 9,6 dm³/d. Objętości te dawały 4 godzinny czas napowietrzenia w komorze modelu 1, 8 godzinny w komorze modelu 2 i 12 godzinny w komorze modelu 3. Czasy zatrzymania w

osadnikach wtórnych poszczególnych zestawów wynosiły odpowiednio 3,8; 3,25 i 4,35 godzin. Doświadczenia prowadzono przez okres kilku miesięcy.

W ściekach surowych i oczyszczonych wykonywano następujące oznaczenia.

- chemiczne zapotrzebowanie tlenu metodą skróconą według Eckenfeldera [10],
- biochemiczne zapotrzebowanie tlenu metodą rozcieńczeń [11],
- węglowodory aromatyczne metodą kolorymetryczną [12],
- azot organiczny metodą Kjeldahla [11],
- azot amonowy metodą bezpośredniej nessleryzacji lub metodą destylacyjną [11],
- azot azotynowy metodą kolorymetryczną [11],
- azot azotanowy kolorymetrycznie z kwasem fenolodwusulfonowym [11],
- fosforany, kolorymetrycznie za pomocą molibdenianu amonowego i chlorku cynowego [11],
- tlen rozpuszczony metodą Alsterberga z azydkiem sodowym [11],
- odczyn metodą potencjometryczną przy użyciu pH-metru LBS-65 [11] lub przy pomocy papierków wskaźnikowych firmy Merck.

Kontrola jakości osadu czynnego obejmowała oznaczenia:

- aktywności enzymatycznej metodą testu TTC [13],
- suchej pozostałości, substancji rozpuszczonych i substancji lotnych węgwc [11],
- zawiesiny ogólnej metodą pośrednią [11],
- indeksu osadowego jako objętości 1 g suchej pozostałości wg Gańczorzycyka [14].

Wyniki badań i ich omówienie

Używano w badaniach ścieki pobierane były z Refinerii Nafty w Czechowicach. Były one mechanicznie oczyszczane w **łapaczkach** produktów naftowych oraz przepuszczane przez filtry wypełnione drewnianymi wiórami.

Z zestawienia wyników analiz ścieków surowych wynika, że w okresie badań procesu jednostopniowego, ilość zanieczyszczeń występujących w ściekach była większa niż w czasie doświadczeń w układzie dwustopniowym. Średnia ilość zanieczyszczeń organicznych w tym drugim wypadku wynosiła 232 mg ChZT/dm³ i 88 mg BZT₅/dm³ [9], a dla układów jednostopniowych 304 mg ChZT/dm³ i 126 mg BZT₅/dm³ (tab. 1). Także ilości węglowodorów aromatycznych oraz związków szotowych były większe w drugim okresie badań.

Efektem tych różnic w składzie dopływającej pożytki były różne obciążenia komór napowietrzania i osadu czynnego ładunkiem zanieczyszczeń, co w konsekwencji powodowało również zmienny stopień ich usunięcia. Znaczenie jest jednak, że przy różnym procencie usuwanego ChZT w komorze 1^o układu dwustopniowego i samodzielnego układu jednostopniowego o takim samym czasie zatrzymania (odpowiednio 52,6% i 36,6%), średni stopień usunięcia we-

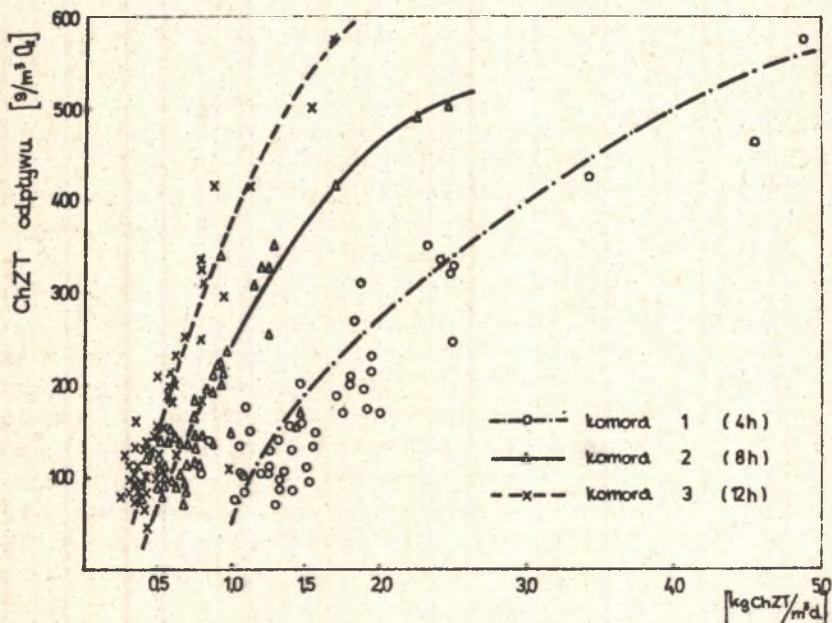
Zestawienia wyników analiz ścieków surowych
1 oczyszczonych w badaniach nad oczyszczeniem ścieków rafineryjnych
metodą osadu czynnego w układzie jednostopniowym

