

Jerzy M. SAWICKI
Katedra Hydrauliki i Hydrologii
Politechnika Gdańska

WPŁYW WARUNKÓW PRZEPIYU NA EFEKTYWNOŚĆ OCZYSZCZANIA WODY I ŚCIEKÓW

Streszczenie. Praca poświęcona jest metodzie przybliżonego określania stopnia redukcji zanieczyszczeń zawartych w wodzie lub ściekach. Metoda ta oparta jest na wykorzystaniu zewnętrznej funkcji rozkładu czasu przepływu i uwzględnia kinetykę reakcji. Zaproponowaną w pracy metodę zademonstrowano na dwóch przykładach.

THE INFLUENCE OF FLOW CONDITIONS ON THE WATER AND SEWAGE TREATMENT EFFECTIVENESS

Summary. The paper is devoted to a method of approximated determination of the reduction rate of pollutants, contained in water or sewage. This method is based on the external function of the retention time distribution and takes into account the reaction kinetics. Two example of the method application were enclosed.

Wprowadzenie

Obiekty służące do oczyszczania wody lub ścieków stanowią bardzo złożone systemy dynamiczne, z reguły przepływowe (urządzenia o pracy okresowej stosuje się rzadko), wewnątrz których zachodzą skomplikowane procesy fizyczne, chemiczne oraz/lub biologiczne. Systemy te muszą sprostać bardzo wysokim wymaganiom, gdyż normy jakości wody pitnej oraz skład ścieków, które można odprowadzać do odbiorników, są bardzo ostre, a jakość surowca wyjściowego (to jest uzdatnianej wody lub surowych ścieków) – coraz gorsza.

Urządzenia oczyszczające pracują w zmiennych warunkach. Dotyczy to zarówno ilości oczyszczanej cieczy, jak i jej składu chemicznego, a zmienność parametrów początkowych jest bardzo nieregularna. Budowa oczyszczalni jest procesem kosztownym, a ze względu na

specyficzną charakterystykę ekonomiczną (ani uzdatnianie wody, ani oczyszczanie ścieków nie są „wdzięcznymi” produktami rynkowymi) – ma niekorzystne warunki amortyzacji i zyskowności.

Wszystkie te uwarunkowania powinny skłaniać uczestniczące w procesie inwestycyjnym strony do poświęcania szczególnie dużo uwagi etapom planowania i projektowania tych obiektów. Niestety, metody ich projektowania, zarówno stosowane w praktyce inżynierskiej, jak i prezentowane w literaturze fachowej (np. [3]), są bardzo uproszczone. Kontrastują one z bardzo nieraz wyszukаныmi (w ujęciu chemicznym i biologicznym) technologiami oczyszczania i niekiedy nie pozwalają na pełne wykorzystanie możliwości, jakie stwarza technologia.

Tak więc potrzeba doskonalenia metod projektowania reaktorów, jakimi są obiekty do oczyszczania wody i ścieków, staje się bardzo aktualna.

Określanie efektywności reaktorów

W praktycznie stosowanych metodach projektowania najczęściej zakłada się, że przepływ w reaktorze ma charakter tłokowy. Oznacza to, że czas zatrzymania każdego elementu płynu w tym reaktorze jest jednakowy, równy wartości średniej ($t_Z = T_Z$):

$$T_Z = V/Q \quad (1)$$

(V – objętość reaktora, Q – wydatek oczyszczanej cieczy).

Potrzebną kubaturę projektowanego obiektu V oblicza się z relacji (1), dla zadanego przez inwestora wydatku charakterystycznego $Q = Q_M$, przy założeniu, że średni czas zatrzymania ścieków T_Z jest równy optymalnemu czasowi reakcji T_R , niezbędnemu dla uzyskania wymaganego stopnia redukcji zanieczyszczeń.

Relacja $t_Z = T_R$, prowadząca do podstawowego wzoru uproszczonych metod projektowania ($V = Q_M T_R$), stanowi założenie ewidentnie wyidealizowane, gdyż w każdym przepływie rzeczywistym występuje dyspersja masy [2,8], różnicująca (nieraz bardzo silnie) czasy zatrzymania poszczególnych elementów płynu.

W skrajnym przypadku, gdy maksymalna intensywność dyspersji zapewnia pełną homogenizację zawartości reaktora, mamy do czynienia z tak zwanym „zbiornikiem o idealnym mieszanii”, którego mechanizm działania jest opisany w literaturze (np. [4,7]).

Jednakże realne układy praktycznie zawsze zajmują miejsce pośrednie, pomiędzy schematem łukowym a schematem idealnego mieszania.

