



Biodegradacja zanieczyszczeń organicznych ścieków w warunkach inhibicji — symulacja komputerowa

*Józef Grabowski¹
Magdalena Latosińska¹
Patricia P. Scully²*

¹Pracownia Fizyki Środowiska
Instytut Fizyki
Politechnika Poznańska, Poznań
²Liverpool John Moores University
School of Chemical
and Physical Sciences
Liverpool, England

1. Wstęp

Biodegradacja zanieczyszczeń organicznych ścieków komunalnych — stanowiąca tzw. II stopień oczyszczania ścieków — jest zasadniczym etapem ich unieszkodliwiania. W procesie tym bakterie (tworzące błonę lub kłaczkę osadu czynnego — metoda osadu czynnego) dzięki posiadany­m enzymom mineralizują zanieczyszczenia organiczne ścieków. Proces biodegradacji, jak każdy proces enzymatyczny, jest „czuły” na obecność związków toksycznych, tj. obniżających aktywność metaboliczną bakterii.

Zgodnie z przepisami, ścieki komunalne nie powinny zawierać wymienionych związków, gdyż ich obecność może uniemożliwić proces biodegradacji i doprowadzić do wymycia osadu

czynnego z oczyszczalni ścieków (ponowne uruchomienie procesu zawsze wiąże się z dużymi kosztami).

W praktyce, niemal zawsze, ścieki komunalne zawierają związki toksyczne, np. metale ciężkie [1,2,3] — ich źródłem mogą być niedostatecznie oczyszczone ścieki przemysłowe, bądź ścieki z kanalizacji burzowej.

W pracy zbadano, metodą symulacji komputerowej, wpływ mechanizmu inhibicji i stopnia toksyczności na efektywność biodegradacji zanieczyszczeń organicznych ścieków w dwóch rodzajach reaktorów z osadem czynnym:

- 1) reaktor doskonały mieszacz,
- 2) reaktor dwukomorowy z możliwością regulacji rozdziału ścieków pomiędzy obie komory.

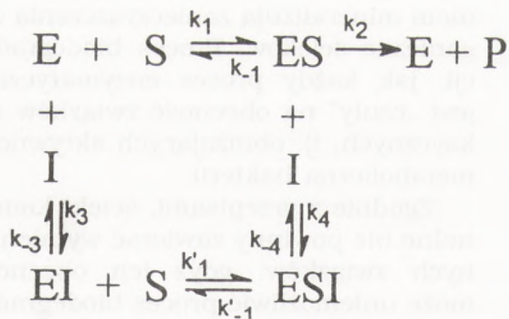
W pracy nie analizowano wpływu zanieczyszczeń toksycznych ścieków na właściwości sedymentacyjne osadu czynnego. Brak, jak dotąd, na ten temat jakichkolwiek danych literaturowych.

Założono, że w badanym układzie: reaktor z osadem czynnym — osadnik wtórny, strumień osadu recyrkulowego charakteryzuje się daną koncentracją biomasy osadu czynnego.

2. Mechanizm inhibicji

Reakcje enzymatyczne zachodzące w komórce bakterii mogą być, teoretycznie rzecz biorąc, bardzo złożone (pojedyncza komórka zawiera kilka tysięcy różnych enzymów). Tym bardziej uzasadniona jest złożoność w przypadku biocenozy kłaczków osadu czynnego. Mimo to, najczęściej obserwuje się stosunkowo proste zależności pomiędzy względną szybkością reakcji enzymatycznej, jaką jest proces biodegradacji, a koncentracją substratu, tj. zanieczyszczeń organicznych. Jest to, najprawdopodobniej, wynik działania powszechnego prawa biologicznego: efekt biologiczny zależny od wielu parametrów, jest zdeterminowany wielkością „czynnika limitującego”.

Przyjmując, jako dostatecznie ogólny, przypadek inhibicji mieszanej, schemat reakcji przedstawia się następująco — patrz rycina 1.



Ryc. 1. Schemat reakcji enzymatycznej w obecności inhibitora (E — enzym; S — substrat, ES — kompleks: enzym — substrat, EI — kompleks: enzym — inhibitor, ESI — kompleks: enzym — substrat — inhibitor, P — produkt).

Zakładając, że

$$k'_1 = k_1$$

$$k'_{-1} = k_{-1}$$

oraz wprowadzając oznaczenia

$$K_S = \frac{k_{-1} + k_2}{k_1}$$

$$K_{D_1} = \frac{k_{-3}}{k_3}$$

$$K_{D_2} = \frac{k_{-4}}{k_4}$$

otrzymuje się (zgodnie z podanym schematem) następującą zależność na względną szybkość transferu substancji w produkt μ równą:

$$\mu = \frac{\frac{\mu_m}{1 + \frac{[I]}{K_{D_2}}} [S]}{K_S \frac{1 + \frac{[I]}{K_{D_1}}}{1 + \frac{[I]}{K_{D_2}}} + [S]} \quad (1)$$

Zależność (1) można zapisać w postaci

$$\mu = \frac{\mu_M [S]}{K_M + [S]} \quad (2)$$

gdzie

$$\mu_M = \frac{\mu_m}{1 + \frac{[I]}{K_{D_2}}}$$

$$K_M = K_S \left\{ \frac{1 + \frac{[I]}{K_{D_1}}}{1 + \frac{[I]}{K_{D_2}}} \right\}$$

znanej jako wzór Monoda [4].