Oznaczenie	Jedn.	Dopływ			Odpływ z komory 1(4h)			Odpływ z komory 2(8h)			Odpływ z komory 3(12h)		
		min.	max.	śr.	min.	max.	śr.	min.	max.	śr.	min.	max.	śr.
ChZT	$g/m^3 O_2$	134	827	304	76	708	193	72	496	175	43	576	167
BZT ₅	"	51	244	126	30	170	82,5	24	162	86	23	160	83,0
Węglowodory	"	23,3	34,8	30,0	9,8	28,5	16,5	7,2	27,6	16,0	9,4	26,9	15,5
Azot ogólny	g/m^3 Nog	16,05	76,8	32,8	4,7	32,8	14,4	5,2	29,0	16,5	3,9	34,8	15,4
Azot organiczny	"Norg	11,55	29,9	17,7	2,5	27,0	9,9	3,8	22,9	9,9	2,2	19,3	8,25
Azot amonowy	" $N_{NH_4}^+$	6,4	55,0	24,2	0,2	18,2	7,3	0,6	18,4	7,65	0,9	25,1	9,7
Azot azotynowy	" N_{NO_2}	0,0	0,33	0,86	0,01	32,4	10,05	0,0	30,2	11,0	0,08	25,0	8,6
Azot azotanowy	" N_{NO_3}	0,025	0,55	0,23	0,10	6,15	1,47	0,15	7,15	1,51	0,10	5,10	1,40
Fosforany	" PO_4	10,0	45,0	27,0	1,15	18,25	7,2	0,05	18,25	7,3	0,9	17,2	6,2
Tlen rozpuszczony	" O_2	0,0	0,3	2,1	1,2	5,2	3,1	1,4	5,0	3,75	0,8	4,8	3,2
Odczyn	pH	5,8	7,5	6,75	4,5	6,5	5,6	5,0	6,5	5,75	4,5	6,5	5,8

Tabela 2

Uzyskiwane efekty usunięcia węglowodorów aromatycznych podczas oczyszczania ścieków rafineryjnych metodą osadu czynnego w układzie jednostopniowym

Dzień dośw.	Dopływ g/m^3	Komora 1		Komora 2		Komora 3	
		Odpływ g/m^3	% usun.	Odpływ g/m^3	% usun.	Odpływ g/m^3	% usun.
55	25,1	9,8	61,0	7,2	69,3	9,4	92,4
57	25,9	11,1	57,0	10,5	59,4	10,0	61,3
63	23,3	11,0	49,3	11,3	52,1	10,7	54,3
68	24,3	12,1	50,4	12,5	48,3	11,5	52,7
72	31,8	20,4	35,8	22,4	30,2	16,5	48,1
76	31,4	18,9	39,7	19,7	37,4	18,6	40,9
79	31,2	18,6	38,3	19,5	37,7	18,5	40,5
83	30,4	17,9	42,7	18,8	38,3	17,3	43,2
85	28,7	15,9	44,4	16,4	46,2	14,8	48,4
86	32,0	19,3	39,8	16,7	47,8	15,9	50,3
90	39,6	28,4	28,5	27,6	30,4	26,9	32,1
92	34,8	23,0	34,0	22,5	35,3	21,7	38,7
95	29,4	13,4	54,5	15,5	47,2	15,2	49,4
96	38,3	13,9	51,1	13,9	50,9	12,8	54,8
Średnio	29,7	16,7	44,0	16,05	46,0	15,6	47,3



Rys. 1. Zależność ChZT ścieków oczyszczonych od obciążenia substratowego komór napowietrzania

głowodorów aromatycznych był zbliżony i wynosił 43,1% oraz 44,0%. Świadczyć to może z jednej strony o tym, że w drugim okresie badań związały się ilość substratów biochemicznie nierozkładalnych, a z drugiej strony sugeruje, iż substancjami tymi nie były węglowodory aromatyczne.