Informację o rzeczywistym czasie przepływu płynu i rozproszonych w nim substancji przez reaktor wygodnie będzie przedstawić za pomocą zewnętrznej funkcji rozkładu $E(t)$ [4]. Jej sens fizyczny przedstawia szkic na rys. 1a oraz poniższa relacja:

$$\int_0^{\infty} E dt = 1, E dt = dQ(t_z = t + dt)Q, \int_0^t E dt = dQ(t_z = 0 + t)/Q \quad (2)$$

gdzie $dQ(t_z = 0 + t)$ oznacza tę część całkowitego wydatku Q , która przebywała w reaktorze w czasie t .

Podczas przepływu płynu przez reaktor, rozproszone w nim składniki (zanieczyszczenia) mogą ulegać przemianom, będącym istotą procesu oczyszczania. Dla reakcji pierwszego rzędu (gdy prędkość rozkładu jest wprost proporcjonalna do pierwszej potęgi aktualnego stężenia rozkładanej substancji [8]) możemy następująco przedstawić stopień redukcji tego składnika (od stężenia początkowego c_P , do stężenia końcowego c_K):

$$\eta(t) = [c_P - c_K(t)]/c_P = 1 - \exp(-kt) \quad (3)$$

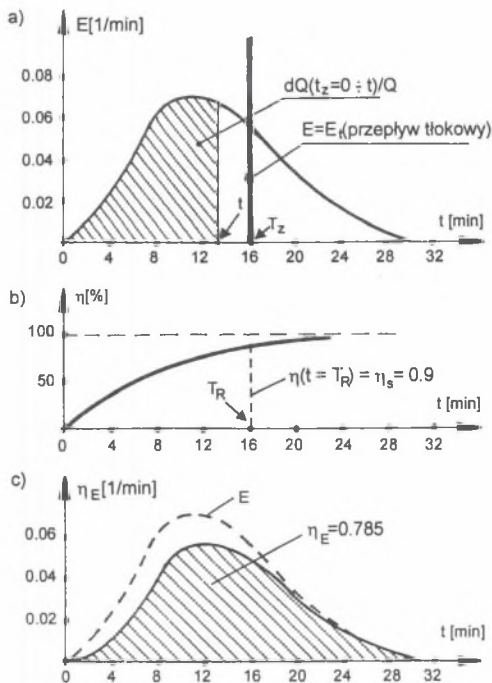
gdzie k – stała szybkości rozkładu. Przebieg tej zależności pokazano na rys. 1b. Dla reakcji wyższego rzędu odpowiednie zależności są bardziej złożone, lecz zawsze możemy wyznaczyć funkcję $\eta(t)$, opisującą rzeczywisty stopień redukcji składnika.

Korzystając z definicji (2), możemy następująco określić średnie stężenie substancji w strumieniu odpływowym (czyli wartość c_K):

$$c_K = c_P \left(1 - \int_0^{\infty} \eta(t) E dt \right) \quad (4)$$

oraz efektywny stopień redukcji składnika w reaktorze:

$$\eta_E = \int_0^{\infty} \eta(t) E dt \quad (5)$$



Rys. 1. Zewnętrzna funkcja rozkładu $E(t)$ oraz stopień redukcji zanieczyszczeń
 Fig. 1. External function of distribution $E(t)$ and the pollutants reduction effectiveness

Zauważmy, że dla przepływu tłokowego efektywny stopień redukcji η_E jest równy wartości η dla czasu przepływu równemu czasowi zatrzymania T_Z (który z kolei jest równy niezbędnemu czasowi reakcji T_R), czyli $\eta_E = \eta(t = T_R = T_Z)$. Dla rzeczywistej sytuacji (przyjmując krzywe $E(t)$ oraz (t) jak na rys. 1, dla $k = 0,144$ 1/min) mamy $\eta_E = 0,785$ (krzywą pomocniczą $E \cdot \eta$ pokazano na rys. 1c). Oznacza to, że rzeczywista efektywność reaktora jest wyraźnie niższa od wyznaczonej metodą uproszczoną, dla modelu przepływu tłokowego, która w tym przykładzie wynosi 0,900.

Wyznaczanie zewnętrznych funkcji rozkładu

W klasycznym ujęciu teorii reaktorów chemicznych funkcję rozkładu proponuje się wyznaczać doświadczalnie, wykorzystując pomiar stężenia znacznika w przekroju odpływowym x_K , dla znanego rozkładu tego stężenia w przekroju dopływowym x_P . Najczęściej stosowane jest wymuszenie w postaci impulsu skokowego lub impulsu Diraca (rys. 2a) [4]. Otrzymana krzywa $E(t)$ służy ewentualnie do wyznaczania efektywnego

współczynnika dyspersji dla reaktora [7]. Jednakże działanie takie jest możliwe tylko w przypadku reaktorów już istniejących, zaś celowe tylko wtedy, gdy reaktory takie występują jako obiekty powtarzalne.