Wprowadzając oznaczenia

$$SI1 = \frac{[I]}{K_{D_1}}$$

$$SI2 = \frac{[I]}{K_{D_2}}$$

wyróżnia się następujące przypadki szczególne inhibicji (przypadki szczególne wyrażenia (2)):

- | | | |
|--------------------------------|---------------|--------------|
| 1) inhibicję mieszaną: | $SI1 \neq 0,$ | $SI2 \neq 0$ |
| 2) inhibicja konkurencyjna: | $SI1 \neq 0,$ | $SI2 = 0$ |
| 3) inhibicja niekonkurencyjna: | $SI1 = 0,$ | $SI2 \neq 0$ |
| 4) inhibicja akonkurencyjna: | $SI1 = 0,$ | $SI2 \neq 0$ |
| 5) brak inhibicji: | $SI1 = 0,$ | $SI2 = 0$ |

W ostatnim przypadku wyrażenie (2) upraszcza się do postaci:

$$\mu = \frac{\mu_m[S]}{K_S + [S]}$$

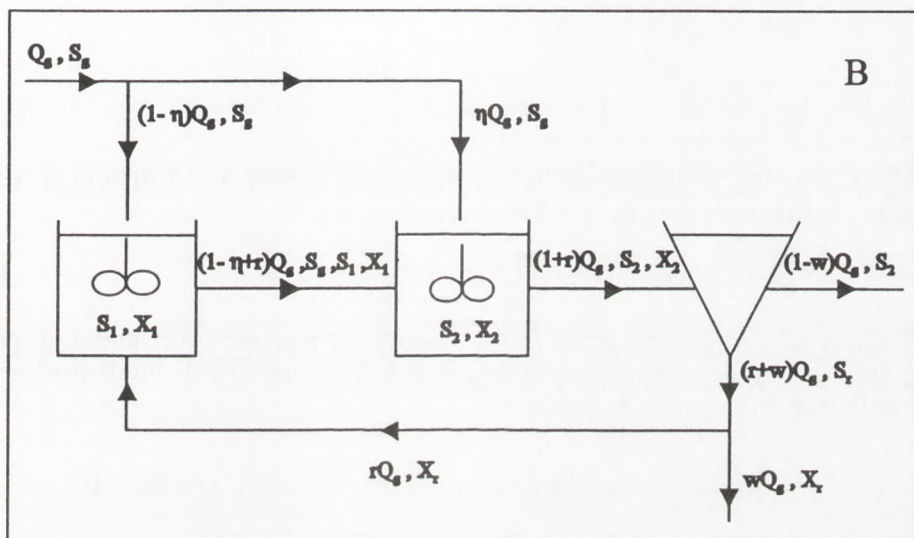
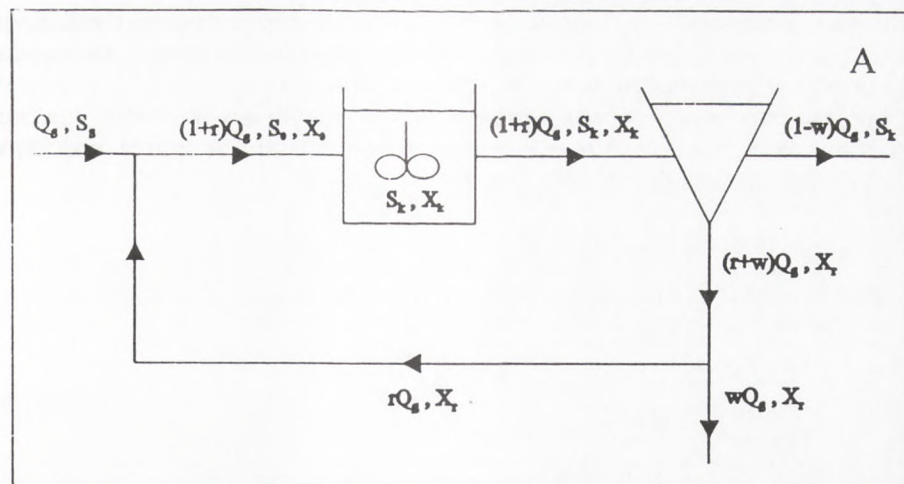
co jest znaną zależnością Michaelisa-Mentena na względną szybkość reakcji enzymatycznej: pojedynczy enzym-pojedynczy substrat.