Ważnym parametrem wpływającym na przebieg czyszczenia ścieków jest obciążenie ładunkiem zanieczyszczeń komór napowietrzania i osadu czynnego. Identyfikacja składu ścieków i różny czas zatrzymania w komorach aeracji powodował oczywiście różne obciążenia substratowe komór napowietrzania. Wynosiło ono średnio 1,82 kg ChZT/dm³ d i 0,76 kg BZT₅/dm³ d dla modelu 1, 0,92 kg ChZT/m³ d i 0,38 kg BZT₅/m³ d dla modelu 2 oraz 0,61 kg ChZT/m³ d i 0,25 kg BZT₅/m³ d dla komory o 12 godzinny czasie napowietrzania.

Rysunek 1 informuje, że przedłużanie czasów napowietrzania, a tym samym zmniejszenie obciążeń substratowych komór napowietrzania, nie zwiększa efektów oczyszczania. Ilustracja ta potwierdza więc fakt, że najistotniejszym czynnikiem wpływającym na charakter procesów prowadzonych przez osad czynny jest ilość substratu przypadająca na określoną ilość drobnoustrojów. Od wielkości obciążenia substratowego zależy bowiem, czy osad czynny prowadzić będzie procesy syntezy biomasy (przy dużych obciążeniach) lub też dominować będzie utlenianie substratu i nadmiar materiału komórkowego.

Obciążenie osadu czynnego - zbliżone bardzo dla wszystkich trzech modeli - decydowało o tym, że charakter procesów i osiągane efekty oczyszczania były podobne. Obciążenie to wynosiło kolejno średnio 0,74 kg ChZT/kg sm d, 0,72 kg ChZT/kg sm d i 0,68 kg ChZT/kg sm d, co odpowiadało obciążeniu 0,305 kg BZT₅/kg sm d, 0,300 kg BZT₅/kg sm d i 0,290 kg BZT₅/kg sm d (tab. 3). Tak zbliżone wartości obciążeń substratowych osadu wynikały stąd, iż w komorach napowietrzania utrzymywała się zróżnicowana ilość osadu czynnego. Średnia wielkość ilości zawiesziny w komorach napowietrzania układów jednostopniowych wynosiła 2,47 kg sm/m³ dla modelu o 4 godzinny czasie zatrzymania, 1,27 kg sm/m³ dla komory o 8 godzinny czasie napowietrzania oraz 0,88 kg sm/m³ w komorze o 12 godzinny czasie napowietrzania. Podkreślić należy, że wielkości te ustaliły się w sposób naturalny na określonym poziomie, pomimo tego, iż początkowa ilość osadu czynnego przy rozpoczęciu doświadczeń była we wszystkich komorach jednakowa i wynosiła 3 kg/m³. Takie zróżnicowanie ilości drobnoustrojów w modelach o różnym czasie zatrzymania wynikało zapewne stąd, iż większe podaż związków organicznych na jednostkę objętości komór napowietrzania modelu o krótszym czasie zatrzymania powodowała zwiększoną syntezę biomasy i utrzymywanie stężenia drobnoustrojów na większym poziomie niż w komorach o dłuższym czasie aeracji, gdzie przyrost osadu był odpowiednio mniejszy. W efekcie, ilość substratu przypadająca na określoną ilość mikroorganizmów była zbliżona we wszystkich modelach.