Nasuwa się tu również wątpliwość odnośnie do stopnia miarodajności transformacji impulsu Diraca (rys. 2a) do opisu rzeczywistych przemian stężenia substancji rozproszonej (symbolicznie zaznaczonych na rys. 2b). Wątpliwości te biorą się z faktu, że mieszanie substancji rozproszonej opisane jest prawem Ficka, uzależniającym strumień tej substancji od jej aktualnego stężenia.

W oczyszczalniach wody i ścieków mamy z reguły do czynienia z obiektami jednostkowymi, a ze względu na ryzyko niewłaściwego działania, należy określać ich możliwie dokładne charakterystyki już na etapie projektowania.

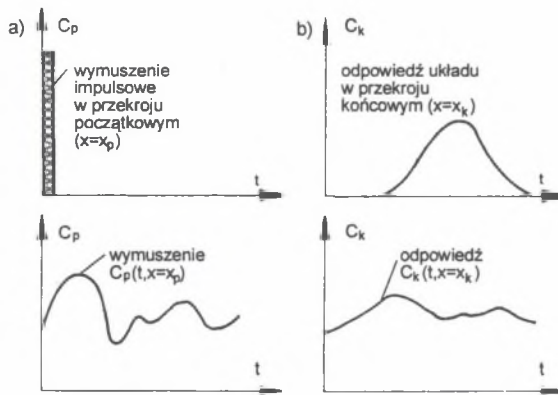
W ujęciu dokładnym charakterystyki takie można otrzymać w wyniku rozwiązania układu równań zachowania masy roztworu, zachowania masy każdego ze składników tego roztworu i zachowania pędu roztworu [6,8]. Podejście takie w realnej pracy projektowej należy uznać za zbyt złożone [1], nawet jeżeli projektant dysponuje stosownym oprogramowaniem komercyjnym. Celowe więc wydaje się poszukiwanie metod kompromisowych, usytuowanych pomiędzy naszkicowanymi wyżej ujęciami skrajnymi.

Interesującym wariantem może tu być model powstający przez odrzucenie członu dyfuzyjnego w równaniach transportu, uzasadnione dominacją członu adwekcyjnego [8]. Przy takim założeniu zewnętrzną funkcję rozkładu otrzymuje się analizując przebieg linii prądu dla rozważanego przepływu, według schematu na rys. 3. W dalszym ciągu rozważono ruch w przykładowej komórce reakcji, opisany modelem płaskim potencjalnym oraz płaskim biharmonicznym [9].

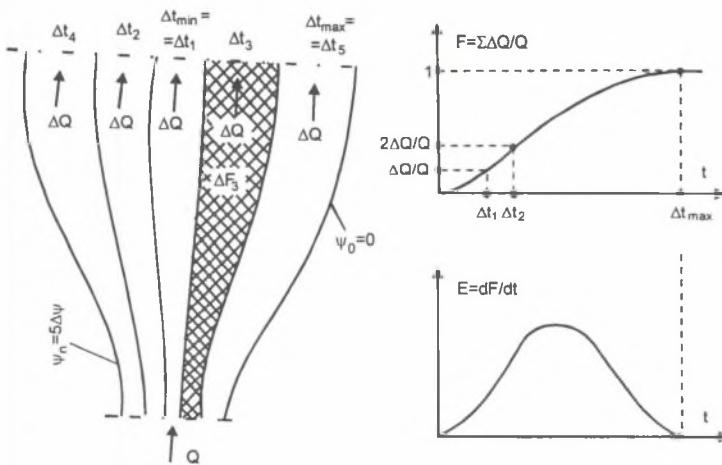
Przykłady

Tytułem przykładu rozważono przepływ w reaktorze o przekroju poprzecznym pokazanym na rys. 4. Układ linii prądu wyznaczono numerycznie, rozwiązując odpowiednio równanie harmoniczne (rys. 4a) oraz biharmoniczne (rys. 4b) dla funkcji prądu [9]. Planimetrując powierzchnię między kolejnymi liniami prądu wyznaczono lokalne czasy przepływu, a następnie pomocniczą krzywą $F(t)$ i ostatecznie – funkcję rozkładu $E(t)$. Rezultaty przedstawiono na rys. 4 (dla $Q = 0,02 \text{ m}^3/\text{sm}$). Obrazuje on wpływ wyboru metody opisu pola prędkości na przebieg

funkcji rozkładu $E(t)$. W przypadku płaskiego ruchu potencjalnego krzywa rozkładu jest bardziej zwarta, a średni czas zatrzymania jest równy czasowi średniemu według relacji (1). Wynika to z faktu, że pole prędkości opisane przez model potencjalny z definicji całkowicie wypełnia dostępną przestrzeń reaktora. Krzywa dla modelu biharmonicznego jest bardziej spłaszczona niż w poprzednim przypadku, a średni czas przepływu – krótszy o około 10%, co wynika z zablokowania części kubatury reaktora przez wiry i martwe strefy, których istnienie jest w stanie opisać model biharmoniczny.