3. Model matematyczny biodegradacji zanieczyszczeń organicznych ścieków metodą osadu czynnego

W pracy analizowano proces mineralizacji zanieczyszczeń organicznych biodegradowalnych ścieków przez bakterie osadu czynnego w dwóch rodzajach reaktorów przepływowych (patrz ryc. 2):

- 1) reaktor doskonały mieszacz,
- 2) reaktor dwukomorowy z możliwością rozdziału ścieków pomiędzy obie komory.

W ogólności, biodegradacja zanieczyszczeń ścieków metodą osadu czynnego, jest złożonym procesem. Stąd nie można go zostawić „samemu sobie”, lecz trzeba dla optymalizacji efektu, kontrolować jego przebieg. W przypadku reaktora I, parametrem operacyjnym jest wielkość strumienia recyrkulowanego (określonego wartością współczynnika r). Poprzez zwiększenie wartości r , uzyskuje się wzrost koncentracji osadu czynnego w komorze napowietrzania i bardziej efektywną biodegradację. Niestety, wraz ze zwiększaniem koncentracji biomasy bakterii w komorze napowietrzania, i tym samym w osadniku wtórnym, maleje skuteczność pracy osadnika. Może dojść do sytuacji, że część cząstek osadu czynnego pozostanie w strumieniu ścieków oczyszczonych. Efektywność oddzielania bakterii od ścieków oczyszczonych — co ma miejsce w osadniku wtórnym — zależy nie tylko od koncentracji biomasy



Ryc. 2. Biodegradacja zanieczyszczeń ścieków: (A) — reaktor: doskonały mieszacz, (B) — reaktor dwukomorowy z możliwością rozdziału ścieków surowych pomiędzy obie komory; metoda osadu czynnego z recyrkulacją.

kłaczek osadu czynnego, lecz również w sposób bardzo znaczący od parametrów fizycznych kłaczek (które zależą od stanu biologicznego biocenozy tych kłaczek, a te z kolei zależą od „jakości” ścieków).

Sumując, można stwierdzić, że ostateczny efekt oczyszczania ścieków jest wynikiem „współpracy” komory napowietrzania i osadnika wtórnego [5,6,7,8].

Ze względu na to, że celem pracy było jedynie analizowanie procesu biodegradacji zanieczyszczeń ścieków w warunkach inhibicji, założono, że obecność substancji toksycznych w komorze napowietrzania nie wpływa na pra-

cę osadnika wtórnego. To uproszczenie, chociaż z pewnością dyskusyjne, było konieczne, ze względu na brak modelu „matematycznego zachowania się osadnika” w przypadku ścieków toksycznych.

Zakładając, że osadnik wtórny spełnia właściwie swoją rolę, równania bilansu biomasy i zanieczyszczeń organicznych układu A (patrz ryc. 2) dla przypadku stacjonarnego, mają postać:

$$0 = DX_0 + \mu X_K - DX_K \quad (3)$$

$$0 = DS_0 - \frac{\mu}{Y X_K} - DS_K$$

gdzie Y jest tzw. współczynnikiem wydajności oraz

$$D = \frac{(1+r) Q_S}{V_K}$$

$$S_0 = \frac{1}{(1+r)} S_S$$

$$X_0 = \frac{r}{(1+r)} X_r$$

Wyznaczając X_K z pierwszego z równań i podstawiając do drugiego, uzyskujemy po przekształceniach równanie:

$$YDS_0 - YS_0\mu - \mu X_0 - YDS_K + YS\mu = 0 \quad (4)$$

Podstawiając, za μ wyrażenie (2), uzyskuje się równanie drugiego stopnia ze względu na S_K (koncentracja zanieczyszczeń organicznych biodegradowalnych w komorze):

$$(D - \mu_K) S_K^2 + \left[\mu_K \left(S_0 + \frac{X_0}{Y} \right) + D (K_K - S_0) \right] S_K - DS_0 K_K = 0 \quad (5)$$

z którego uzyskuje się ostatecznie:

$$S_K = -\mu_K \left(S_0 + \frac{X_0}{Y} \right) - D (K_K - S_0) + \sqrt{\left[\mu_K \left(S_0 + \frac{X_0}{Y} \right) + D (K_K - S_0) \right]^2 + 4 (D - \mu_K) (DS_0 K_K)} \quad (6)$$

$$+ \frac{2 (D - \mu_K) (DS_0 K_K)}{2 (D - \mu_K)}$$

oraz

$$X_K + X_0 + Y (S_0 - S_K) \quad (7)$$

Analiza schematu B (patrz ryc. 2) prowadzi do następującego układu równań (bilans biomasy i zanieczyszczeń organicznych ścieków biodegradowalnych w komorze I i II):

KOMORA I:

$$\begin{cases} 0 = D_1 X_{01} + \mu X_1 - D_1 X_1 \\ 0 = D_1 S_{01} - \left(\frac{\mu}{Y}\right) X_1 - D_1 S_1 \end{cases} \quad (8)$$

