

JERZY M. SAWICKI

Politechnika Gdańska

DAVOR MALUS

Uniwrsytet w Zagrzebiu

PIOTR ZIMA

Politechnika Gdańska

Hydraulika

reaktorów

recyrkulacyjnych

Gdańsk 2008

PRZEWODNICZĄCY KOMITETU REDAKCYJNEGO
WYDAWNICTWA POLITECHNIKI GDAŃSKIEJ
Romuald Szymkiewicz

REDAKTOR PUBLIKACJI NAUKOWYCH
Janusz T. Cieśliński

RECENZENCI
Kazimierz Burzyński
Wojciech Dąbrowski

PROJEKT OKŁADKI
Katarzyna Olszonowicz

Wydano za zgodą
Rektora Politechniki Gdańskiej

Wydawnictwa PG można nabywać w Księgarni PG (Gmach Główny, I piętro)
bądź zamówić pocztą elektroniczną (ksiegarnia@pg.gda.pl),
faksem (058 347 16 18) lub listownie (Wydawnictwo Politechniki Gdańskiej,
Księgarnia PG, ul. G. Narutowicza 11/12, 80-952 Gdańsk)

© Copyright by Wydawnictwo Politechniki Gdańskiej
Gdańsk 2008

Utwór nie może być powielany i rozpowszechniany, w jakiegokolwiek formie
i w jakiegokolwiek sposób, bez pisemnej zgody wydawcy

ISBN 978–83–7348–247–0

Spis treści

WYKAZ WAŻNIEJSZYCH OZNACZEŃ	5
1. POJĘCIE PRZEPLYWU RECYRKULACYJNEGO	7
2. SPECYFIKA PROCESU RECYRKULACJI	9
2.1. Uwarunkowania techniczne.....	9
2.2. Schematy obliczeniowe	11
3. ILOŚCIOWY OPIS FUNKCJONOWANIA REAKTORÓW PRACUJĄCYCH BEZ RECYRKULACJI.....	13
3.1. Uwagi ogólne.....	13
3.2. Kinetyka reakcji i przemian.....	14
3.2.1. Przebieg i szybkość reakcji	14
3.2.2. Rząd reakcji	17
3.2.3. Wpływ ruchu płynu na przebieg reakcji	19
3.3. Dynamika przepływu w reaktorze	22
3.3.1. Znaczenie aspektów dynamicznych	22
3.3.2. Przypadek ogólny.....	22
3.3.3. Przepływ turbulentny	23
3.3.4. Modele uproszczone przestrzennie	24
3.3.5. Modele kinematyczne	25
3.4. Kryterialne zmienne stanu	27
3.5. Metody wymiarowania reaktorów	28
3.5.1. Robocza klasyfikacja metod	28
3.5.2. Metody wskaźnikowe	29
3.5.3. Metody algebraiczne	31
3.5.4. Metody różniczkowe.....	33
3.5.5. Metody racjonalne	34
3.6. Dynamiczno-funkcjonalna charakterystyka reaktorów przepływowych	35
3.6.1. Zewnętrzna krzywa rozkładu czasu zatrzymania masy.....	35
3.6.2. Szczególne przypadki rozkładu stężenia końcowego	39
3.6.3. Rozkład stężenia znacznika jako funkcjonalna charakterystyka reaktora.....	40
3.6.4. Ruch znacznika a ciągły przepływ masy.....	42
3.6.5. Znaczenie efektywnej redukcji stężenia w procedurach projektowych	45
3.7. Laboratoryjne badanie efektywności reaktora	48
3.7.1. Uwagi ogólne.....	48
3.7.2. Pomiar stałej szybkości reakcji	48
3.7.3. Technika pomiarów znacznikowych.....	52
3.7.4. Przykłady praktyczne	53
3.8. Metody uproszczone.....	57
3.8.1. Uwagi ogólne.....	57
3.8.2. Objętościowy i powierzchniowy czas zatrzymania masy w układzie	57
3.8.3. Aproksymacja „trójkątna”	59

4. REAKTORY ROZDZIELAJĄCE STRUMIENŃ PŁYNU.....	60
4.1. Schemat funkcjonalny reaktora rozdzielającego.....	60
4.2. Uwagi o weryfikacji modeli obliczeniowych	61
4.3. Wyznaczenie pola prędkości płynu w reaktorze rozdzielającym.....	63
4.3.1. Dobór modelu	63
4.3.2. Formułowanie zagadnienia	64
4.3.3. Zasada numerycznego rozwiązywania równań ruchu.....	66
4.4. Obliczenie krzywej stężenia końcowego w reaktorze rozdzielającym	69
4.4.1. Wybór modelu	69
4.4.2. Formułowanie zagadnienia	69
4.4.3. Zasada numerycznego rozwiązywania równania transportu masy znacznika.....	70
4.4.4. Wyniki przykładowych obliczeń stężenia końcowego	70
4.5. Empiryczna weryfikacja modelu obliczeniowego	73
4.5.1. Zakres i wyniki pomiarów	73
4.5.2. Dyskusja wyników	73
5. REAKTORY ŁĄCZĄCE STRUMIENIE PŁYNU	75
5.1. Schemat funkcjonalny reaktora łączącego.....	75
5.2. Przykładowe badanie reaktora łączącego	76
5.2.1. Uwagi ogólne.....	76
5.2.2. Charakterystyka badanego reaktora	76
5.2.3. Obliczenie pola prędkości przepływu w reaktorze.....	77
5.2.4. Obliczenie krzywej stężenia końcowego w reaktorze łączącym.....	83
5.2.5. Pomiary końcowego stężenia znacznika w reaktorze łączącym	90
5.2.6. Dyskusja rezultatów	90
6. UWAGI KOŃCOWE.....	91
Bibliografia	92
Streszczenie w języku chorwackim	95
Streszczenie w języku angielskim	105

Wykaz ważniejszych oznaczeń

B	– szerokość
c	– stężenie
C	– współczynnik Chezy’ego
D	– średnica
D_M	– współczynnik dyfuzji molekularnej
D_T	– współczynnik dyfuzji turbulentnej
\mathbf{f}	– jednostkowa siła masowa
\mathbf{g}	– przyspieszenie ziemskie
h	– średnia głębokość
H	– głębokość
i_o	– spadek dna
k	– stała szybkości reakcji
K_{ij}	– współczynnik dyspersji
K_L	– współczynnik dyspersji podłużnej
K_T	– współczynnik dyspersji poprzecznej
L	– dystans
L_M	– skala geometryczna
L_S	– obciążenie hydrauliczne reaktora
m	– masa
M	– intensywność impulsu
M_C	– masa znacznika
n_M	– współczynnik Manninga
n_R	– stopień recyrkulacji
\mathbf{n}_v	– wektor kierunku prędkości
O_Z	– obwód zwilżony
p	– ciśnienie
Q	– wydatek płynu
r	– stopień redukcji stężenia
r_{dop}	– wymagana efektywność reaktora
r_{ef}	– całkowita efektywność reaktora
Re	– liczba Reynoldsa
R_H	– promień hydrauliczny
s_Z	– stopień zagęszczenia osadu
S	– pole powierzchni
Sc	– liczba Schmidta
t	– czas
t_n	– czas napowietrzania
t_p	– czas zatrzymania
t_{ps}	– średni czas zatrzymania według modelu tłokowego
\mathbf{u}	– wektor prędkości
u_i	– składowa wektora prędkości
v	– prędkość średnia
v_{cs}	– prędkość swobodnego opadania
V	– objętość

x, y, z	–	współrzędne kartezjańskie
z_i	–	stężenie osadu czynnego
z_{ij}	–	funkcja źródłowa
Z_i	–	wypadkowa funkcja źródłowa
δ	–	funkcja Diraca
∂_S	–	odległość od ścianki
μ	–	dynamiczny współczynnik lepkości
ν	–	kinematyczny współczynnik lepkości
ρ	–	gęstość
τ_S	–	naprężenie styczne
ψ	–	funkcja prądu

Indeksy

B	–	dopływ boczny
i	–	numer składnika
j	–	numer reakcji lub przemiany
K	–	stan końcowy
0	–	stan początkowy
p	–	produkt
R	–	recyrkulat
s	–	substrat
S	–	ścieki surowe
T	–	turbulentny

Pojęcie przepływu recyrkulacyjnego

Wszelkie układy przepływowe, będące przedmiotem zainteresowań mechaniki płynów i hydrauliki, można podzielić na pięć zasadniczych kategorii [56]:

- obiekty kubaturowe (w tym **zbiorniki**, służące do gromadzenia płynów, oraz różnego typu **reaktory**, wewnątrz których zachodzą procesy, zmieniające własności płynów);
- obiekty tranzytowe (w tym **rurociągi**, **kanały otwarte** oraz **strumienie swobodne**);
- maszyny hydrauliczne (jak pompy, wentylatory, sprężarki, turbiny, silniki spalinowe, śruby napędowe, siłowniki, serwomechanizmy wiatraki...);
- łączniki i regulatory (czyli armatura połączeniowa, rozdzielcza i regulacyjna);
- przyrządy pomiarowe.

Wśród wielu kolejnych klasyfikacji, wyróżniających różne istotne aspekty układów przepływowych, z hydraulicznego punktu widzenia szczególnie istotny jest podział obiektów kubaturowych na:

- urządzenia o przepływie postępowym;
- urządzenia o przepływie zwrotnym.

Kryterium klasyfikacyjne ma tu charakter funkcjonalny. Do pierwszej grupy zaliczamy te urządzenia, wewnątrz których płyn roboczy przemieszcza się sukcesywnie między wlotem a wylotem, podczas gdy do drugiej grupy należą urządzenia, dla właściwej pracy których należy wymusić ruch powrotny części strumienia płynu roboczego.

Pamiętając o ogromnej różnorodności już istniejących obiektów technicznych (jak też o tych, które mogą jeszcze powstać w przyszłości), dogodnie jest podzielić urządzenia o przepływie zwrotnym na dwie kolejne kategorie:

- urządzenia o przepływie cyrkulacyjnym;
- urządzenia o przepływie recyrkulacyjnym.

Pierwszą z nich tworzą obiekty, wewnątrz których wywołany jest przepływ wirowy, o uporządkowanym charakterze i o dużej skali. Nie zaliczamy do niej urządzeń o lokalnej wirowości (wywołanej na przykład przez niektóre systemy napowietrzające). Można tu dodatkowo wyróżnić obiekty o pionowej osi cyrkulacji (na przykład niektóre komory osadu czynnego, napowietrzane aeratorami mechanicznymi – rys. 1a), oraz obiekty o poziomej osi cyrkulacji (klasycznym przykładem których jest piaskownik napowietrzany – rys. 1b).

Kategoria druga obejmuje te urządzenia, w których przepływ zwrotny nie ma charakteru rotacyjnego, a jego istotą jest nawrót części strumienia płynu, pobranego z jednej części obiektu (najczęściej położonego w strefie odpływowej) i wprowadzonego z powrotem do innej jego części (najczęściej położonej w strefie dopływowej).

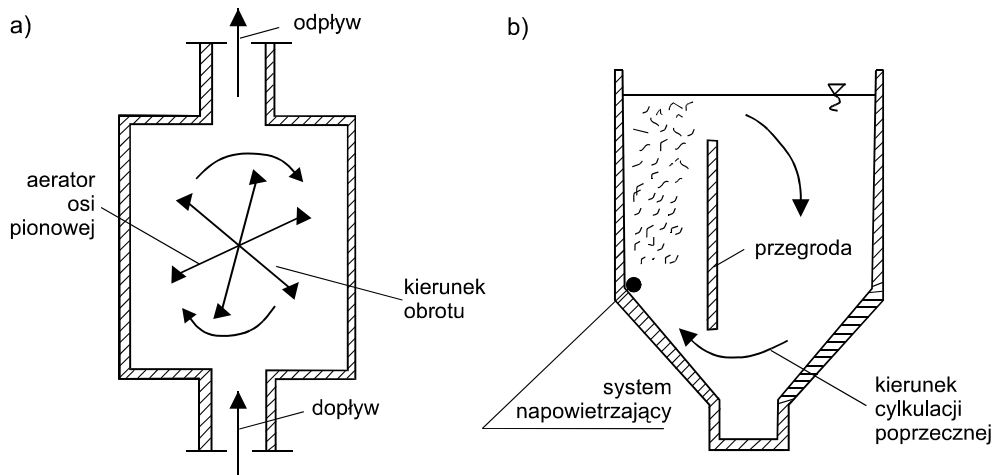
Przepływ typu cyrkulacyjnego w obiektach kubaturowych najczęściej wywołany jest w celu:

- homogenizacji jego zawartości (mieszanie mechaniczne);

- doprowadzenia tlenu (aeratory turbinowe);
- utrzymania odpowiednich warunków hydraulicznych (jak ma to miejsce w piaskownikach napowietrzanych lub komorach flokulacji).