Ta ustalona w sposób samorzutny zróżnicowana ilość osadu czynnego w komorach napowietrzania powodowała, że iloczyn ze wartości zawiesziny i czasu

Tabela 3

Podstawowe parametry procesu biologicznego oczyszczania ścieków rafineryjnych metodą osadu czynnego

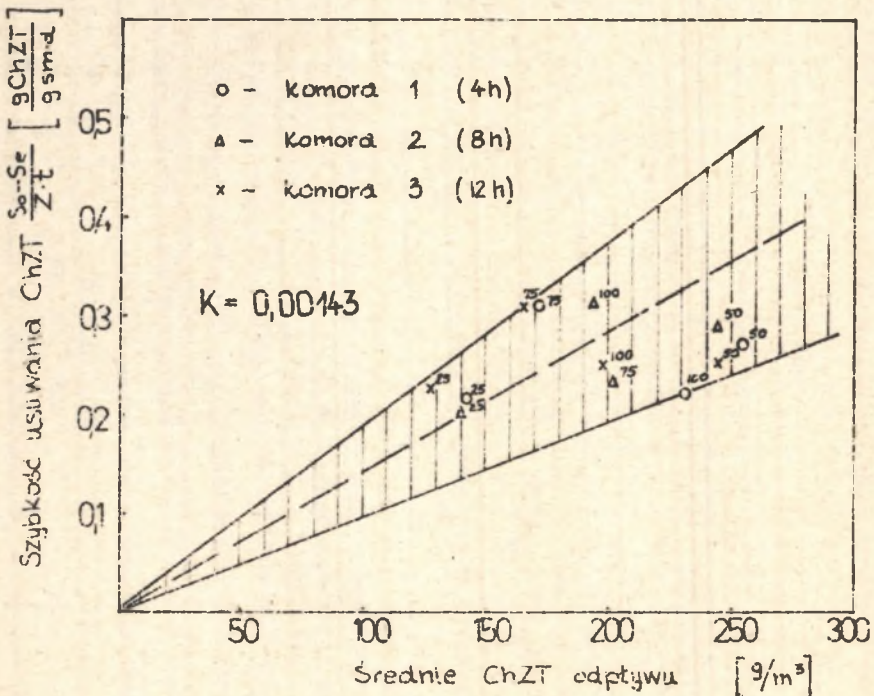
P a r a m e t r	Jednostki	Układy jednoetapowe								
		Model 1			Model 2			Model 3		
		min.	max.	śr.	min.	max.	śr.	min.	max.	śr.
Czas napowietrzania	h	4,0	4,0	4,0	8,0	8,0	8,0	12,0	12,0	12,0
Czas zetrzym. w osadniku	h	3,8	3,8	3,8	3,25	3,25	3,25	4,35	4,35	4,35
Zawartość osadu czynnego	kg em/m ³	1,00	5,77	2,47	0,45	4,81	1,27	0,42	3,05	0,88
	kg smo/m ³	0,81	4,70	1,98	0,37	3,92	1,04	0,34	2,49	0,71
Praca osadu	kg em h/m ³	4,00	23,1	9,9	3,6	38,5	10,15	5,05	36,6	10,55
Obc. hydraulicz. komór	m ³ /m ³ d	6,0	6,0	6,0	3,0	3,0	3,0	2,0	2,0	2,0
Obciąż. komór ładunkiem zanieczyszczeń	kg ChZT/m ³ d	0,805	4,97	1,82	0,40	2,48	0,92	0,27	1,51	0,61
	kg BZT ₅ /m ³ d	0,305	1,46	0,76	0,15	0,73	0,38	0,10	0,49	0,25
Obciążenie osadu ładunkiem zanieczyszczeń	kg ChZT/kg d	0,32	1,80	0,74	0,12	1,59	0,72	0,125	1,85	0,68
	kg BZT ₅ /kg d	0,12	0,51	0,305	0,045	0,47	0,30	0,05	0,515	0,29
Wiek osadu	d	6,2	123,0	37,8	2,9	33,0	15,9	3,5	124,0	27,1
Indeks osadu	cm ³ /g	25,5	100	37,5	21,5	177	41,8	21,5	197	52,45
Indeks gęstości osadu	g/cm ³	3,9	1,0	2,65	4,65	0,56	2,4	4,65	0,51	1,9
Przyrost osadu	kg/m ³ d	0,02	0,405	0,14	0,04	0,51	0,17	0	0,17	0,09
Aktywność enzymatyczna osadu	μmTF/dm ³	0	114,0	9,05	0	36,0	4,23	0	36,0	3,04
	μmTF/g em	0	49,0	3,67	0	19,2	3,24	0	16,9	3,45
Usuwany ładunek zanieczyszczeń	% ChZT	2,4	69,5	36,6	10,3	68,0	42,5	3,0	81,5	45,0
	% węglowodorów	28,5	61,0	44,0	30,4	69,3	46,0	32,1	62,4	47,3
	kg ChZT/m ³ d	0,05	2,04	0,71	0,07	0,99	0,37	0,01	0,77	0,25
	kg BZT ₅ /m ³ d	0,06	0,45	0,26	0,04	0,25	0,12	0,025	0,175	0,085
	kg ChZT/kg em d	0,075	0,89	0,256	0,05	1,20	0,263	0,064	0,71	0,26
kg BZT ₅ /kg em d	0,027	0,18	0,105	0,035	0,39	0,09	0,03	0,14	0,07	