KOMORA II:

$$\begin{cases} 0 = D_2 X_{02} + \mu X_2 - D_2 X_2 \\ 0 = D_2 S_{02} - \left(\frac{\mu}{Y}\right) X_2 - D_2 S_2 \end{cases} \quad (9)$$

gdzie

$$D_1 = \frac{(1 - \eta + r) Q_S}{V_{K_1}}$$

$$D_2 = \frac{(1 + r) Q_S}{V_{K_2}}$$

$$S_{01} = \frac{1 - \eta}{1 - \eta + r} S_S$$

$$S_{02} = \frac{(1 - \eta + r) S_1 + \eta S_S}{1 + r}$$

$$X_{01} = \frac{r}{1 - \eta + r} X_r$$

$$X_{02} = \frac{(1 - \eta)}{1 - \eta + r} X_1$$

Rozwiązując układ równań otrzymuje się wartości S_1 i X_1 niezbędne do obliczenia S_{02} oraz X_{02} . Znajomość S_{02} i X_{02} pozwala uzyskać (w podobny sposób jak S_K i X_K - dla reaktora „doskonały mieszacz”) szukane wartości S_2 i X_2 . Otrzymane wyniki: zależności S_2 od η dla różnych wartości parametrów wejścia — analizowano 3 różne przypadki (patrz tab.1) są przedstawione na rycinach 3, 4, i 5.

TABELA 1
DANE WEJŚCIOWE SYMULACJI PROCESU BIODEGRADACJI ZANIECZYSZCZEŃ ORGANICZNYCH ŚCIEKÓW
(I, II, III — ANALIZOWANE PRZYPADKI)

Dane wejściowe	I	II	III
QS [m ³ /h]	1000	+	+
SS [mg BZT ₅ /l]	400	+	+
KM [mg BZT ₅ /l]	50	+	+
MM [h ⁻¹]	0,2	+	+
Y [-]	0,5	+	+
VKI = VKII [m ³]*	2000	+	+
XR [g/m ³]	5000	10 000	+
SI1 (1) [g/m ³]	0	+	+
SI1 (2) [g/m ³]	2	+	+
SI1 (3), [g/m ³]	4	+	+
SI2 (1), [g/m ³]	0	+	+
SI2 (2), [g/m ³]	2(4)**	+	6(12)**
SI2 (3), [g/m ³]	4(8)**	+	8(16)**

* VK dla reaktora: doskonały mieszacz VK = VKI +VKII = 4000 m³,

** wartości w nawiasach dotyczą inhibicji mieszanej (dla której musi być spełniona zależność SI1 ≠ SI2),

„+” oznacza, że wartość danej jest taka jak w poprzedniej kolumnie.

4. Wyniki i dyskusja

W pracy analizowano proces biodegradacji zanieczyszczeń organicznych ścieków metodą osadu czynnego dla dwóch typów reaktorów:

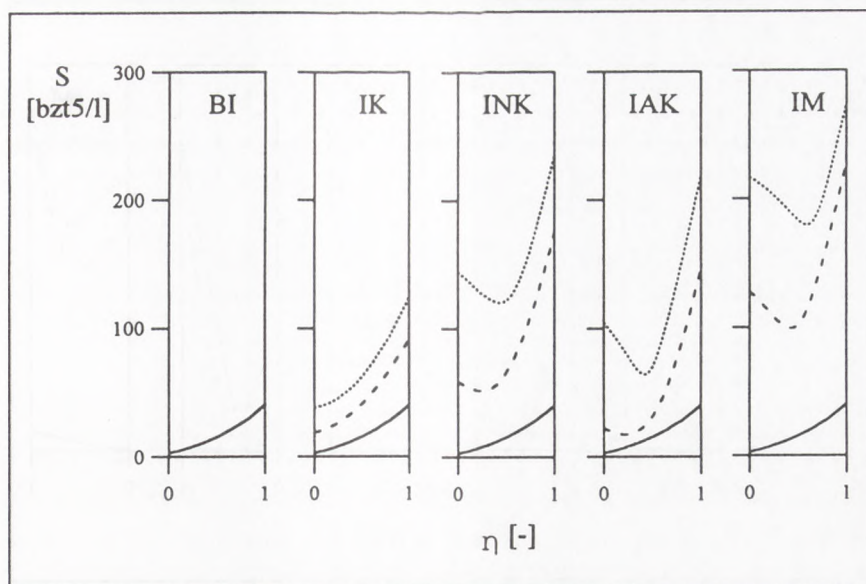
1) reaktor doskonały mieszacz, oraz

2) reaktor dwukomorowy z możliwością rozdziału ścieków surowych na obie komory (o jednakowych objętościach), oraz trzech przypadków różnych wartości parametrów charakteryzujących proces — patrz tabela 1.