Z kolei przepływy recyrkulacyjne z reguły stosuje się, aby:

- doprowadzić do płynu surowego (na przykład ścieków) produkty pożądanych reakcji (na przykład osad czynny), warunkujące podtrzymanie przebiegu tychże reakcji;
- utrzymać minimalny (ze względów technologicznych, jak na przykład w złożach biologicznych [25]) przepływ przez urządzenie, gdy wydatek dopływającego surowca jest zbyt niski.



Rys. 1. Przykładowe schematy urządzeń o przepływie cyrkulacyjnym
(a – komora reakcji napowietrzana aeratorami mechanicznymi, b – piaskownik napowietrzany)

W dalszym ciągu tej pracy rozważane będą reaktory o przepływie recyrkulacyjnym, przy czym celem tych rozważań będzie analiza jakościowa oraz opis ilościowy hydraulicznych aspektów zagadnienia. Związane z tym aspekty technologiczne będą uwzględniane w formie informacji ilościowych (danych równaniami, wykresami, albo tablicami wartości), formułowanych zgodnie z zasadami kinetyki konkretnych procesów (patrz par. 3.2). Dzięki takiemu podejściu prezentowane metody będą miały ogólniejszy walor (przy czym technicznym poziomem odniesienia będą tu problemy inżynierii sanitarnej, a w szczególności – zagadnienia oczyszczania wody i ścieków).

Specyfika procesu recyrkulacji

2.1. Uwarunkowania techniczne

Rozwiązywanie konkretnych problemów technicznych, szczególnie takich, które nie mają charakteru standardowego, wymaga umiejętności ich rozłożenia na poszczególne kategorie procesów składowych. Rozkład taki pozwala na dobór adekwatnych modeli cząstkowych, które z możliwą do przyjęcia dokładnością opisują te procesy, zapewniając jednocześnie niezbędny poziom uwzględnienia wzajemnych oddziaływań między nimi.

Problematyka reaktorów, służących do przetwarzania substancji płynnych, z natury rzeczy wymaga podjęcia działań, należących do trzech kategorii:

- funkcjonalno-technicznych;
- hydraulicznych;
- konstrukcyjnych.

Pierwsza z nich ma charakter wiodący, bowiem to ona właśnie określa cele, których osiągnięciu służyć ma dany obiekt. Trzeba jednakże pamiętać, że zagadnienia funkcjonalno-technologiczne są bardzo często ściśle powiązane z charakterystykami przepływowymi. Co więcej, niejednokrotnie istotniejszy jest wpływ warunków ruchu przetwarzanego medium na przebieg interesujących nas procesów chemicznych, biologicznych oraz/albo fizycznych, niż wpływ tych procesów na ruch płynu. Kluczowe znaczenie ma tu więc taki sposób opisu wzajemnych relacji, aby były one uwzględnione w niezbędnym zakresie, a jednocześnie nie obniżały poziomu ogólności modeli składowych.

W szczególności nas tu interesujących zagadnieniach oczyszczania wody i ścieków, ten ważny związek jest zdecydowanie zbyt słabo rozpoznany i opisany, czego dowodzi przegląd specjalistycznej literatury (na przykład [13, 16, 30, 69]).

Wydaje się, że jest to konsekwencją sytuacji w zakresie technologii wody i ścieków, jaka miała miejsce jeszcze w trzeciej ćwierci XX wieku. Nie bez znaczenia jest pewnie fakt, iż nie przywiązywano wtedy tak ogromnej wagi do potrzeby ochrony naturalnego środowiska człowieka, bowiem jego zanieczyszczenie nie osiągnęło jeszcze tak dramatycznego poziomu, jak w ostatnich dekadach. Tym samym nie dążono do bezwzględnej maksymalizacji stopnia redukcji stężenia zanieczyszczeń. Jednocześnie ówczesny skład ścieków, który zawsze odpowiada warunkom życia ludzi, był z pewnością bardziej korzystny dla przebiegu procesów ich oczyszczania (ze względu na niższy stopień chemizacji żywności, detergentów i innych substancji, używanych przez ludzi, jak też ilość zużywanej wody). Czynniki te powodowały, że uzyskiwano zadowalające, jak na owe czasy, stopnie usunięcia zanieczyszczeń, stosując przy tym tradycyjne metody opisu przepływu wody i ścieków. W szczególności dotyczy to interesującego nas tu procesu, którego intensywność opisuje **stopień recyrkulacji**:

$$n_R = \frac{Q_R}{Q_S} = \frac{Z_K - Z_S}{Z_R - Z_K}, \quad (1)$$

gdzie: Q_S, Q_R – objętościowe natężenie przepływu ścieków surowych i osadu recykulowanego;
 Z_S, Z_R, Z_K – stężenia osadu czynnego odpowiednio w ściekach surowych, w osadzie recykulowanym oraz w komorach napowietrzania;
 uwaga: w ogólniejszym przypadku symbol z oznacza stężenie każdej innej substancji, będącej czynnikiem regulowanym przez proces recykulacji.

W dawniejszym okresie w metodzie osadu czynnego zalecano stosowanie stopnia recykulacji w granicach od 30% (dla dużych obiektów, przy wysokim obciążeniu osadu) do 100% (dla małych oczyszczalni). Oznacza to, że osiągnęty stopień zagęszczenia zawiesiny w osadnikach wtórnych:

$$s_Z = Z_R / Z_K \quad (2)$$

wynosił wtedy przeciętnie $s_Z = 2 - 4$. W takich warunkach proces recykulacji traktowany był jako czynnik o charakterze technologicznym, a jego wpływ na warunki hydrauliczne obiektów oczyszczalni był w istocie rzeczy pomijany.

W ostatnich dekadach sytuacja w tym zakresie uległa zdecydowanej zmianie. Zwiększyły się wymagania odnośnie do koniecznego poziomu oczyszczenia ścieków. Dotyczy to nie tylko stopnia redukcji stężenia zanieczyszczeń, lecz także liczby analizowanych substancji (rozważa się dokładniejsze wskaźniki obecności organicznych związków węgla, uwzględnia stężenie substancji eutrofizujących, zwraca uwagę na aspekty bakteriologiczne i biologiczne). Równocześnie skomplikowały się warunki prowadzenia procesów technologicznych (skutkiem pojawienia się w ściekach nowych substancji, ułatwiających życie człowieka, lecz utrudniających oczyszczanie wody i ścieków). Oczywiście reakcją na takie zaostrożenie wymogów i pogorszenie uwarunkowań musi być podniesienie poziomu dokładności stosowanych metod projektowania obiektów nowych oraz kontrolowania pracy obiektów już istniejących.

Istotne znaczenie przy rozważaniu tych kwestii mają też czynniki prawno-administracyjne. Potrzeba racjonalnego i kompleksowego uzgadniania decyzji legislacyjnych w tym zakresie [44] nie wymaga chyba komentarza. Jednakże warto zwrócić uwagę na pewne zaskakujące konsekwencje administracyjnej kontroli przestrzegania przepisów, dotyczących ochrony środowiska. Wywołuje ona mianowicie tendencję do traktowania informacji o funkcjonowaniu obiektów wodociągowo-kanalizacyjnych (a w szczególności – oczyszczalni ścieków) jako poufnych. Osłabia to, a nawet blokuje, wymianę tych informacji między zainteresowanymi grupami specjalistów (tworzącymi układ „nauka-dydaktyka-zarządzanie-projektowanie-eksploatacja”).

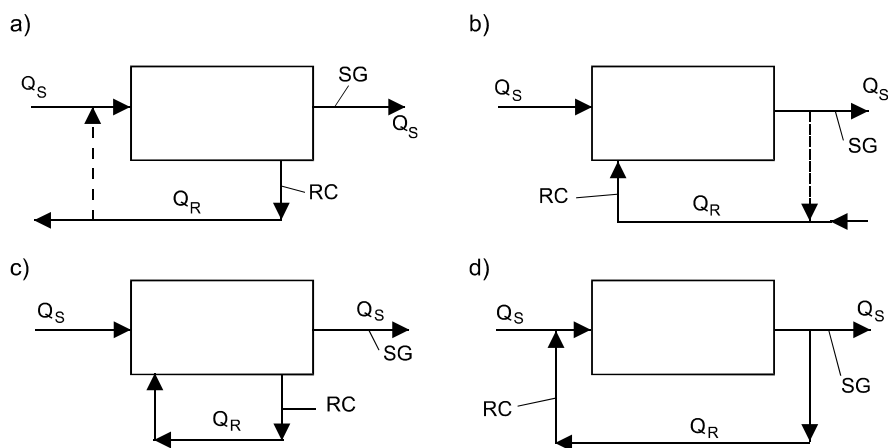
Uwzględniając te okoliczności, można zauważyć, że w ostatnich dekadach praktycznie stosowane stopnie recykulacji osadu czynnego znacznie wzrosły, osiągając poziom nawet kilkuset procent, przy czym wynika to nie tyle z publikowanych zaleceń technicznych, lecz raczej ma charakter podejmowanych na bieżąco decyzji eksploatacyjnych. Być może jest to prostą konsekwencją pogorszenia się podatności ścieków na oczyszczanie (a w szczególności – obniżenia sedimentacyjnych własności osadu czynnego). Jeśli tak, to zgodnie z (2) oznaczałoby to, iż w osadnikach wtórnych uzyskuje się aktualnie zagęszczenie zawiesiny na poziomie $s_Z = 1,3 - 1,4$, czyli bardzo niskie.

Ale nawet jeśli powyższe oszacowanie ma charakter marginalny, to choćby ze względów poznawczych celowe jest bliższe rozpoznanie hydraulicznych aspektów procesu recykulacji i jej wpływu na warunki panujące w reaktorach.

2.2. Schematy obliczeniowe

Z funkcjonalnego punktu widzenia, recykulacja polega na poborze części płynu roboczego z jednego fragmentu układu i ponownym wprowadzeniu tego strumienia do przepływu głównego w innym miejscu. Jest rzeczą oczywistą, że punkt (lub punkty) poboru płynu muszą leżeć poniżej (licząc wzdłuż głównego kierunku ruchu) punktu (lub punktów) jego powrotu. W przeciwnym bowiem razie mielibyśmy do czynienia ze współkierunkowym przepływem rozdzielonych strumieni, także występującym w obiektach inżynierii środowiska, lecz mającym charakter przepływu równoległego (w formie przelewu burzowego, kanału ulgi, lub podobnego układu, noszącego potoczną nazwę „by-passu”).

Rozważając hydrauliczne aspekty procesu, należy tę oczywistą cechę każdego układu recyrkulacyjnego uzupełnić o zrozumiały aspekt natury przepływowej. Chodzi mianowicie o to, by usytuowanie punktu poboru oraz/albo powrotu płynu recyrkulującego miało bezpośredni wpływ na dynamiczne warunki układu. Pojawi się on zaś wtedy, gdy przynajmniej jeden z tych punktów będzie znajdował się w obrębie rozważanego reaktora.



Rys. 2. Schematy obliczeniowe reaktorów recyrkulacyjnych (SG – strumień główny, RC – strumień recyrkulacyjny)

Możliwe sytuacje przedstawiono szkicowo na rys. 2. Trzy pierwsze schematy ilustrują reaktory, dla których występuje bezpośredni wpływ strumienia recyrkulacyjnego na wewnętrzne pole prędkości płynu roboczego. W układzie jak na rys. 2a zachodzi rozdział płynu na strumień główny o wydatku Q_S oraz strumień powrotny o wydatku Q_R . Miejsce ponownego wprowadzenia strumienia powrotnego do układu nie ma tu bezpośredniego znaczenia dla pracy reaktora (nawet jeśli trafia on do niego tuż przed wlotem, wraz ze strumieniem głównym, jak to ilustruje linia przerywana na rys. 2a), ale sam fakt rozdzielenia płynu powoduje wzrost złożoności pola prędkości płynu. Efekt ten jest oczywiście uzależniony od wzajemnej proporcji między Q_S oraz Q_R , która może zmieniać się w czasie. Typowym przykładem takiego reaktora może być osadnik wtórny, w którym następuje rozdział strumienia na sklarowane ścieki oraz możliwe zagęszczony osad (tworzący osad powrotny oraz osad nadmierny).