sów zatrzymania zwany "pracą osadu" był we wszystkich układach bardzo zbliżony i wynosił kolejno 9,9 kg sm h/m³, 10,15 kg sm h/m³ oraz 10,55 kg sm h/m³ (tab. 3). Był to więc czynnik decydujący o zbliżonym charakterze przemian we wszystkich trzech modelach. Iloczyn ten występuje w równaniach kinetycznych określających szybkość rozkładu zanieczyszczeń:

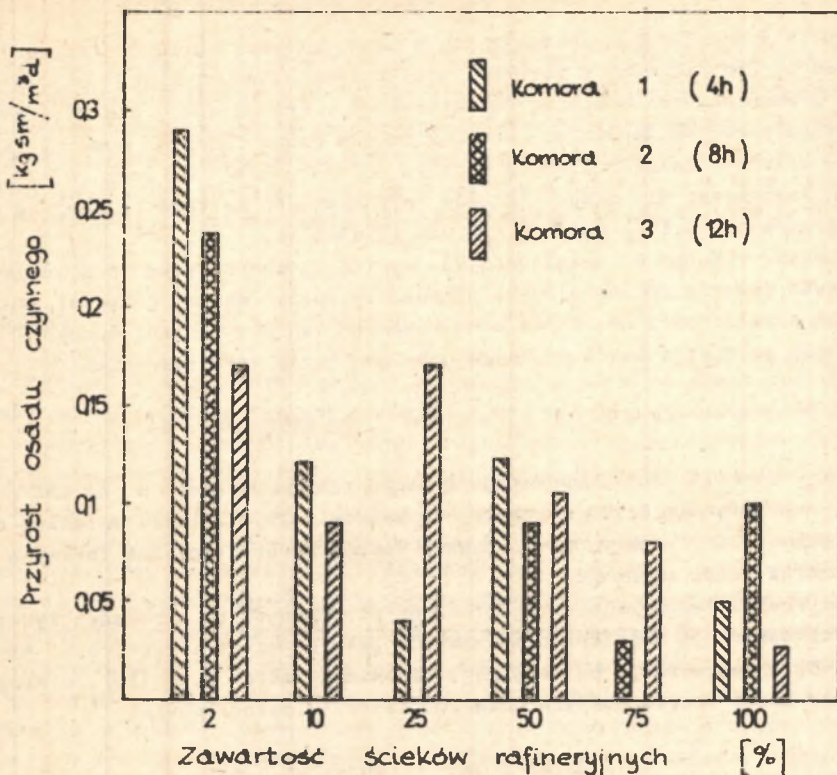
$$\frac{S_0 - S_t}{Z \cdot t} = K S_0$$

Jak już stwierdzono, iloczyn zawartości zawiesiny i czasu napowietrzenia (Zt) był zbliżony, a ponieważ jednocześnie ilość zredukowanego ładunku ($S_0 - S_t$), a także stężenie zanieczyszczeń w odpływie S_t było zbliżone we wszystkich układach - stała szybkości reakcji K była identyczna.