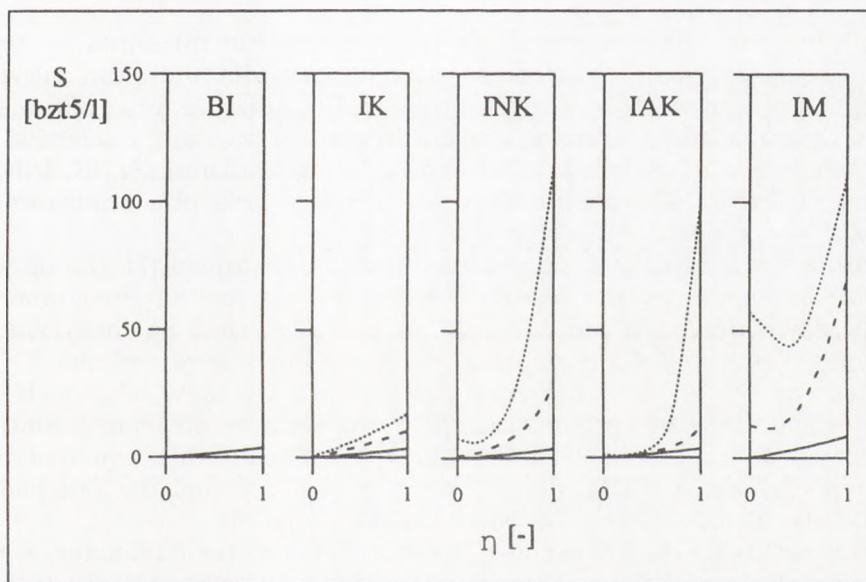
Drugi przypadek różni się od pierwszego jedynie zwiększoną wartością koncentracji biomasy w strumieniu recyrkulowanym: XR (przypadek 1 – 5000 g/cm³, przypadek 2 – 10 000 g/cm³).

W trzecim przypadku zwiększono (w stosunku do drugiego) wartość stałych inhibicji SI2. W każdym z analizowanych przypadków, objętość komory napowietrzania obu reaktorów wynosiła 4000 m³ (VK = 4000 m³; VKI + VKII = 2000 m³ + 2000 m³ = 4000 m³), stąd różnica efektów biodegradacji obu reaktorów wynikała z możliwości rozdziału ścieków surowych pomiędzy obie komory (dla przypadku reaktora dwukomorowego).

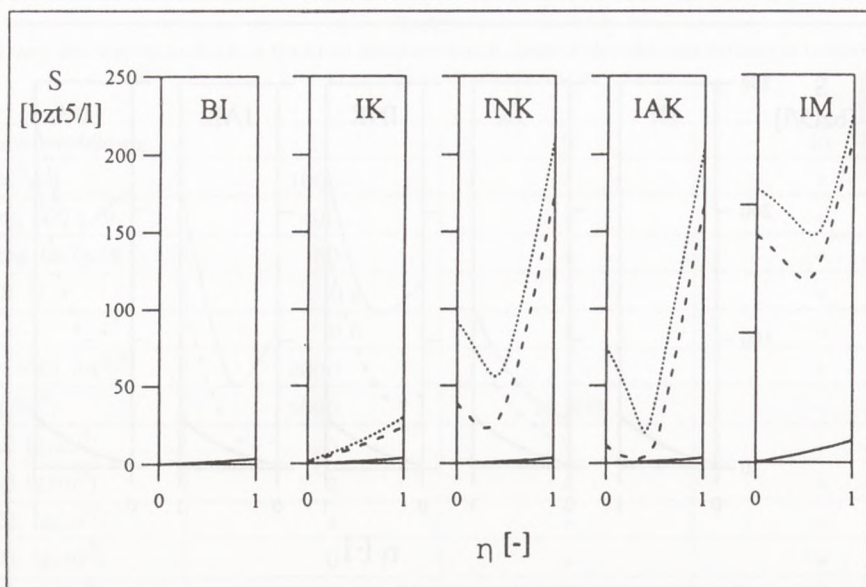
Otrzymane wyniki (patrz ryc. 3,4,5) wskazują na to, że wartość współczynnika rozdziału ścieków η , ma podstawowy wpływ na efekt końcowy oczyszczania ścieków.



Ryc. 3. Wpływ wartości współczynnika rozdziálu η oraz ścieków surowych, a także mechanizm inhibicji na efektywność procesu biodegradacji — koncentrację zanieczyszczeń organicznych w ściekach oczyszczonych: S. Analizowany przypadek: I (patrz tab. 1).



Rys. 4. Wpływ wartości współczynnika rozdziálu η oraz ścieków surowych, a także mechanizm inhibicji na efektywność procesu biodegradacji — koncentrację zanieczyszczeń organicznych w ściekach oczyszczonych: S. Analizowany przypadek: II (patrz tab. 1).



Rys. 5. Wpływ wartości współczynnika rozdziła η oraz rozdziła ścieków surowych, a także mechanizmu inhibicji na efektywność procesu biodegradacji — koncentrację zanieczyszczeń organicznych w ściekach oczyszczonych: S. Analizowany przypadek: III (patrz tab. 1).