Drugi z omawianych procesów jednostkowych uwidacznia rys. 2b. Funkcjonowanie takiego reaktora uwarunkowane jest sposobem wprowadzenia strumienia powrotnego i jego

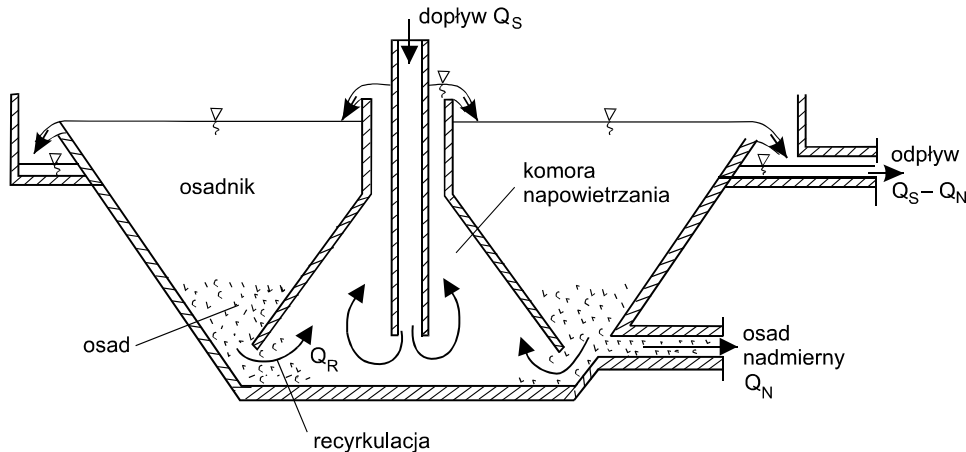
wydatkiem Q_R , przy czym miejsce poboru recyrkulatu nie ma tu bezpośredniego znaczenia. Jako typowy przykład takiej sytuacji można podać komory napowietrzania w metodzie osadu czynnego (oczywiście takie, w których recyrkulat trafia do komory, a nie do przewodu tranzytowego).

Na rys. 2c pokazano kombinację obu tych procesów jednostkowych, czyli reaktor, który jednocześnie dostarcza i odbiera recyrkulat. Przykładów takich rozwiązań można poszukiwać w złożonych systemach osadu czynnego, w których obok usuwania substancji organicznych prowadzi się też usuwanie związków eutrofizujących (niekiedy mówi się tu o recyrkulacji wewnętrznej).

Ostatni schemat (rys. 2d) obrazuje sytuację, w której wpływ recyrkulacji ma charakter pośredni, to znaczy wpływa ona jedynie na łączne natężenie przepływu przez reaktor. Wewnętrzne pole prędkości jest wtedy określone przez wydatek układu, który może zmieniać się nie tylko wskutek zmiany Q_R , ale także Q_S . Rozwiązanie takie może pojawić się tam, gdzie zasadnicze znaczenie ma dynamika przepływu przez układ. Przykładowo, jeżeli wydatek układu musiałby być stały, wtedy można byłoby tak regulować intensywność recyrkulacji, by zachodziło:

$$Q_S(t) + Q_R(t) = \text{const.} \quad (3)$$

Indywidualne sposoby rozwiązania recyrkulacji mogą być bardzo zróżnicowane. Jednak, generalnie rzecz biorąc, możemy tu mieć do czynienia albo z układami oddzielnych kanałów lub przewodów recyrkulacyjnych, z reguły zasilanych systemami pomp (lub sprężarek w przypadku gazu), albo też z układami zblokowanymi. Schemat ideowy takiego układu pokazuje rys. 3.



Rys. 3. Zasada działania zespolonego reaktora recyrkulacyjnego

Ilościowy opis funkcjonowania reaktorów pracujących bez recyrkulacji

3.1. Uwagi ogólne

Sformułowane w par. 2.1 uwagi o nadmiernie uproszczonym poziomie prezentowanych w literaturze metod opisu zagadnień przepływowych odnoszą się nie tylko do reaktorów recyrkulacyjnych, lecz także do struktur prostszych. Z tego względu niniejszy rozdział tej pracy będzie poświęcony układom pracującym bez recyrkulacji.

Jest to o tyle niezbędne, że metody rozwiązywania problemów związanych z ruchem cieczy i gazów uległy w ostatniej dekadzie bardzo ważnej praktycznie (a interesującej metodycznie) transformacji, której czynnikiem sprawczym było pojawienie się racjonalnych maszyn liczących oraz odpowiadający tym nowym możliwościom rozwój przybliżonych metod rozwiązywania równań fizyki matematycznej.

Jeszcze parędziesiąt lat temu w praktyce szeroko pojętej inżynierii wodnej dominowały bardzo proste formalnie (algebraiczne) wzory, będące szczególnymi przypadkami relacji ogólniejszych (nieдоступnych dla zastosowań ze względu na swą złożoność), albo wręcz mających charakter empiryczny. Rzecz oczywista, poziom dokładności rozwiązań, uzyskiwanych za pomocą tak prostych narzędzi, był raczej niski.

W połowie lat 70. XX wieku (okrągło licząc) rozpoczął się przełom, wywołany bezpośrednim i coraz szerszym dostępem do maszyn liczących – początkowo obejmujący tylko osoby zajmujące się głównie badaniami, lecz szybko docierający do wszystkich zainteresowanych. Wraz z rozwojem numerycznych metod obliczeniowych, otworzyło to dostęp do bardziej wyszukanych sposobów rozwiązywania problemów hydromechaniki, opisanych równaniami różniczkowymi (bądź całkowymi). Ogromną popularność zyskało komercyjne oprogramowanie komputerowe, coraz szerzej wytwarzane dla coraz większej liczby zagadnień. Główną tego przyczyną były zapewne wysokie koszty powstawania specjalistycznych systemów obliczeniowych, które opłacało się tworzyć pod warunkiem ich wielokrotnego stosowania, czyli dużej uniwersalności.

Trudno przecenić korzyści, płynące z nowych możliwości rozwiązywania problemów. Jednakże z czasem, po oswojeniu się użytkowników tego narzędzia z jakościowo nową sytuacją, coraz częściej zaczęto zwracać uwagę na „kłopot nadmiaru bogactwa”, towarzyszący tym możliwościom. Jest on konsekwencją ogromnej liczby informacji, zawartych w rozwiązaniach ogólnych równań fizyki matematycznej. Rozwiązania te opisują **pole fizyczne**, czyli funkcje przestrzeni i czasu, których wartości mają konkretne interpretacje i sens techniczny.

W niektórych przypadkach rozważanie tych pól, nie tylko w aspektach teoretycznych, ale także w bezpośredniej praktyce technicznej, jest bardzo celowe i pożyteczne (patrz

punkt 3.5.4). Jednakże niejednokrotnie lepszy opis zagadnienia uzyskuje się za pomocą wielkości i parametrów syntetycznych, zawierających w sobie skumulowaną informację o funkcjonowaniu rozważanego układu. Takie metody opisu obiektów i urządzeń technicznych, usytuowane między tradycyjnymi metodami algebraicznymi oraz metodami bazującymi na analizie pełnych rozwiązań równań różniczkowych, są aktualnie przedmiotem coraz szerszego zainteresowania badaczy i praktyków. Szczególnie wdzięcznym polem do popisu jest właśnie teoria reaktorów przepływowych. W dalszych rozdziałach tej pracy przedstawione zostaną propozycje metod, należących do tej pośredniej kategorii, pozwalające na projektowanie nowych oraz analizowanie pracy już istniejących reaktorów.

3.2. Kinetyka reakcji i przemian

3.2.1. Przebieg i szybkość reakcji

Zasadniczym celem, dla którego osiągnięcia konstruuje się reaktory, jest umożliwienie zajścia oraz utrzymanie przebiegu reakcji lub przemian chemicznych, biologicznych oraz/albo fizycznych. Ze względu na fakt, że praktycznie zawsze reakcje przebiegają tym efektywniej, im większa jest powierzchnia kontaktu między ich składnikami (substratami), najkorzystniej jest prowadzić je w środowisku płynnym (ciekłym lub gazowym).

Istotnym dla przebiegu przemiany czynnikiem jest sposób dostarczania substratów do reaktora. Są tu dwie podstawowe możliwości:

- reaktory przepływowe (gdy substraty, często unoszone przez neutralny płyn nośny, wprowadzane są do układu w sposób ciągły, choć niekoniecznie ze stałą intensywnością; w taki sam sposób odprowadzany jest strumień płynu, zawierającego produkty reakcji);
- reaktory wsadowe (w których przemiana zachodzi w mieszaninie substratów, które sukcesywnie zamieniają się w produkty, a która została jednorazowo umieszczona w układzie).

W niniejszej pracy rozważane są reaktory przepływowe (a ściślej te, które działają z recyrkulacją płynu roboczego).

Tak więc nadrzędną funkcją reaktorów są zachodzące w nich przemiany. Ich efektywności należy podporządkować wszelkie pozostałe czynniki. Nie wolno jednak zapominać o istotnych uwarunkowaniach, jakimi w przypadku reaktorów przepływowych są warunki hydrauliczne. A choć i one mają wspierać przebieg reakcji, to nie wolno zapominać, że istnieje sprzężenie zwrotne między poszczególnymi kategoriami procesów. Jak już bowiem wspomniano – znacznie silniejszy jest wpływ warunków hydraulicznych na przebieg reakcji, niż zależność odwrotna.

Podstawową miarą stanu układu, który ulega reakcji, jest **stężenie** każdego ze składników (substratów i produktów). Najczęściej wyraża ono stosunek masy składnika Δm_i , zawartego w lokalnej objętości ΔV ($i = 1, 2, \dots, I$; I – liczba składników):

$$c_i(x, y, z) = \lim_{\Delta V \rightarrow \Delta V_g} \frac{\Delta m_i}{\Delta V}. \quad (4)$$

Symbol granicznej objętości ΔV_g przypomina tu o molekularnej strukturze materii. Zmniejszając geometryczną objętość ΔV do rozmiarów bliskich zeru, znaleźlibyśmy się

w obszarze efektów cząsteczkowych, niemożliwych do opisanego metodami fizyki ośrodków ciągłych.

W trakcie reakcji, stężenia substratów maleją od swych wartości początkowych:

$$c_{si0} = c_{si}(x, y, z, t = 0) \quad (5)$$

do wartości końcowych (teoretycznie dążąc do zera, a w praktyce – do ich stężenia w płynie opuszczającym reaktor). Przeciwnie rzecz się ma z produktami reakcji, których stężenia c_{pi} rosną od wartości początkowych (niskich, lub nawet równych zeru) do wartości końcowych, uzyskiwanych po upływie miarodajnego czasu reakcji t_R :

$$c_{pik} = c_{pi}(x, y, z, t = t_R) . \quad (6)$$

Szybkością reakcji i -tego składnika nazywamy stosunek zmiany jego stężenia do czasu:

$$z_{ij} = \frac{dc_i}{dt} . \quad (7)$$

Indeks $j = 1, 2, \dots, J$ oznacza tu liczbę przemian, którym podlega i -ta substancja. Jest to bardzo ważna kwestia, szczególnie w zagadnieniach inżynierii środowiska. Typowym przykładem jest tu stężenie tlenu w systemach biologicznego oczyszczania ścieków. Gaz ten jest pobierany przez mikroorganizmy w trakcie mineralizacji substancji organicznej ($j = 1$) i jednocześnie dostarczany przez urządzenia napowietrzające ($j = 2$), a możliwe są też inne procesy, wywołujące zmianę jego stężenia (jak na przykład fotosynteza, $j = 3$).

Zgodnie z elementarną geometryczną interpretacją pojęcia pochodnej, wartość funkcji (7) określa nachylenie stycznej do wykresu $c_i(t)$, czyli tangens kąta, jaki linia ta tworzy z osią czasu.