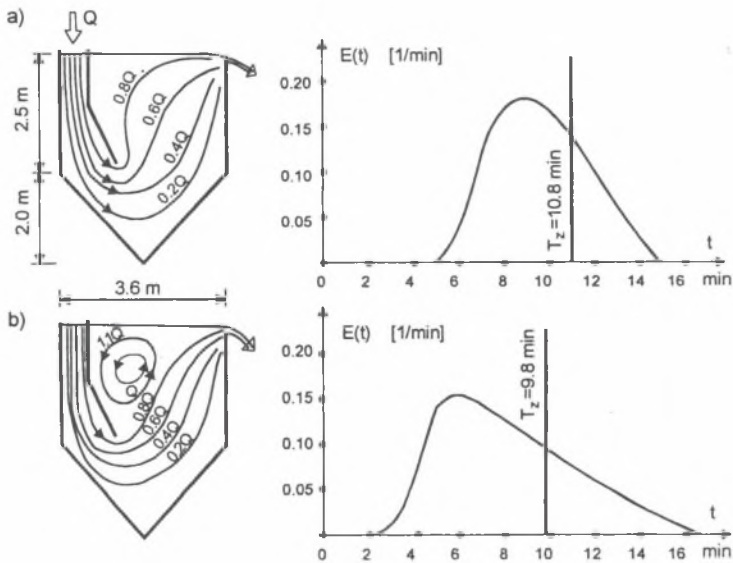


Rys. 2. Transformacja stężenia substancji rozproszonej w reaktorze
 Fig. 2. Transformation of the dispersed matter in a reactor



Rys. 3. Uprozczone wyznaczenie zewnętrznej funkcji rozkładu ($\Delta t_i = \Delta F_i / \Delta \psi$)
 Fig. 3. Simplified determination of the external function of distribution ($\Delta t_i = \Delta F_i / \Delta \psi$)

Szersza dyskusja otrzymanych rezultatów nie jest tu możliwa, gdyż omówione przykłady mają charakter formalny (choć wiadomo, że model biharmoniczny jest zdecydowanie bardziej realistyczny od potencjalnego) i brakuje w nich odniesień empirycznych. Są one przedmiotem dalszych prac.



Rys. 4. Krzywe $E(t)$ dla przepływu potencjalnego (a) i biharmonicznego (b)
Fig. 4. Function $E(t)$ for the potential flow (a) and for biharmonic model (b)

LITERATURA

1. Burzyński K., Sawicki J. M.: Modele matematyczne w zarządzaniu gospodarką komunalną. Inż. Morska i Geotechnika 1997, nr 4.
2. Fisher H. B. i in.: Mixing in inland and coastal waters. Academic Press, New York 1979.
3. Kowal A. L., Świdorska-Bróż M.: Oczyszczanie wody i ścieków. PWN, Warszawa 1996.
4. Orzechowski Z., Prywer J., Zarzycki R.: Mechanika płynów w inżynierii środowiska. WNT, Warszawa 1997.
5. Piekarski M., Poniewski M.: Dynamika i sterowanie procesami wymiany ciepła i masy. WNT, Warszawa 1994.
6. Puzyrewski R., Sawicki J. M.: Podstawy mechaniki płynów i hydrauliki. PWN, Warszawa 1998.

7. Romankow P. G., Raszowska N. B., Frołow W. F.: Procesy wymiany masy w technologii chemicznej. WNT, Warszawa 1980.
8. Sawicki J. M.: Przenoszenie masy i energii. Wyd. PG, Gdańsk 1993.
9. Sawicki J. M.: Przepływy ze swobodną powierzchnią. PWN, Warszawa 1998.

Recenzent: Prof. dr hab. inż. Stanisław Mierziński

Abstract

The real time of dissolved matter retention in a flow reactor is different for different batches of this matter and depends on the hydraulic characteristic of this reactor.

In the technical practice, one applies a simplified method of this time determination. This simplicity exerts a negative influence on the project quality, as overestimated retention time does not guarantee the proper course of purification.

The paper is devoted to a method of the treatment effectiveness determination. This method is based on the external function of the retention time distribution, together with the curve of the reaction kinetics. A simplified procedure of this distribution determination was proposed. The method was illustrated by two examples, for simplified velocity fields (plane potential flow and biharmonic model).