Można tu wyróżnić dwa przypadki:

a) brak inhibicji lub inhibicja konkurencyjna — optymalna sytuacja ma miejsce dla $\eta=0$, oraz

b) inhibicja niekonkurencyjna, akonkurencyjna lub mieszana — występuje tu zawsze optymalna wartość współczynnika η (dla minimum zależności S od η), zależna od wartości stałych inhibicji: SI1 oraz SI2, oraz parametrów ścieków i parametrów technologicznych procesu oczyszczania ścieków).

Efekt oczyszczania ścieków w zależności od mechanizmu (BI, IK, INK, IAK i IM) oraz wartości stałych inhibicji (SI1 i SI2) — dla obu analizowanych reaktorów — przedstawiono w tab. 2.

Charakterystycznym jest, co jest zgodne z oczekiwaniem [7], dla optymalnej wartości współczynnika rozdziła ścieków η , że reaktor dwukomorowy, jest w każdym przypadku (niezależnie od tego czy ścieki są toksyczne, czy też nie) efektywniejszy od reaktora z jedną komorą napowietrzania.

Następnym, ważnym wnioskiem wynikającym z wyników zebranych w tabeli 2, jest fakt znacznego obniżania efektywności procesu biodegradacji zanieczyszczeń organicznych ścieków w przypadku reaktora z pojedynczą komorą napowietrzania (KDM) dla ścieków toksycznych: np. dla przypadku I uzyskuje się: 16(BI), 43(IK), 76(INK), 36(IAK) i 131(IM).

W przypadku II, dla dwukrotnie większej koncentracji biomasy w strumieniu recyrkulowanym, uzyskano: 8(BI), 22(IK), 30(INK), 11(IAK) i 45(IM). Uzyskanie zwiększonej efektywności oczyszczania ścieków dla reaktora z pojedynczą komorą jest możliwe poprzez zwiększenie koncentracji biomasy osadu czynnego w układzie — co jest równoważne z wymogiem zwiększenia objętości osadnika wtórnego.

TABELA 2
EFEKTYWNOŚĆ OCZYSZCZANIA ŚCIEKÓW DLA ANALIZOWANYCH REAKTORÓW:

Analizowany przypadek		BI	IK	INK	IAK	IM
I	KDM	16	43	76	36	131
		16	66	149	103	216
	KDK	3	19	52	17	99
		(0)	(0)	(0.25)	(0.2)	(0.4)
		3	38	122	64	180
		(0)	(0)	(0.5)	(0.4)	(0.6)
II	KDM	8	22	30	11	45
		8	35	64	18	120
	KDK	1	5	11	2	23
		(0)	(0)	(0)	(0)	(0.15)
		1	13	44	6	88
		(0)	(0)	(0)	(0.15)	(0.4)
III	KDM	8	47	104	40	178
		8	58	141	84	213
	KDK	1	21	78	16	141
		(0)	(0)	(0.3)	(0.3)	(0.5)
		1	30	112	42	176
		(0)	(0)	(0.4)	(0.4)	(0.6)

reaktor — doskonały mieszacz (KDM) oraz komora dwukomorowa z możliwością rozdziału ścieków surowych na obie komory (KDK), wyrażona koncentracją zanieczyszczeń organicznych w ściekach oczyszczonych S_K [mg BZT₅/l].

UWAGA:

Liczby w nawiasach oznaczają wartość parametru η .

Ważnym wnioskiem pracy (patrz ryc. 3, 4, 5 oraz wyniki zebrane w tab. 2) jest to, że informacja o stopniu i charakterze toksyczności ścieków surowych pozwala, poprzez sterowanie procesem oczyszczania, zmniejszyć szkody (wzrost koncentracji zanieczyszczeń w ściekach oczyszczonych).

Drugi z analizowanych reaktorów, reaktor dwukomorowy z możliwością rozdziału ścieków surowych na dwie komory, jak się wydaje, jest szczególnie korzystnym rozwiązaniem technologicznym. W tym przypadku dochodzi dodatkowy parametr operacyjny procesu, jakim jest współczynnik rozdziału ścieków surowych η .

Stwierdzenie to zasługuje na uwagę szczególnie, że istnieje bezpośredni związek (minimum na wykresach zależności S od η) pomiędzy wartością η oraz efektem końcowym procesu oczyszczania, tj. koncentracji zanieczyszczeń organicznych w ściekach oczyszczonych.

Oczywiste jest, że dla efektywnego sterowania procesem oczyszczania ścieków, niezbędny jest pomiar toksyczności ścieków surowych *on-line*. Naszą propozycją jest „światłowodowy czujnik toksyczności wykorzystujący fluorogenny substrat” [9,10].

Wstępne wyniki z dwuoctanem fluoresceiny (substancja fluorogenna) wskazują — patrz rycina 6 — na to, że możliwe jest monitorowanie toksyczności

wody czy ścieków, np. przy wykorzystaniu bakterii glebowych (naturalnie immobilizowanych).