Trzeba podkreślić, że rozważamy tu wyłącznie przebieg interesującej nas przemiany w medium nieruchomym i w warunkach jednorodnych (gdy stężenie c_i jest funkcją tylko czasu, a nie ulega zmianom w przestrzeni). Symbolizuje to operator pochodnej zwyczajnej, użyty w relacji (7). Wpływ przestrzennej zmienności stężenia będzie omówiony w punkcie 3.7.2.

Pamiętajmy, że w zagadnieniach inżynierskich obok reakcji „typowych w sensie chemicznym”, czyli takich, które przebiegają na poziomie molekularnym, a więc mogą być opisane klasycznymi funkcjami ciągłymi, rozważane są także przemiany zachodzące w skali większej niż molekularna (choć i tak dużo mniejszej, niż rozmiary całego układu). Mają one raczej charakter procesów fizycznych, lecz ze względu na swoją lokalność, są ilościowo opisywane metodami wspomnianych reakcji „typowych”.

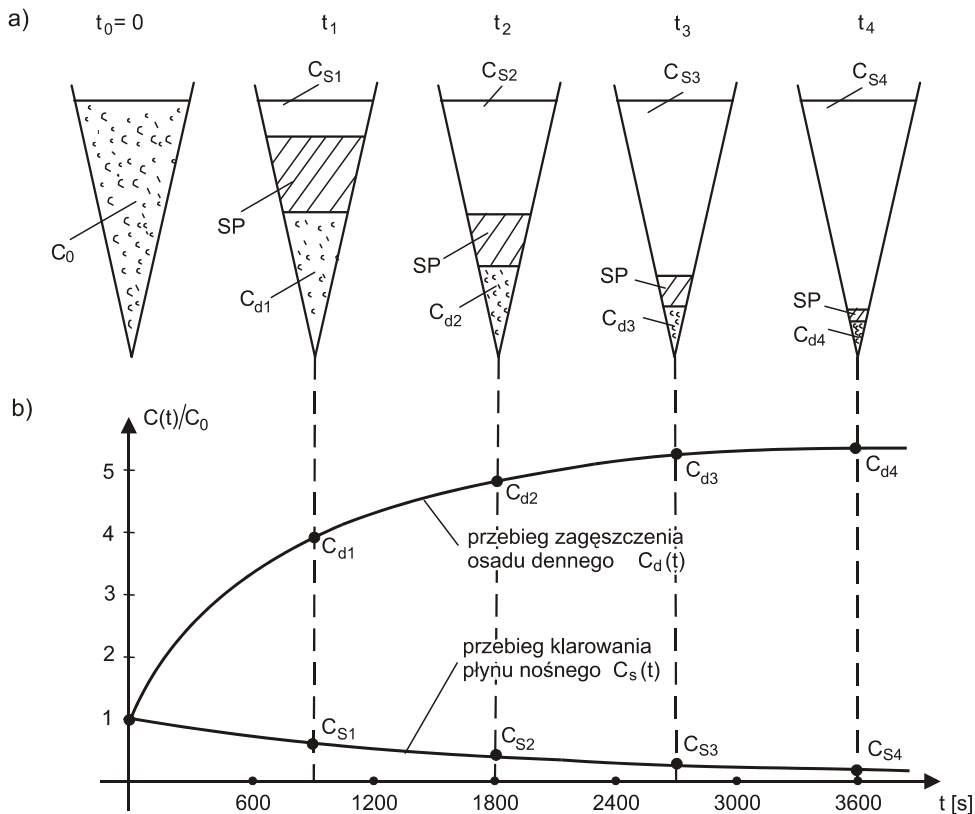
W inżynierii środowiska zasadniczą rolę odgrywają dwa takie procesy. W pierwszej kolejności należy wymienić **sedymencję**, czyli grawitacyjne opadania cząsteczek zawiesiny, o gęstości większej od gęstości płynu nośnego (lub **flotację**, czyli pokrewny sedymencji proces grawitacyjnego wypływania cząstek zawiesiny o gęstości mniejszej od gęstości nośnika). W istocie rzeczy zjawisko to jest **ruchem względnym** rozproszonej na poziomie pośrednim („mezo”) fazy substancji zawieszony, mającym charakter „poślizgu” tej fazy względem nośnika (wody, powietrza...). Jednakże taki „strukturalny” (czyli dotyczący poszczególnych cząstek zawiesiny) opis [53] bywa często niedogodny w zastosowaniach technicznych. Bardziej przydatny może wtedy być opis „fenomenologiczny” (czyli taki, w którym zawiesinę traktujemy jako „umowną substancję rozpuszczoną”), zgodnie z którym zawiesina z upływem czasu „znika” z płynu nośnego. W efekcie jej stężenie w klarowanym nośniku maleje z czasem tak, jak gdyby ulegała ona zużyciu w trakcie reakcji chemicznej.

Podejście takie wymaga oczywiście uwzględnienia w układzie (obok „strefy klarowania nośnika”) także „strefy zagęszczanego osadu”, do której ta „znikająca” zawiesina jest przenoszona, a w której wywołuje wzrost stężenia.

Można to czytelnie zobrazować na przykładzie próbki zawiesiny, umieszczonej w **leju Imhoffa** (rys. 4a). W chwili początkowej $t = 0$ stężenie zawiesiny c_0 może być uznane za praktycznie jednakowe w całej objętości próbki. Natomiast w miarę opadania rośnie stężenie w warstwie osadu dennego, zaś maleje ono w górnej warstwie klarowanego płynu nośnego. Odpowiednie krzywe $c_d(t)$ i $c_n(t)$ można bez trudu wyznaczyć empirycznie (rys. 4b).

Między tymi dwoma obszarami (klarowania i zagęszczania) występuje strefa przejściowa, w której stężenie zawiesiny zmienia się płynnie między wartościami c_d i c_n . Początkowo ma ona znaczną wysokość (wręcz dominuje), lecz z upływem czasu ulega zawężeniu, aż w końcu zanika.

Do celów obliczeniowych taki kontynuálny model fizycznego procesu sedimentacji (lub flotacji) jest bardzo dogodny, bowiem pozwala na uzależnienie jego skutków (odpowiednio klarowania nośnika i zagęszczania osadu) bezpośrednio od czasu przebywania zawiesiny w reaktorze. Może on jednakże być stosowany tylko w takich sytuacjach, gdy strumienie obu rozdzielonych składników (nośnika i osadu) odprowadzane są z odpowiednich stref osadnika. Łatwo bowiem taki stan zakłócić (na przykład przez niewłaściwą pracę zgarniacza osadu, czy przekroczenie dopuszczalnej prędkości przepływu).

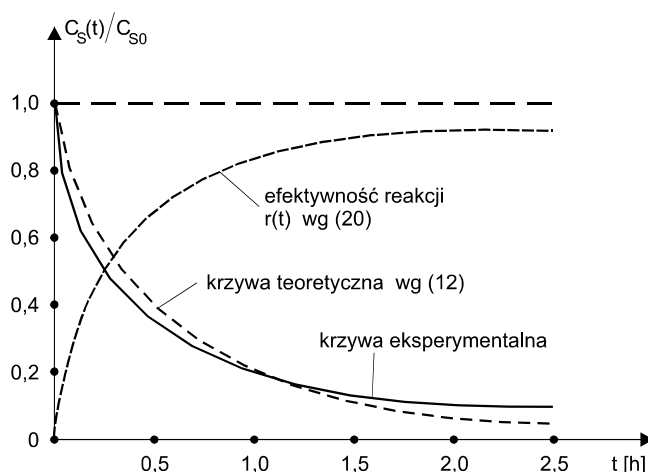


Rys. 4. Przebieg sedimentacji zawiesiny
(SP – strefa przejściowa między osadem dennym a sklarowanym nośnikiem)

Drugim procesem, który odgrywa w inżynierii środowiska ogromną rolę, i który może być opisany w sposób analogiczny do wyżej opisanego, jest **natlenianie** cieczy (wody lub ścieków) za pomocą sprężonego powietrza. Tlen, zawarty w unoszących się ku górze pęcherzyków gazu, ulega rozpuszczeniu w otaczającej je cieczy, co ma charakter fizycznego procesu międzyfazowego. Jeżeli jednak stopień rozproszenia pęcherzyków jest znaczny (co ma miejsce w drobno- i średniopęcherzykowych systemach napowietrzających [30]), to łączny dopływ rozpuszczanego gazu można opisać ciągłą funkcją przestrzeni i czasu.

3.2.2. Rząd reakcji

Przebiegi niektórych reakcji są bardzo trudne do opisu ilościowego, gdyż warunkuje je wiele czynników (stężenie substratów i produktów, temperatura i inne zmienne stanu, obecność lub brak katalizatorów oraz inhibitorów, warunki dynamiczne...). W takich sytuacjach informacja o kinetyce reakcji musi być zaczerpnięta z pomiarów szybkości jej przebiegu. Przykładową krzywą względnej zmiany stężenia substancji organicznej w ściekach miejskich, poddawanych oczyszczaniu metodą osadu czynnego, pokazuje rys. 5.



Rys. 5. Przykładowa krzywa przebiegu mineralizacji związków organicznych

Jednakże wiele interesujących nas przemian wykazuje istotne prawidłowości, pozwalające na teoretyczne wyznaczenie odpowiednich charakterystyk ilościowych. Stopień zgodności teorii kinetycznych z rzeczywistością bywa oczywiście różny, lecz nawet jeśli otrzymane relacje matematyczne stanowią tylko przybliżony model procesów, to i tak stanowi to cenne narzędzie w pracy badaczy i inżynierów.

Za stosunkowo ogólną należy uznać prawidłowość, zgodnie z którą szybkość przemiany i -tego składnika jest proporcjonalna do iloczynu stężeń wszystkich składników, każdego w innej potęgze o całkowitym wykładniku [28, 53]:

$$\frac{dc_i}{dt} = \pm k_i \prod_{i=1}^I c_i^{w_i}, \quad (8)$$

gdzie symbol Π oznacza wielokrotny iloczyn składników o indeksach $i = 1, 2, \dots, I$. Znak „plus” oznacza tu wytwarzanie substancji „ i ”, zaś „minus” – jej zużycie podczas reakcji.

Suma wykładników:

$$R_r = \sum_{i=1}^J w_i \quad (9)$$

nosi nazwę rzędu reakcji.

Możemy tu mieć do czynienia z różnymi sytuacjami. Przykładowo, zarówno reakcja o szybkości:

$$\frac{dc_A}{dt} = -kc_A^2 c_B, \quad (10)$$

jak i reakcja:

$$\frac{dc_A}{dt} = -kc_A c_B c_C \quad (11)$$

są przemianami trzeciego rzędu (gdyż w obu przypadkach zachodzi $R_r = 3$).

W praktyce dość często obserwujemy bardzo proste **reakcje pierwszego rzędu**, dla których z (8) mamy:

$$\frac{dc_i}{dt} = \pm k_{ij} c_i. \quad (12)$$

Występujący w powyższych relacjach mnożnik k (wraz z indeksami, różnicującymi odpowiednio rodzaj reagującej substancji „ i ” oraz rodzaj reakcji „ j ” – patrz (7)), nazywa się **stałą szybkości reakcji**, przy czym termin „stała” jest tu synonimem określenia „współczynnik”, gdyż w istocie rzeczy jest to wielkość podlegająca zmianom. Podstawowym czynnikiem jest tu temperatura, która powoduje zmianę stałej k w stałym stosunku przy zmianie temperatury o każde 10 stopni (Celsjusza lub Kelvina). Opisuje to **reguła van't Hoffa**:

$$k(T)/k(T-10^\circ) = H_R. \quad (13)$$

Przykładowo, dla fermentacji alkoholu $H_{RA} = 2,0$, dla rozwoju jajeczek żaby $H_{RJ} = 2,7$, zaś dla termicznego ścinania białka – $H_{RB} = 50,0$.

Interesujące nas tu procesy jednostkowe, występujące w inżynierii środowiska, są na tyle złożone, że odpowiednie dla nich stałe szybkości reakcji należy z reguły wyznaczać doświadczalnie (lub zaczerpnąć z literatury, o ile opisano w niej procesy dostatecznie podobne). Z drugiej jednak strony są one na tyle regularne, że bardzo często do ich opisu można stosować model reakcji I rzędu. Przykładowo, dla reakcji, którą przedstawiają wykresy na rys. 5, otrzymuje się:

$$k_{mo} = 2,37 [1/h]. \quad (14)$$

Stopień zgodności między przebiegiem teoretycznym według (12), a przebiegiem rzeczywistym tej reakcji obrazują odpowiednio przerywana i ciągła linia na rys. 5.