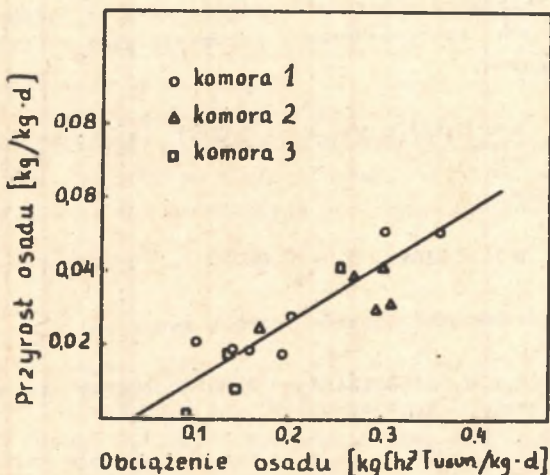
Bardzo istotnym parametrem procesu osadu czynnego jest jego przyrost. Od szybkości syntezy nowych komórek bakteryjnych zależy bowiem rodzaj i wielkość urządzeń do likwidacji osadu nadmiernego. Dobowy przyrost osadu czynnego jest również podstawowym wskaźnikiem niezbędnej ilości związków pokarmowych, jaką należy wprowadzić do ścieków oczyszczanych w przypadku niedostatecznej ich ilości (związki azotu i fosforu).



Rys. 2. Szybkość usuwania zanieczyszczeń ścieków rafineryjnych



Rys. 3. Dobowy przyrost osadu czynnego w zależności od zawartości ścieków rafineryjnych w dopływie



Rys. 4. Zależność przyrostu osadu czynnego od jego obciążenia ładunkiem zanieczyszczeń

Rezultaty doświadczeń wskazują, że w miarę wzrostu udziału rafineryjnych wód poprodukcyjnych w pożywce, malała ilość zanieczyszczeń przekazywanych w nowe komórki drobnoustrojów (rys. 3). Przykładowo, dla 2% ilości wód rafineryjnych w dopływie, przyrost dobowy osadu czynnego wynosił kolejno w trzech modelach: 0,29 kg sm/m³ d, 0,24 sm/m³ d oraz 0,17 kg sm/m³ d, natomiast dla samych ścieków rafineryjnych wartość ta zmalała do 0,05 kg sm/m³ d, 0,1 kg sm/m³ d i 0,026 kg sm/m³ d.

Natomiast rysunek 4, uwzględniający wyniki uzyskane tylko przy dopływie samych ścieków rafineryjnych, pozwala wyznaczyć dobowy przyrost osadu czynnego w zależności od ilości zredukowanego ładunku zanieczyszczeń. Średnia dobowa produkcja osadu czynnego ΔZ określona jest równaniem:

$$\Delta Z = 0,154 A_s - 0,005 \quad [\text{kg sm/kg sm} \cdot \text{d}],$$

gdzie A_s określa ilość usuniętego ładunku zanieczyszczeń w kg ChZT/kg sm · d. Współczynnik 0,154 wskazuje, że zaledwie 15,4% ilości związków organicznych (ChZT), zawartych w ściekach surowych, przetworzona zostanie w nowe komórki osadu czynnego.

Z przyrostem osadu związana jest ilość potrzebnych do procesów życiowych drobnoustrojów związków pokarmowych, głównie azotu i fosforu. Azot stanowi 12,3% substancji bakteryjnej, natomiast fosfor 2,3% [14], dlatego potrzebna ilość przyswajalnych związków azotu i fosforu wynosi:

$$N = 0,123 \cdot \Delta Z \quad (\text{kg/kg sm} \cdot \text{d})$$

$$P = 0,023 \cdot \Delta Z \quad (\text{kg/kg sm} \cdot \text{d}).$$

Uwzględniając wyliczony poprzednio przyrost dobowy osadu dla "czystych" ścieków rafineryjnych, zapotrzebowanie przyswajalnych związków azotu określone będzie równaniem:

$$N = 0,123(0,154 A_s - 0,005) \quad [\text{kg/kg sm} \cdot \text{d}],$$

a po przekształceniu:

$$N = 0,0189 \cdot A_s - 0,00073 \quad [\text{kg/kg sm} \cdot \text{d}]$$

Natomiast ilość potrzebnych związków fosforu wyniesie:

$$P = 0,023(0,154 A_s - 0,005) \quad [\text{kg/kg sm} \cdot \text{d}],$$

ostatecznie:

$$P = 0,0035 A_s + 0,00012 \quad [\text{kg/kg sm} \cdot \text{d}].$$

Zwraca uwagę fakt, że przy jednakowej ilości dopływających ścieków, zapotrzebowanie związków azotu i fosforu będzie takie same w układach o różnicowanym czasie aeracji, gdyż związanej kubaturze komory napowietrzania odpowiadać będzie zmniejszona ilość drobnoustrojów w jednostce objętości komory, jak to miało miejsce w omawianych badaniach. Stąd sumaryczna ilość koniecznych do dostarczenia związków pokarmowych będzie stała.

Wnioski

Porównanie ilości zanieczyszczeń występujących w ściekach pobranych z tego samego źródła w różnych okresach czasu wskazuje na zmienność ich składu. Doświadczenia nad biologicznym oczyszczaniem tych ścieków pozwalają także stwierdzić, że zmienna jest ilość związków podatnych na biodegradację.

We wszystkich układach jednostopniowych uzyskiwane efekty oczyszczania były zbliżone. Jednakże układ jednostopniowy w krótkim okresie napowietrzania byłby wrażliwy na występujące przeciążenie substratowe związane ze zmiennością składu ścieków. Z kolei wprowadzenie drugiego stopnia napowietrzania znacznie zwiększyłoby koszty budowy i eksploatacji oczyszczalni, a w układzie takim - co wykazały wcześniejsze badania - nie byłaby wykorzystana aktywność biochemiczna drobnoustrojów drugiego stopnia aeracji. Aby więc zachować buforujące zalety układu dwustopniowego, a jednocześnie wykorzystać biochemiczne właściwości osadu czynnego II stopnia napowietrzania, optymalnym rozwiązaniem wydaje się być układ dwustopniowy o bardzo krótkim czasie zatrzymania w I stopniu i sumarycznym czasie napowietrzania nie przekraczającym 4 godziny. W pierwszym stopniu wykorzystywane byłyby wówczas głównie sorpcyjne właściwości osadu czynnego, a intensywne procesy biochemiczne zachodziłyby w II stopniu aeracji. Potwierdzeniem słuszności tej tezy były kilkunastu doświadczenia nad przeciążeniem substratowym osadów czynnych i skracaniem czasów napowietrzania w układzie dwustopniowym [13]. Należałoby wazakże ustalić drogą doświadczalną optymalne parametry techniczne prowadzenia procesu w takim układzie.

LITERATURA

- [1] Boeżczyk H., Makowski S.P., Trębala B., Skalny W.: Oczyszczanie ścieków MZRIP w półtechnicznym reaktorze osadu czynnego z rotorem powierzchniowym. XVII Zjazd Pol. Tow. Mikrobiologów, Warszawa 1970.
- [2] Clark E.J., Clough G.F.G.: Treatment of liquid effluents from the oil industry. Microbiology, London 1971.
- [3] Coe R.H.: Bench-Scale biological oxidation of refinery wastes with activated sludge. Sewage and Ind. Wastes 24, 6, 731, 1952.
- [4] Jung A.: Ein Beitrag zur Abwasserreinigung der Erdölraffinerien. Berichte ATV. Düsseldorf Tagung 8, 100, 1957.