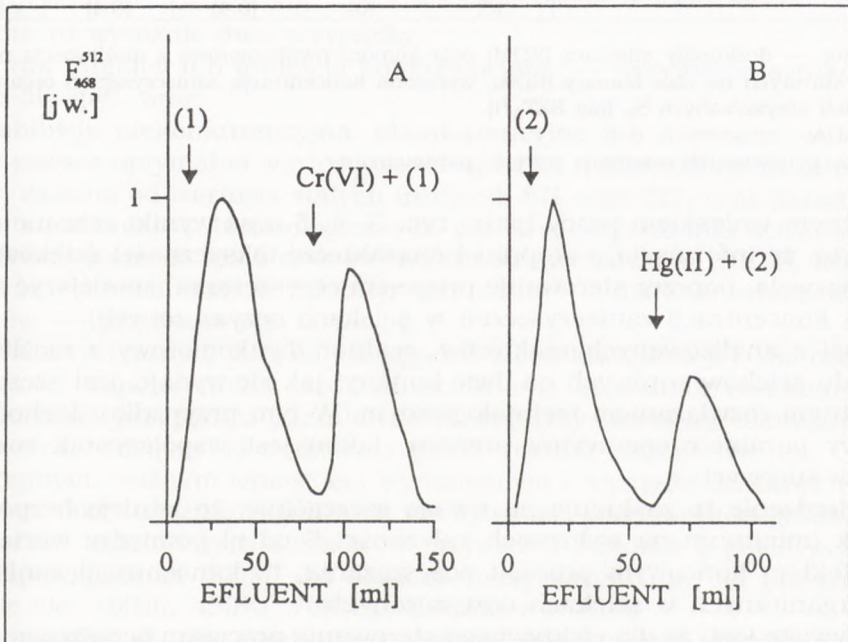
Schemat czujnika do pomiarów *on-line* toksyczności ścieków surowych, który będzie przedmiotem dalszych badań przedstawiono na rycinie 7.

Proces biodegradacji zanieczyszczeń organicznych ścieków jest złożony. Tak jak wskazali niektórzy autorzy, np. Grady i Roper [11] oraz Nelson [12], bardzo istotną rolę w wymienionym procesie odgrywa vitalność biocenozy kłaczków osadu czynnego. Stąd, jak się wydaje, wskazane jest wyrażanie wyników pomiarów tym czujnikiem za pomocą jednego parametru: vitalności, zamiast posługiwać się złożonymi pojęciami toksyczności. Wcześniejsze badania [13] wskazują na to, że metoda z fluorogennym substratem, dobrze się nadaje do tego celu.

Podsumowując można stwierdzić, że uzyskane wyniki wskazują na:

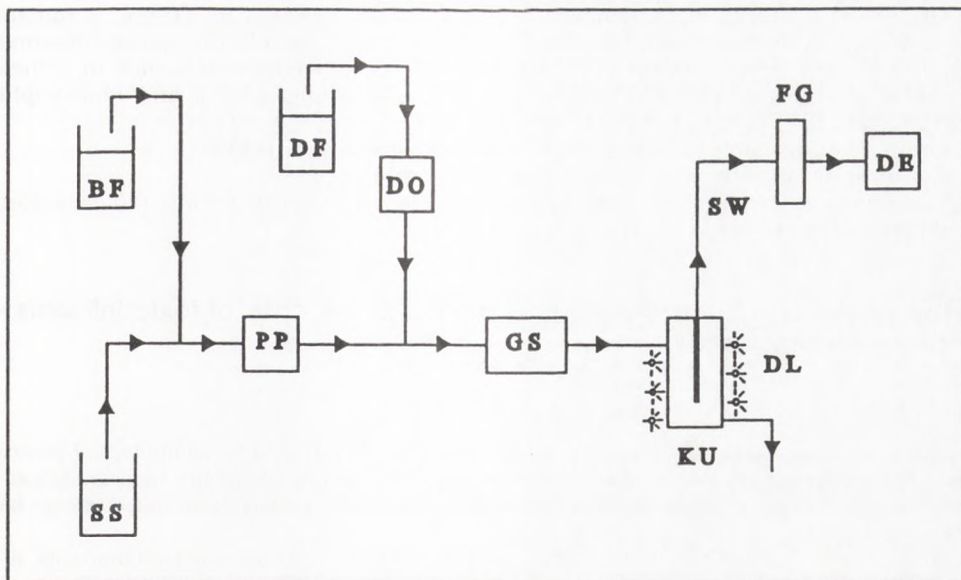
1. Konieczność pomiaru *on-line* toksyczności ścieków surowych, w celu efektywnego sterowania procesem biodegradacji zanieczyszczeń organicznych ścieków.