Formalna prostota reakcji I rzędu pozwala na analityczne scałkowanie równania (12), które wobec (7) można zapisać następująco (dla przypadku rozkładu substancji):

$$\frac{z_{ij} dt}{c_i} = \frac{dc_i}{c_i} = -k_{ij} dt, \quad (15)$$

skąd:

$$\ln c_i(t) = -k_{ij} t + A. \quad (16)$$

Wyznaczając stałą całkowania A z oczywistego warunku początkowego, iż dla $t = 0$ zachodzi $c_i = c_{i0}$, możemy ostatecznie napisać:

$$c_i(t) = c_{i0} \exp(-k_{ij} t). \quad (17)$$

W praktyce technicznej często dogodniej jest posługiwać się pojęciem **stopnia redukcji stężenia** i -tego składnika:

$$r_i(t) = \frac{c_{i0} - c_i(t)}{c_{i0}}. \quad (18)$$

Dla reakcji I rzędu, wobec (17), mamy (patrz rys. 5):

$$r_i(t) = 1 - \exp(-k_{ij} t). \quad (19)$$

Relacja $r_i(t)$, wyrażona matematyczną relacją typu (19) lub wyznaczona empirycznie, jest jedną z podstawowych zależności, niezbędnych przy projektowaniu reaktorów.

3.2.3. Wpływ ruchu płynu na przebieg reakcji

Teoria kinetyki reakcji chemicznych oraz/albo biologicznych, zachodzących w środowisku płynnym, nie wykazuje **bezpośredniego** (czyli zmieniającego wartość stałych szybkości) oddziaływania ruchu nośnika na ich przebieg. Wpływ taki pojawia się tylko przy niektórych przemianach o charakterze fizycznym. Może on powodować intensyfikację jednych procesów, czego wyrazem jest na przykład wzrost stałej napowietrzania wody w rzece o głębokości h [m], płynącej z prędkością średnią v [m/s], opisany wzorem Churchill [53]:

$$k_{dt} = 5,026 v^{0,969} h^{-1,679} \quad [1/d], \quad (20)$$

albo pogorszenie warunków przebiegu innych (jak na przykład zakłócenie sedimentacji zawiesiny ze wzrostem prędkości cieczy).

Odnotować natomiast należy bardzo istotny, **pośredni** wpływ prędkości nośnika na efektywność reakcji oraz przemian. Jego miarą jest **czas przebywania substancji w reaktorze** t_p , który z dużą dokładnością można potraktować jako równy **czasowi trwania reakcji** t_r . Co prawda przebieg przemiany może zacząć się jeszcze przed znalezieniem się mieszaniny substratów w reaktorze, gdyż uwarunkowana ona jest tylko wejściem składników we wzajemny kontakt, a trwać może nawet po opuszczeniu reaktora przez strumień interesującej nas substancji, lecz do celów technicznych należy przyjąć jakieś wymierne ograniczenia czasowe i geometryczne.

Innymi słowy, efektywność reakcji limitowana jest czasem jej trwania, określonym przez czas pobytu substratów w układzie, który z kolei uzależniony jest od prędkości przepływu medium przez ten układ. Ewentualny dodatkowy wpływ prędkości nośnika substratów na przebieg reakcji można uwzględnić przez stałą jej szybkości (przy analitycznym opisie jej kinetyki), lub przez kształt empirycznej krzywej przebiegu reakcji.

Od strony ilościowej tę niesłychanie ważną zależność ujmuje **prawo zachowania masy i -tego składnika substancji niejednorodnej** (roztworu, lub zawiesiny). Mówi ono, że:

Zmiana masy i -tego składnika w układzie niejednorodnym, odniesiona do czasu, jest równa:

— adwekcyjnemu strumieniowi tego składnika przez brzeg obszaru;

- dyfuzyjnemu strumieniowi tego składnika przez brzeg obszaru;
- intensywności źródeł, wytwarzających lub zużywających ten składnik wewnątrz obszaru.

Dokładne wyprowadzenie zależności, będącej matematycznym wyrazem tego stwierdzenia, można bez trudu znaleźć w specjalistycznej literaturze (na przykład [34, 53, 58]), toteż tutaj ograniczymy się jedynie do przytoczenia ostatecznej postaci **równania adwekcji-dyfuzji ze źródłami**:

$$\frac{\partial c_i}{\partial t} + (\mathbf{u}\nabla) c_i = D_{Mi}\Delta c_i + Z_i, \quad (21)$$

gdzie: D_{Mi} – współczynnik dyfuzji molekularnej i -tego składnika,
 Z_i – efektywna funkcja źródłowa dla i -tego składnika (patrz (5) oraz (12)):

$$Z_i = \sum_{j=1}^I z_{ij}. \quad (22)$$

Możliwość zastosowania tego równania ograniczona jest do zakresu **ruchu laminarnego**, wyznaczonego w przybliżeniu przez krytyczną wartość **liczby Reynoldsa**:

$$\text{Re} = \frac{UL}{\nu} \leq 2300. \quad (23)$$

Dla **ruchu turbulentnego**, w trakcie którego zmienne stanu wykazują specyficzne losowe fluktuacje wartości, posługujemy się ich wielkościami średnimi [32]:

$$\bar{\mathbf{u}} = \mathbf{u} - \mathbf{u}', \quad \bar{c}_i = c_i - c_i', \quad (24)$$

a równanie transportu masy (21) przyjmuje postać **równania turbulentnej adwekcji-dyfuzji ze źródłami**:

$$\frac{\partial \bar{c}_i}{\partial t} + (\bar{\mathbf{u}}\nabla) \bar{c}_i = \text{div} [(D_{Mi} + D_T) \text{grad } \bar{c}_i] + \bar{Z}_i. \quad (25)$$

Pojawia się tu dodatkowy w stosunku do (21) człon, opisujący **dyfuzję turbulentną**, którego formalnie głównym elementem jest **współczynnik dyfuzji turbulentnej** D_T . Jego wyznaczaniu poświęcony jest dość obszerny dział teorii ruchu burzliwego, zwany **modelowaniem turbulencji** (na przykład [53, 66]). W przedmiotowej literaturze znaleźć można szereg propozycji o zróżnicowanym stopniu dokładności fizycznej oraz złożoności formalnej.

Przy rozwiązywaniu zagadnień nietypowych, gdy zależy nam na możliwie dużej dokładności wyniku, należy kwestię doboru współczynników D_T potraktować jako oddzielną – obszerną i ważną – część całego problemu. Tym bardziej odrębną, że równanie (25) praktycznie zawsze rozwiązuje się numerycznie, przy użyciu maszyn liczących. Dla zadań bardziej typowych z reguły wykorzystuje się wtedy oprogramowanie komercyjne, prawie zawsze wyposażone w stosowne procedury, pozwalające na obliczenie tego współczynnika. Przed ich wykorzystaniem należy tylko sprawdzić zastosowane w programie metody, a gdy istnieje możliwość wyboru – podjąć stosowną decyzję.

Z tych względów tutaj ograniczymy się tylko do zacytowania formuły najprostszej pod względem formalnym, gdyż algebraicznej. Zgodnie z nią możemy napisać [34, 53]:

$$D_T(x, y, z, t) = 0,02 \bar{u}(x, y, z, t) \delta_S(x, y, z, t), \quad (26)$$

gdzie: \bar{u} – moduł wektora prędkości uśrednionej w czasie,
 δ_S – odległość punktu od najbliższej ścianki.

Równanie (25) jest jednak na tyle skomplikowane pod względem matematycznym, że opracowano jego kolejne wersje uproszczone. Szczególnie ważną rolę w teorii przepływu cieczy niejednorodnych (podczas którego zachodzą reakcje i przemiany) odgrywają warianty relacji (25), uśrednione względem jednej lub nawet dwóch zmiennych przestrzennych.

Podobnie jak lokalne uśrednienie zmiennych stanu względem czasu, symbolicznie zapisane zależnościami (24), prowadzi do pojęcia dyfuzji turbulentnej, tak uśrednienie względem zmiennych przestrzennych skutkuje wprowadzeniem pojęcia dyspersji substancji rozproszonej.

W pierwszej grupie przypadków (uśrednianie względem jednej zmiennej) mamy dwie szczególnie ważne technicznie możliwości wyboru pomijanej zmiennej przestrzennej. Gdy jest ona usytuowana pionowo, otrzymujemy model dyspersji płaskiej poziomej, a przepływ odbywa się w płaszczyźnie xOy . Jeżeli z kolei uśrednienia dokonamy względem jednej ze zmiennych poziomych, kierując na przykład oś Oy pionowo (wtedy ruch także odbywa się w płaszczyźnie xOy), mamy model dyspersji płaskiej pionowej. Dla przydatnego w praktyce przypadku obszaru o stałej odpowiednio głębokości h lub szerokości B warstwy cieczy, mamy równanie [53]:

$$\frac{\partial \tilde{c}_i}{\partial t} + v_x \frac{\partial \tilde{c}_i}{\partial x} + v_y \frac{\partial \tilde{c}_i}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x} \left[K_{xx} \frac{\partial \tilde{c}_i}{\partial x} + K_{xy} \frac{\partial \tilde{c}_i}{\partial y} \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[K_{yx} \frac{\partial \tilde{c}_i}{\partial x} + K_{yy} \frac{\partial \tilde{c}_i}{\partial y} \right] + \tilde{Z}. \quad (27)$$

Współczynniki dyspersji K_{ij} ($i, j = x, y$) wyrażone są w tej koncepcji za pomocą współczynnika dyspersji podłużnej K_L oraz współczynnika dyspersji poprzecznej K_T , najczęściej opisywanych wzorami Eldera [11]:

$$K_L = 5,93 L_M v^*, \quad (28)$$

$$K_T = 0,23 L_M v^*, \quad (29)$$

gdzie: $L_M = h$ dla przepływu poziomego,

$L_M = B$ dla przepływu pionowego,

v^* – **prędkość dynamiczna** [32]:

$$v^* = \sqrt{\tau_s / \rho} \quad (30)$$

τ_s – naprężenie styczne na brzegu obszaru).

Istotnym parametrem jest tu wektor kierunkowy prędkości, wyrażony relacjami:

$$n_{vx} = v_x / v, \quad n_{vy} = v_y / v. \quad (31)$$

Zdefiniowawszy wielkości pomocnicze, możemy napisać:

$$K_{xx} = K_L n_{vx}^2 + K_T n_{vy}^2, \quad (32)$$

$$K_{xy} = K_{yz} = (K_L - K_T) n_{vx} n_{vy}, \quad (33)$$

$$K_{yy} = K_L n_{vy}^2 + K_T n_{vx}^2. \quad (34)$$

Kolejną ogólną kategorię otrzymujemy dla przypadku jednowymiarowego, gdy zmienne stanu uśredniamy względem zmiennych poprzecznych wobec głównego kierunku ruchu (najczęściej – osi $0x$). Jest to **model dyspersji podłużnej**, typowy dla **strumieni cieczy** (rzek, rurociągów...), opisany równaniem (przy stałym przekroju poprzecznym strumienia S) [53]:

$$\frac{\partial \tilde{c}}{\partial t} + v \frac{\partial \tilde{c}}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial x} \left(K_L \frac{\partial \tilde{c}}{\partial x} \right) + \tilde{Z}. \quad (35)$$

Współczynnik dyspersji podłużnej K_L opisuje tu zależność (28). Trzeba wszakże pamiętać, że stałe mnożniki w (28) i (29) mają charakter wartości orientacyjnych, wyznaczonych podczas klasycznych dla tego modelu badań Eldera [11]. Dla przypadków technicznych przyjmują one jednak bardzo zróżnicowane wartości i przy braku miarodajnych informacji literaturowych, celowe jest ich indywidualne wyznaczanie dla konkretnych przypadków.

3.3. Dynamika przepływu w reaktorze

3.3.1. Znaczenie aspektów dynamicznych

Jak już wspomniano w poprzednim punkcie, wpływ zmiennych stanu opisujących dynamikę układu (czyli głównie **prędkości u** , a w ujęciu globalnym – **wydatku Q**) na przebieg reakcji ma charakter zasadniczy (choć pośredni), gdyż decydują one o czasie przebywania medium w warunkach, umożliwiających przebieg oczekiwanego procesu.