- [5] Karelin J.A.: Oczyszczka proizvodstwiennych stocznych wod neftepererabotajuszczich zawodov. Zhurnal Vsesojuznovo Chemiczeskovo Obespechatwa 6, 2, 166, 1961.
- [6] Kieli J.: Reaktory osadu czynnego nowa formą konstrukcji urzadzén do usuwania ze ścieków rafineryjnych zanieczyszczen, w szczególności fanolu. Konf. "Problemy Oczyszczania Ścieków Przemysłowych", Kraków 1972.
- [7] Kullerowa E.W.: Biochemiczeskaja doczistka neftesodorżuszczich stocznych wod. Biochemiczeskaja oczistka stocznych wod predpriyatii chemiczeskoj promyszlennosti. Moskwa 1962.
- [8] Kosiński W., Skalmowski K., Stasiak M.: Badania nad oczyszczaniem ścieków petrochemicznych metodą osadu czynnego. Konf. "Postęp Techniczny w Dziedzinie Oczyszczania Ścieków", Katowice 1963.
- [9] Zdybiowska M., Miksch K., Szecskó K.: Badania modelowe biodegradacji ścieków rafineryjnych dwustopniową metodą osadu czynnego. Mat. XIX Konf. "Postęp Techniczny w Dziedzinie Oczyszczania Ścieków", Katowice 1976.
- [10] Malina J.F., Ford D.L., Eckenfelder W.W.: Analytical procedures and methods. University of Texas, Austin 1967.
- [11] Hermanowicz W., Dożańska W., Sikorowska C., Kalus J.: Fizyczno-Chemiczne badania ścieków miejskich i osadów ściekowych. Arkady, Warszawa 1967.
- [12] Prace zbiorowa: Podstawowe metody analityczne pomiarów jakości wód powierzchniowych i ścieków. Wyd. II; IGW, Warszawa 1970.
- [13] Miksch K.: Wyznaczanie parametrów biochemicznej degradacji ścieków rafineryjnych metodą osadu czynnego. Praca doktorska, Politechnika Śląska, Gliwice 1975.
- [14] Gańczarczyk J.: Oczyszczanie ścieków metodą osadu czynnego. Arkady, Warszawa 1969.
- [15] Cywiński B., Gdula S., Kempa E., Kurbiel J., Płoszański H.: Oczyszczanie ścieków miejskich. Arkady, Warszawa 1972.

МОДЕЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД НЕФТЕПЕРЕГОНОГО ЗАВОДА МЕТОДОМ АКТИВНОГО ИЛА В СХЕМАХ ОДНОСТУПЕНЧАТОЙ АЭРАЦИИ

Резюме

Описываемые испытания являются продолжением исследований по выбору соответственной технологической схемы и оптимальных параметров биологической очистки проточек нефтеперегононого завода методом активного ила. Сделаны параллельные испытания на трёх моделях с временем 4, 8 и 12 часов аэрации и изменением остальных параметров процесса. Оказалось, что во всех схемах одноступенчатой аэрации были получены сходные эффекты очистки. Однако, одноступенчатая схема с кратким временем аэрации слишком чувствительная на перемену субстратом, связанную с изменчивостью состава сточных вод. С другой стороны — введение второй степени аэрации значительно увеличивает строительную стоимость и эксплуатационные расходы очистного сооружения причём, как показали раньше проведённые испытания, в такой схеме не используется биохимическая активность микроорганизмов второй степени аэрации. Поэтому для сравнения буферных достоинств двухступенчатой схемы с одновременным использованием биологических свойств активного ила II-ой степени аэрации, оптималь-

ным решением является двухступенчатая схема с очень коротким временем задержки в I-ой степени аэрации и суммарным временем не превышающим 4 часов. Тогда в первой степени будут использованы главным образом сорбционные свойства активного ила, а интенсивные биохимические процессы будут происходить во II-ой степени аэрации.

THE MODELLING TESTS OF THE REFINERY SEWAGE TREATMENT BY THE ACTIVATED SLUDGE METHOD IN THE SINGLE-STAGE SYSTEMS

S u m m a r y

The related experiments are the continuation of the experiments on the choice of the suitable technological system and optimal parameters for biological refinery sewage treatment by the activated sludge method. Simultaneously experiments were carried out in three models by 4,8 and 12 hours aeration time and variable remaining process parameters. It turned out that, in all single-stage aeration systems, the treatment effects obtained were similar. However, the single-stage system with short aeration time could be sensitive to the substrate overloads connected with the variation of the sludge composition. On the other hand, the introduction of the secondary stage of aeration could considerably increase the costs of building and exploitation of treatment plants, and in such a system - which had been shown in the earlier tests - the biochemical activity of microorganisms of secondary stage of aeration would not be utilized. In order to keep the buffering advantages of the two-stage system, and simultaneously to utilize the biochemical properties of the activated sludge of II stage of aeration, the optimal solution appears to be the two-stage system with very short stoppage time in the I aeration stage and the total aeration time not exceeding 4 hours. In the first stage the sorption properties of the activated sludge could be then mainly utilized and the intensive biochemical processes could occur in the II aeration stage.