2. Światłowodowy czujnik toksyczności wykorzystujący fluorogeny substrat oraz immobilizowane komórki mikroorganizmów, mogą spełniać rolę takiego miernika.



Ryc. 6. Wpływ dawki FDA i metalu [Hg(II) i Cr(VI)] na natężenie fluorescencji fluoresceiny — wewnątrzkomórkowej hydrolizy FDA przez bakterie glebowe (kolumna wypełniona glebą ogrodową — wysokość: 4 cm, średnica: 2 cm).

- (1) — 50 μ l FDA w 1 ml buforu fosforanowego (pH 7,0; 0,1 M)
 (2) — 25 μ l FDA w 1 ml buforu fosforanowego (pH 7,0; 0,1 M)



Ryc. 7. Schemat światłowodowego czujnika toksyczności wykorzystującego fluorogenny substrat dla monitorowania *on-line* toksyczności ścieków surowych (wstępna koncepcja). BF: bufor fosforanowy (pH 7,0; 0,1 M), SS: ścieki surowe, DF: dwoocjan fluoresceiny w acetonie (2 mg/ml), DO: dozometr (10 μ l), PP: pompa perystaltyczna (0,25 ml/min), GS: próbka standardyzowanej gleby (kolumna 1 x 5 cm), KU: kuweta (cylinder: 0,5 x 2 cm), DL: dioda luminescencyjna, SW: światłowód (średnica: 1mm), FG: filtr graniczny, DE: detektor.

3. Reaktor dwukomorowy z możliwością rozdziału ścieków surowych na obie komory zapewnia większe możliwości sterowania procesem oczyszczania ścieków niż reaktor z pojedynczą komorą napowietrzania.

Literatura

1. Yost K. J., Wuksch R. F., Adams T. G., Michalczyk B., (1981), *Heavy metal sources and flows in a municipal sewage system: Literature Survey and Field Investigation of the Komo, Indiana, Sewage System*, EPA Project Summary, EPA — 600/52-81-224.
2. Minear R. A., Ball R. O., Church R. L., (1981), *Data base for influent heavy metals in publicly owned treatment works*, EPA Project Summary, EPA — 600/52-81-220.
3. Sterritt R. M., Lester J. N., (1981), *Water, Air and Soil Pollution*, 14, 125-131.
4. Monod J., (1949), *The growth of bacterial cultures*, in: *Annual Review of Microbiology*, Ed. Charles E. Clifton, Annual Reviews, Inc., vol. III, Stanford (California USA).
5. Grady C. P. L., Lim H. C., (1977), *Biological wastewater treatment — theory and applications*, Marcel Dekker, Inc., New York and Basel.
6. Яковлев С.В., Карюхина Т.А., (1980), *Биохимические процессы в очистке сточных вод*, Москва Стройиздат.
7. Вавилин В.А., Васильев В.Б., (1979), *Математическое моделирование процессов биологической очистки сточных вод активным илом*, издательство НАУКА, Москва.
8. Евилевич М.А., Братинский Л.Н., (1979), *Оптимализация биохимической почистки сточных вод*, Ленинград Стройиздат.
9. Grabowski J., Baker P., Scully P. J., (1995), *SPIE „Air Toxics and Water Monitoring”*, 2503, 78-88.

10. Grabowski J., Baker P., Latosińska M., Scully P. J., Edwards R., (1995), *A rationale for using a fibre optic toxicity sensor in the automatic control of a sewage treatment plant — some measurements of the inhibition effects of metal contaminants*, in: *Sensors and their Applications VII*, Institute of Physics Publishing, Bristol and Philadelphia, 319-323.
11. Grady C. P. L., Roper R. E., (1974), *Water Research*, 8, 471-483.
12. Nelson P. O., (1980), *Water Research*, 14, 217-225.
13. Grabowski J., Scully P. J., Edwards R., Saadawy S., Latosińska M., *Biotechnologia*, (w tym numerze).

The operation of biotechnological reactor in the case of toxic influents — computer simulations

Summary

Influent toxic contamination may cause inhibition and failure of a biotechnological process. This is particularly true in the case of sewage treatment plants where the biodegradation of organic contaminants of wastewaters depends on the metabolic activity of activated sludge bacteria.

An analysis of the effect of the toxicity and inhibition mechanism of contaminants to a biotechnological process on the control and optimization of that process is presented.

Two different biotechnological reactors in which toxins are present at the input, are compared and contrasted in terms of toxicity and inhibition mechanism; one reactor consisting of a completely mixed tank, and the other comprising two tanks in a row.

It is concluded that it is necessary to monitor the influent toxicity on-line in order to optimise and control such processes. A cheap and rugged on-line toxicity monitor can be realised in the form of a fiber optic toxicity sensor based on fluorogenic compounds.

Key words:

computer simulation, bioreactor.

Adres do korespondencji:

Józef Grabowski, Pracownia Fizyki Środowiska, Instytut Fizyki,
Politechnika Poznańska, Piotrowo 3, 60-965 Poznań.