Z drugiej strony, własności medium, zawierającego reagujące składniki, w ogólnym przypadku wpływają na charakter przepływu przez reaktor. Wpływ ten bywa niekiedy bardzo istotny, lecz dotyczy to głównie obiektów przemysłowych, przetwarzających bardzo zróżnicowane substancje, z reguły występujące w znacznych stężeniach. W zagadnieniach inżynierii środowiska mamy jednakże najczęściej do czynienia z umiarkowanymi stężeniami składników rozproszonych w nośniku (wodzie lub ściekach), dzięki czemu ich wpływ na dynamikę przepływu jest znikomy lub pomijalnie mały i może być uwzględniany co najwyżej drogą korekty współczynnika lepkości molekularnej oraz gęstości medium. By sklasyfikować te dwa opisane przypadki, wprowadza się pojęcia:

- substancji dynamicznie aktywnej (która rozproszona w płynie nośnym w istotnym stopniu wpływa na jego własności dynamiczne);
- substancji dynamicznie pasywnej (której wpływ na ruch medium można pominąć, lub uwzględnić drogą korekty stałych materiałowych).

Powtórzmy, że w inżynierii środowiska z reguły rozważamy substancje dynamicznie pasywne. Do tych aktywnych zaliczamy natomiast niekiedy osady, powstające w trakcie oczyszczania wody i ścieków (w wyniku koagulacji, odżelaziania, stosowania metody osadu czynnego...).

3.3.2. Przypadek ogólny

Opis ruchu płynu niejednorodnego, którego skład w ogólnym przypadku wymaga przyjęcia modelu układu dynamicznie aktywnego, jest przedmiotem zainteresowań mechaniki płynów. Ze względu na zakres tego działu fizyki, nie może on być systematycznie

omówiony w niniejszej pracy. Ograniczymy się więc tu jedynie do stwierdzenia, że równania ruchu takiej substancji są matematycznym wyrazem praw zachowania masy i pędu, uzupełnionych hipotezą Newtona, która wyraża relację między prędkością deformacji płynu a stanem jego naprężenia [32].

Pozostając w podstawowym dla inżynierii środowiska zakresie układów dynamicznie pasywnych, mamy do dyspozycji:

— równanie ciągłości

$$\operatorname{div} \mathbf{u} = \frac{\partial u_x}{\partial x} + \frac{\partial u_y}{\partial y} + \frac{\partial u_z}{\partial z} = 0, \quad (36)$$

— równanie dynamiczne (równanie Naviera-Stokesa)

$$\frac{\partial \mathbf{u}}{\partial t} + (\mathbf{u} \nabla) \mathbf{u} = \mathbf{f} - \frac{1}{\rho} \operatorname{grad} p + \nu \Delta \mathbf{u}. \quad (37)$$

Jest to układ czterech skalarnych równań różniczkowych. Jego rozwiązaniem, możliwym do uzyskania właściwie tylko na drodze numerycznej, po uzupełnieniu (37) **warunkami początkowymi** oraz **warunkami brzegowymi** [32], są funkcje \mathbf{u} oraz p . Pierwsza z nich warunkuje możliwość podjęcia próby rozwiązania równania transportu (21), co stanowi punkt wyjścia do opisu funkcjonowania interesujących nas tu reaktorów.

3.3.3. Przepływ turbulentny

Ze względu na omówioną już (pkt 3.2.3) specyfikę ruchu płynu, przydatność układu (36, 37) jest w praktyce ograniczona do ruchu laminarnego. Wobec (23), ta kategoria ruchu ma charakter raczej marginalny, gdyż za podstawowy rodzaj przepływu cieczy i gazów należy uznać ruch turbulentny, opisany przez lokalnie uśrednione („wygładzone”) w czasie zmienne stanu (24). Ogólne równania ruchu przyjmują wtedy postać [32]:

— równanie ciągłości

$$\operatorname{div} \bar{\mathbf{u}} = \frac{\partial \bar{u}_x}{\partial x} + \frac{\partial \bar{u}_y}{\partial y} + \frac{\partial \bar{u}_z}{\partial z} = 0, \quad (38)$$

— równanie Reynoldsa (w wersji uproszczonej wskutek pominięcia pochodnych współczynnika lepkości burzliwej, lecz popularnej w praktyce)

$$\frac{\partial \bar{\mathbf{u}}}{\partial t} + (\bar{\mathbf{u}} \nabla) \bar{\mathbf{u}} = \mathbf{f} - \frac{1}{\rho} \operatorname{grad} \bar{p} + (\nu + \nu_T) \Delta \bar{\mathbf{u}}. \quad (39)$$

Współczynnik lepkości burzliwej μ_T jest związany ze współczynnikiem dyfuzji turbulentnej (26). Pożyteczna jest tu prosta zależność:

$$\mu_T = \rho Sc_T D_T, \quad (40)$$

gdzie dla „turbulentnej” liczby Schmidta zaleca się przyjmować $Sc_T = 0,85$ [53]. Równania (38, 39) stosuje się wraz z równaniem transportu (25).

3.3.4. Modele uproszczone przestrzenne

Tak jak w przypadku dyspersyjnych wersji równania zachowania masy substancji rozproszonej (27) i (35), analogiczne uproszczenia można wprowadzić do równań ruchu cieczy. Dla **modelu płaskiego poziomego**, gdy prędkość uśredniamy względem pionowej osi $0z$, pisząc:

$$\mathbf{v} = v_x \mathbf{i} + v_y \mathbf{j}, \quad (41)$$

mamy następujące wersje ogólnych równań ruchu (36, 37) [36]:

— równanie ciągłości

$$\frac{\partial H}{\partial t} + \frac{\partial(Hv_x)}{\partial x} + \frac{\partial(Hv_y)}{\partial y} = 0, \quad (42)$$

— równanie dynamiczne

$$\rho \frac{D\mathbf{v}}{Dt} = \rho(\mathbf{f}_c + \mathbf{g}i_0) - \text{grad}(p + \rho gH) - \frac{\tau_s}{H} + \frac{\mu + \mu_T}{H} \Delta(H\mathbf{v}). \quad (43)$$

Z kolei dla **modelu płaskiego pionowego**, uśrednionego względem kierunku poziomego (wzdłuż osi $0y$, określającej szerokość $B(x, z)$ pionowej warstwy cieczy), gdy:

$$\mathbf{v} = v_x \mathbf{i} + v_z \mathbf{k}, \quad (44)$$

mamy [36]:

— równanie ciągłości

$$\frac{\partial(Bv_x)}{\partial x} + \frac{\partial(Bv_z)}{\partial z} = 0, \quad (45)$$

— równanie dynamiczne:

$$\rho \frac{D\mathbf{v}}{Dt} = \rho \mathbf{g} - \frac{1}{B} \text{grad}(pB) - \frac{2\tau_s}{B} + \frac{\mu + \mu_T}{B} \Delta(B\mathbf{v}). \quad (46)$$

Napężenie denne (lub przyścienne w modelu pionowym) w szczególnie ważnym dla inżynierii środowiska przypadku ruchu ze swobodną powierzchnią można wyrazić relacją (\mathbf{i}_f – spadek hydrauliczny, C – współczynnik Chezy'ego [36]):

$$\tau_s = \rho g R_H \mathbf{i}_f = \rho g |\mathbf{v}| / C. \quad (47)$$

Relacje (42, 43) oraz (45, 46) należy stosować w połączeniu z odpowiednimi wersjami relacji (27).

I wreszcie dla przypadku strumienia podłużnego (uśrednionego względem zmiennych poprzecznych), gdy:

$$\mathbf{v} = v(x, t) \mathbf{i}, \quad (48)$$

mamy klasyczny układ równań de Saint-Venanta [36], odpowiadający równaniu dyspersji podłużnej (35):

$$\frac{\partial H}{\partial t} + \frac{\partial(vH)}{\partial x} = 0, \quad (49)$$

$$\frac{\partial v}{\partial t} + v \frac{\partial v}{\partial x} + g \frac{\partial H}{\partial x} = gi_0 - \frac{\tau_s}{\rho H}. \quad (50)$$

Ten szczególny rodzaj przepływu może często występować (dokładnie, lub jako model przybliżony) w wersji niezależnej ani od czasu t , ani od zmiennej przestrzennej x . W takiej sytuacji relacja (50) przyjmuje postać niesłychanie ważnej w technice relacji algebraicznej, szczególnie często pisanej w postaci **wzoru Manninga**:

$$v = \frac{1}{n_M} R_H^{2/3} i_0^{1/2}, \quad (51)$$

gdzie **promień hydrauliczny**:

$$R_H = S/O_z. \quad (52)$$

Dla strumienia płytkiego (gdy $H \ll B$) można przyjąć bardzo wygodne uproszczenie:

$$R_H \approx H. \quad (53)$$

3.3.5. Modele kinematyczne

Przedstawione w poprzednich punktach zależności tworzą sekwencję modeli przepływu cieczy, ważnych zarówno dla rozważań teoretycznych, jak i w praktyce. Jest ona czytelna dzięki formalnym aspektom kolejno wprowadzanych uproszczeń, lecz pod względem poznawczym i technicznym wykazuje zróżnicowaną dokładność.

W szczególności modele płaskie są w istotnym stopniu uproszczone fizycznie względem (39), podczas gdy proces ich rozwiązywania nie jest dużo prostszy, niż dla równań Reynoldsa. Nie rozwijając bliżej tego stwierdzenia dodajmy tylko, że wersje (43) i (46) są rzadko stosowane, a stają się przydatne w praktyce dopiero po wprowadzeniu kolejnych uproszczeń. Przykładowo, po odrzuceniu naprężeń lepkich przechodzi się do dwuwymiarowego modelu de Saint-Venanta [36], zaś po pominięciu paru dalszych członów – do ważnych w oceanografii równań Ekmana [10].

Jednakże w interesujących nas zagadnieniach przepływów w reaktorach wpływ brzegu (ścianek i dna) jest na tyle istotny, że relacje te nie są tu stosowane. Tym niemniej w wielu sytuacjach celowe jest posługiwanie się modelem ruchu dwukierunkowego i dwuwymiarowego (choć z reguły – ustalonego):

$$\mathbf{u} = u_x(x, y) \mathbf{i} + u_y(x, y) \mathbf{j}. \quad (54)$$

Interesującą i ważną możliwość stwarzają tu dwa **modele typu kinematycznego** (nazwa stąd, że powstają one dzięki uproszczeniom, które uzasadnia analiza pola prędkości przepływu). W każdym z nich składowe wektora prędkości wyraża się za pomocą **funkcji prądu** ψ , takiej, że:

$$u_x = \frac{\partial \psi}{\partial y}, \quad u_y = -\frac{\partial \psi}{\partial x}. \quad (55)$$

Jej wprowadzenie uzasadnia fakt, że relacje (55) spełniają równanie ciągłości (36), w wersji zapisanej dla przypadku (54), co łatwo sprawdzić bezpośrednim rachunkiem. Jest

to bardzo wygodna funkcja, bowiem **można pokazać [32], że linie stałych wartości $\psi = \text{const}$ są liniami prądu, czyli są styczne do wektorów prędkości**. Tym samym układ wybranych linii prądu w bardzo czytelny sposób obrazuje charakter ruchu cieczy w rozważanym obszarze (patrz rys. 6).

Dalszy ciąg wyprowadzenia tych modeli jest już zróżnicowany. W pierwszym przypadku **ruchu potencjalnego** przyjmuje się wymóg braku wirowości ruchu, który wobec (54) można zapisać następująco:

$$(\text{rot } \mathbf{u})_z = \frac{\partial u_x}{\partial y} - \frac{\partial u_y}{\partial x} = 0. \quad (56)$$

Podstawiając do tej relacji (55), otrzymujemy:

$$\Delta \psi = \frac{\partial^2 \psi}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \psi}{\partial y^2} = 0. \quad (57)$$

Jest to **równanie Laplace'a**, które można z dużą łatwością (w porównaniu z innymi równaniami, opisującymi interesujące nas tu zagadnienia) rozwiązać numerycznie.

Drugi model powstaje dzięki tak zwanemu **założeniu Stokesa**, które mówi, że dla przepływów o niedużej prędkości można w równaniu dynamicznym pominąć przyspieszenie płynu, czyli człon znajdujący się po lewej stronie (37). Wprowadzając ten warunek, a następnie drogą pewnych przekształceń eliminując ciśnienie i podstawiając (55), otrzymuje się **równanie biharmoniczne** dla funkcji prądu [34]:

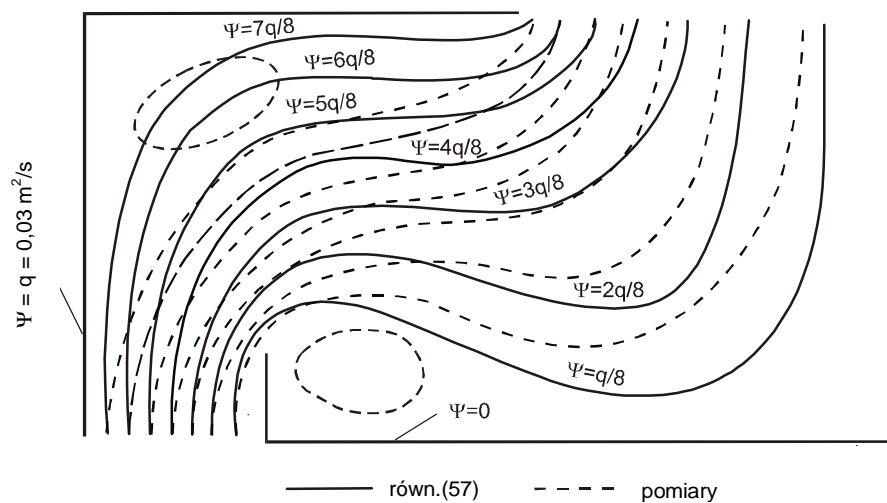
$$\Delta \Delta \psi = \frac{\partial^4 \psi}{\partial x^4} + 2 \frac{\partial^4 \psi}{\partial x^2 \partial y^2} + \frac{\partial^4 \psi}{\partial y^4} = 0. \quad (58)$$

Pod względem formalnym oba te modele można zastosować wtedy, gdy rozważany przepływ spełnia (przynajmniej w przybliżeniu) warunek (54), a więc między innymi wtedy, gdy można uważać go za ustalony. Rozstrzygnąć natomiast trzeba kwestię ich fizycznej i technicznej dokładności. Zwróćmy w tym celu uwagę, że stojące u podstaw tych modeli założenia sformułowane w postaci spekulatywnej. Ostatecznym kryterium przydatności modelu może tu być tylko porównanie rozwiązania $\psi(x, y)$ dla rozważanego przypadku z wynikami pomiarów, choćby nawet wrywkowymi. Generalnie można jednak powiedzieć, że **w istocie rzeczy oba te modele można stosować dla przepływów o małej prędkości**, gdyż – jak poucza nawet pobieżna obserwacja, na przykład swobodnej powierzchni wody w rzece – tendencja cieczy do tworzenia struktur wirowych rośnie z jej prędkością. Dotyczy to zarówno ruchu głównego, jak i lokalnych wirów, będących zasadniczym elementem turbulencji. Biorąc ponadto pod uwagę, że definiujący model (57) warunek braku wirowości ma charakter formalny i tylko w niezbyt licznych przypadkach może być względnie zaakceptowany (na przykład w teorii filtracji [32]), a równanie (58) nie sprawia podczas rozwiązywania dużo więcej trudności matematycznych niż (57) można przyjąć, że z obu omówionych tu modeli kinematycznych na polecenie zasługuje model biharmoniczny. A choć popularność modelu potencjalnego jest wciąż znaczna, to wynika to chyba głównie z jego znaczenia w przeszłości, gdy nie istniały jeszcze możliwości szerokiego stosowania maszyn liczących.

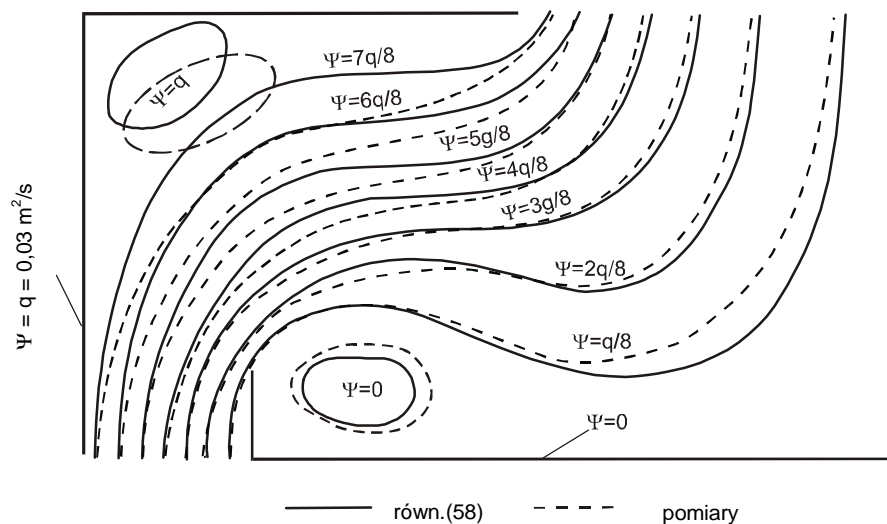
Przykładowe układy linii prądu, wyznaczonych za pomocą omówionych modeli kinematycznych, zestawione z rezultatami pomiarów, pokazano na rys. 6. Jak widać tam, model potencjalny wykazuje dużo gorszą zgodność z rzeczywistością, głównie ze względu na brak

możliwości odtworzenia obszarów wirowych. Model biharmoniczny z kolei pozwala na ich odtworzenie, w sposób dobrze odpowiadający wynikom obserwacji.

a)



b)



Rys. 6. Przykładowe pola prędkości cieczy, wyznaczone za pomocą modeli kinematycznych (a – przepływ potencjalny, b – przepływ biharmoniczny [34])

3.4. Kryterialne zmienne stanu

Mianem **zmiennych stanu** określamy wszystkie wielkości fizyczne, których wartości zawierają kompletną informację o rozważanym układzie fizycznym. Część z nich (zmienne stanu podstawowe ze względów formalnych [56]) występuje w równaniach fizyki matema-

tycznej, tworzących podstawowe układy relacji, opisujących rozważane zjawisko (omówione w poprzednich rozdziałach). Pozostałe (zmienne stanu pomocnicze ze względów formalnych) oblicza się w następnej kolejności, za pomocą odpowiednich relacji.

Trzeba jednak zaznaczyć, że podkreślana wyżej kolejność wyznaczania zmiennych stanu, wynikająca z postaci równań, które mamy do dyspozycji, nie musi pokrywać się z ich znaczeniem fizycznym oraz/albo technicznym, określanym przez charakter podjętego problemu. Warto więc uwypuklić ten aspekt, mówiąc o zmiennych stanu odpowiednio **funkcjonalnie podstawowych** oraz **funkcjonalnie pomocniczych**.

Wyznaczenie tych pierwszych jest celem, którego osiągnięcie warunkuje możliwość rozwiązania zagadnienia, toteż w ujęciu roboczym można je nazwać **zmiennymi kryterialnymi**, bowiem ich wartości należy dobrać tak, by spełniały wymogi (kryteria), stanowiące istotę zagadnienia. Jest to szczególnie czytelne w pracach projektowych.

Z wielu klasyfikacji, którym podlegają zmienne stanu, warto przywołać tu podział wielkości fizycznych na:

- **intensywne** (lokalne, różniczkowe);
- **ekstensywne** (globalne, całkowe).

Do pierwszej grupy należą te wielkości, które odnoszą się do poszczególnych punktów układu fizycznego i nie ulegają podziałowi podczas ewentualnego podziału układu na części (na przykład temperatura, naprężenie...). Z kolei druga grupa obejmuje wielkości charakterystyczne dla układu jako całości. Ich wartości ulegają podziałowi wraz z ewentualnym podziałem układu na części (na przykład masa, objętość, siła ...). Odnosząc się do pojęcia tytułowego, możemy więc mówić o:

- lokalnych wielkościach kryterialnych;
- globalnych wielkościach kryterialnych.

Uświadomienie sobie tego podziału naprawdę ułatwia wybór metody rozwiązywania zadań z zakresu nauk ścisłych i techniki.

3.5. Metody wymiarowania reaktorów

3.5.1. Robocza klasyfikacja metod

Paragraf ten nie zawiera omówienia kompletnego zestawu stosowanych metod, lecz ma na celu jedynie przedstawienie podstaw metodycznych, stanowiących punkt wyjścia do konstruowania konkretnych procedur obliczeniowych. Będą one omawiane pod kątem interesujących nas tutaj zagadnień inżynierii środowiska, choć w miarę możliwości na tak ogólnym poziomie, by można je było odnieść także do innych gałęzi techniki i przemysłu.

Analiza metod, których opisy znaleźć można w literaturze, pozwala podzielić je na cztery kategorie, które w skrócie można nazwać:

- wskaźnikowymi;
- algebraicznymi;
- różniczkowymi;
- racjonalnymi.

Zostaną one sukcesywnie omówione w kolejnych punktach.

3.5.2. Metody wskaźnikowe

Należą one do najprostszych pod względem formalnym, toteż jest zrozumiałe, że budzą szczególne zainteresowanie tych użytkowników, którzy zajmują się projektowaniem nowych obiektów technicznych. Ich istotę stanowią zestawy wskaźników (zaleceń technicznych). Określają one zalecane wartości, które powinny przyjmować rozważane wielkości kryterialne.

Zalecenia te z reguły powstają na drodze statystycznego opracowania wartości parametrów projektowych i eksploatacyjnych, które cechują pracę już istniejących obiektów, ocenianych jako funkcjonujące w sposób uznany za właściwy.

Wskaźniki stanowią z reguły kombinacje podstawowych zmiennych stanu, charakteryzujących dany układ. Przyjmując wartości poszczególnych zaleceń z literatury dla przyjętego wariantu rozważanego obiektu lub procesu, otrzymuje się układ zależności, wiążących ze sobą te podstawowe zmienne [8, 12, 25].

Tytułem przykładu rozważmy bardzo istotną w inżynierii środowiska metodę biologicznego oczyszczania ścieków, w której wykorzystuje się osad czynny (na przykład [13, 16, 30, 69]). Zalecane jako wytyczne techniczne wartości typowych dla tej metody wskaźników podano w tab. 1 (dla trzech wariantów oczyszczania ścieków). Niektóre z tych wskaźników mają charakter podstawowy (jak choćby stężenie osadu w komorze napowietrzania c_{os}), podczas gdy inne definiowane są jako jednomiany, utworzone z wielkości podstawowych. Dla podanych w tabeli parametrów mamy:

$$L_V = c_{sp} Q_S / V, \quad (59)$$

$$L_S = c_{sp} Q_S / c_{os} V, \quad (60)$$

$$w_{os} = V c_{os} / Q_0 C_0. \quad (61)$$

Uzupełniając te związki innymi relacjami (jak choćby geometrycznymi zależnościami, wyrażającymi objętość komory napowietrzania V przez jej wymiary liniowe), można wyznaczyć podstawowe charakterystyki reaktora.

Tabela 1

Lp.	Wskaźnik	Wariant metody oczyszczania [16]		
		pełne	z nityfikacją	ze stabilizacją osadu
1	Obciążenie komory ładunkiem substancji organicznej L_V [g BZT ₅ /m ³ d]	1000	500	250
2	Stężenie osadu w komorze napowietrzania c_{os} [g SM / m ³]	3300	3300	5500
3	Obciążenie osadu ładunkiem zanieczyszczeń L_S [g BZT ₅ /g SM d]	0,3	0,15	0,05
4	Czas napowietrzania t_n [h]	3,6	7,2	14,4
5	Wiek osadu w_{os} [d]	4	10	25

Trzeba podkreślić, że metoda ta nie uwzględnia fizykalnych aspektów przemian, zachodzących w reaktorze, co jest jej główną wadą. Trudno byłoby ją nawet nazwać metodą projektowania w sensie ogólnym, gdyż w istocie rzeczy prowadzi ona do swoistego „kopiowania” obiektów. Co prawda, jeśli rozważany przypadek spełnia warunki podobieństwa do przypadków wykorzystanych przy opracowywaniu wytycznych projektowych, to uzyskany efekt można niejednokrotnie uznać za pozytywny. Gdy jednak indywidualne cechy tego przypadku odbiegają od uznanych za wyjściowe, efektywność tak „zaprojektowanych” obiektów może być bardzo niska. W takich przypadkach znalezienie przyczyny niepowodzenia za pomocą metody wskaźnikowej jest w zasadzie niemożliwe.

Co gorsza, obok wykazanej wady ogólnej (jaką bez wątpienia jest brak opisu procesów jednostkowych przez zależności obliczeniowe), metody wskaźnikowe często wykazują także istotne mankamenty formalne. Przywołany w tab. 1 przykład pozwala na szczególnie czytelne ich uwypuklenie.

Po pierwsze więc, niektóre techniczne wskaźniki procesu bywają w tych metodach kombinacjami innych. Widać to wyraźnie, gdy podzielimy wartość L_V (59) przez L_S (60), otrzymując w wyniku stężenie osadu w komorze napowietrzania c_{os} . Umieszczenie tej wartości w zestawie wytycznych (wiersz 2 tabeli 1) sugeruje istnienie niezależnej informacji technicznej, podczas gdy jest ona wartością tautologiczną.

Po drugie, sposób definiowania i interpretacji wskaźników technicznych bywa niezbyt precyzyjny. Przykładem jest tu **wiek osadu**. W definiującej go relacji (61) wielkości Q_o oraz c_o oznaczają odpowiednio natężenie przepływu oraz stężenie suchej masy (SM) w osadzie odprowadzanym z osadnika wtórnego. Tym samym parametr w_{os} jest ilorazem masy osadu zawartego w komorze napowietrzania do strumienia masy osadu odprowadzanego z osadnika wtórnego. Jest natomiast ten wskaźnik interpretowany jako średni czas, po upływie którego osad w komorze napowietrzania zostaje wymieniony. Obie interpretacje byłyby tożsame tylko w takim przypadku, gdyby cały osad z komory sedymentacji ulegał recyrkulacji ($Q_o = Q_R$). Tymczasem zwracana jest tylko część strumienia (Q_R), a reszta jako osad nadmierny (Q_N) kierowana jest do ciągu przeróbki osadu (fermentacja, suszenie, spalanie...). Co prawda, pod względem ilościowym różnica ta nie jest duża (na przykład według [16], dość typowa jest proporcja $Q_R/Q_N = 15:1$), lecz ze względów poznawczych brak precyzji w definiowaniu oraz w interpretacji wskaźników nie należy do zalet metodycznych.

Trzeci dyskusyjny aspekt metody wskaźnikowej uwidacznia pojęcie czasu napowietrzania t_n (wiersz 4 w tab. 1). W ujęciu tradycyjnym jest on definiowany jako stosunek objętości reaktora V do wydatku przepływającej cieczy Q :

$$t_n = V/Q. \quad (62)$$

Pod względem formalnym iloraz ten można określić mianem czasu, ze względu na jego wymiar. Nie wyjaśnia się tu wszakże jego sensu fizycznego (który ujawnia dopiero dokładniejsze ujęcie problemu – patrz punkt 3.5.3).

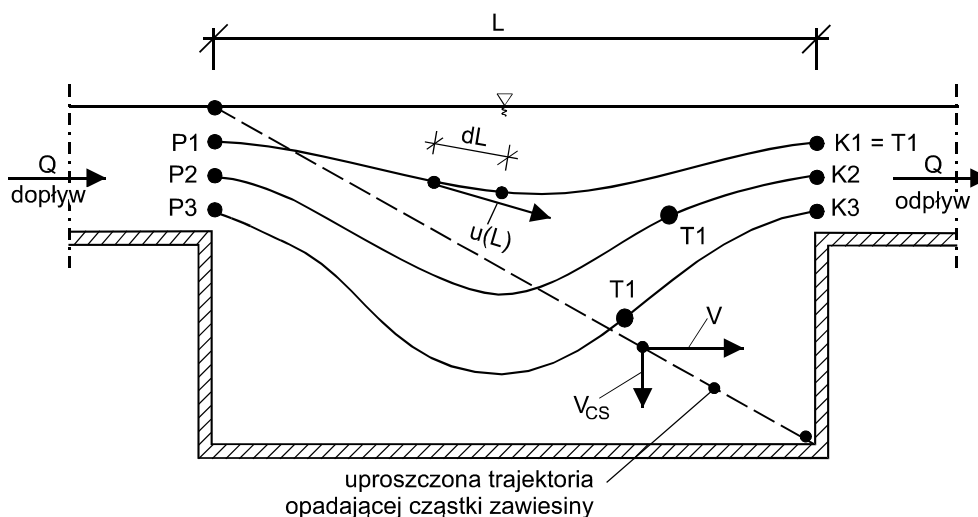
Reasumując trzeba stwierdzić, że choć metody wskaźnikowe mają poznawczo charakter „czarnej skrzynki” (czyli nie tłumaczą mechanizmów zachodzących zjawisk, a jedynie pozwalają na przeliczenie danych początkowych na parametry wyjściowe), to jednak ze względu na bardzo wysoki poziom prostoty matematycznej oraz realne prawdopodobieństwo otrzymania za ich pomocą niezłego rezultatu końcowego, są bardzo popularne. Nie dają one jednak możliwości rozwiązywania problemów nietypowych, często pojawiających się w inżynierii środowiska.

3.5.3. Metody algebraiczne

Choć pod względem formalnym są one bardzo bliskie metodom wskaźnikowym (algebraiczna postać wykorzystywanych wzorów), to jednak stosowane w nich relacje mają z reguły konkretną i czytelną interpretację fizyczną. Pozwala to, choćby w ograniczonym zakresie, wyjaśnić przebieg zachodzących w układzie procesów jednostkowych, a w przypadku niewłaściwego funkcjonowania obiektu poszukiwać sposobu poprawy sytuacji nie tylko w manewrowaniu wskaźnikami o charakterze statystycznym, lecz w rzeczywistej strukturze zjawiska. Czynnikiem ten upodabnia tę kategorię metod do podejścia dokładniejszego (które omówimy w następnym punkcie pracy), choć jednocześnie nadrzędność tendencji do uzyskania matematycznej prostoty opisu przesuwają ją ku metodom wskaźnikowym.

Pod względem poznawczym za najistotniejszy parametr należy tu uznać **czas przebywania** masy w układzie t_p (zwany też **czasem zatrzymania**). W ujęciu dokładnym [53] wyznaczenie tej wielkości jest możliwe wtedy, gdy znamy trajektorię rozważanej porcji masy oraz prędkość w każdym jej punkcie. Zgodnie z podstawową zależnością, definiującą prędkość jako stosunek drogi do czasu, mamy wtedy:

$$t_p = \int_p^K \frac{dL}{u(L)}. \quad (63)$$



Rys. 7. Ogólna zasada wyznaczania czasu przebywania masy w reaktorze

Uwzględniając zróżnicowanie pola przepływu cieczy przez realne układy (reaktory), łatwo stwierdzimy (par. 3.3), że poszczególne elementy płynu, wpływające do reaktora w różnych punktach przekroju wlotowego (P1, P2 i P3 na rys. 7), będą przebywały w nim przez różne okresy czasu. Wynika to zarówno z różnych długości ich trajektorii, jak też ze zróżnicowania wektorów prędkości (a jako prawidłowość można przyjąć, że im krótsza jest trajektoria elementu, tym większa jego prędkość). W efekcie, gdy wybrany przykładowo element płynu o numerze 1 dotrze z punktu P1 do K1 po upływie czasu t_{p1} , to wchodzące jednocześnie z nim do reaktora przykładowe elementy 2 i 3 po upływie tego czasu będą się dopiero znajdowały w punktach oznaczonych symbolem T1. Do swych punktów końco-

wych K2 i K3 dotrą one później, po upływie odpowiednio czasów t_{p2} i t_{p3} . Tym samym „porcja” masy płynu, znajdująca się w chwili $t = t_{p1}$ w przekroju końcowym reaktora, będzie w większości składała się z innych elementów, niż „porcja” wpływająca do reaktora w chwili $t = 0$. Ten nieustanny proces zmiany położenia poszczególnych elementów płynu względem siebie, wynikający ze zróżnicowania pola prędkości wewnątrz reaktora, mający charakter specyficznego mieszania jego zawartości, nosi nazwę **dyspersji masy**.

Sposób praktycznego uwzględniania wpływu tego procesu na transport masy omówimy w punkcie 3.6.1. Tutaj ograniczymy się tylko do oczywistego stwierdzenia, iż komplikuje on ilościowy opis zagadnienia, i to w stopniu otwierającym popyt na uproszczone modele zjawiska.

Podstawowa, ze względu na popularność, taka propozycja nosi nazwę **modelu przepływu tłokowego**. Przyjmuje się w nim, że każdy element płynu przebywa w reaktorze przez jednakowy okres, zwany **średnim czasem zatrzymania** t_{ps} (lub **czasem przepływu tłokowego**).

W myśl relacji (63) możliwe są rozmaite interpretacje tego założenia. W ujęciu tradycyjnym przyjmuje się, że prędkość przepływu jest tam określona przez wartość średnią, obliczoną dla przekroju poprzecznego strumienia cieczy:

$$v = Q/S. \quad (64)$$

Obliczeniowy wydatek płynu Q jest w zastosowaniach technicznych traktowany jako stały, natomiast wartość S określają geometryczne cechy reaktora. W najprostszym przypadku obiektu prostopadłościennego (rys. 7) mamy:

$$S = BH, \quad v = Q/BH = \text{const}. \quad (65)$$

Dla drugiej z podstawowych w praktyce kategorii reaktorów, mających kształt cylindryczny (przepływ odbywa się tu z reguły od pionowej rury centralnej o promieniu r_0 , umieszczonej w osi symetrii obiektu, wzdłuż poziomego promienia r , ku ściance zewnętrznej o promieniu R , wyposażonej w przelew odpływowy), gdy:

$$S = 2\pi rH, \quad v(r) = Q/2\pi rH. \quad (66)$$

Jednakże w istocie rzeczy zmienność wymiarów geometrycznych nie ma tu znaczenia, gdyż podstawiając (64) do (63) mamy:

$$t_p = \int_p^K \frac{S(L)dL}{Q} = \frac{1}{Q} \int_p^K S(L)dL = \frac{1}{Q} \int_p^K dV = \frac{V}{Q} = t_{ps}. \quad (67)$$

W ten sposób wyprowadziliśmy jedną z chyba najczęściej stosowanych w praktyce inżynierii obiektów kubaturowych (zbiorników i reaktorów) uproszczoną zależność, utożsamiającą przeciętny czas przebywania masy w układzie z wartością czasu przepływu tłokowego. Stopień zgodności tego parametru z rzeczywistą czasową charakterystyką przepływu przez reaktory omówimy w punkcie 3.6.1, natomiast tutaj zauważmy tylko, że przedstawione rozumowanie stanowi uzasadnienie relacji (62), która w metodach wskaźnikowych jest traktowana jako formalna definicja $t_n = t_{ps}$. Widzimy, że w metodach typu algebraicznego wskaźnik ten otrzymuje interpretację fizyczną, która pozwala na zrozumienie jego sensu oraz wskazanie uproszczeń, wpływających na stopień jego zgodności z rzeczywistością.

Pojęcie czasu przepływu tłokowego omówiliśmy bardzo ogólnie, bowiem dotyczy ono praktycznie każdego reaktora przepływowego. Pozostałe relacje algebraicznych metod projektowych mają już charakter indywidualny, zależny od rodzaju rozważanego obiektu. W dalszym ciągu jako czytelny przykład rozważanej tu metodyki omówimy reaktory służące do grawitacyjnego usuwania z płynu rozproszonych w nim cząstek zawiesiny, czyli **osadniki**.

W typowym dla metod algebraicznych ujęciu syntetycznym przyjmuje się tu logiczny i niebudzący sprzeciwu wymóg, że obiekty tej kategorii powinny zapewniać czas zatrzymania medium dostateczny dla opadnięcia zawiesiny na dno reaktora (z którego zalegający osad, także dzięki pracy systemów zgarniaczy, kierowany jest do przewodu odpływowego). Jeżeli przyjąć, że unoszenie zawiesiny wzdłuż komory odbywa się z prędkością średnią v (64), zaś jej opadania na dno z **prędkością swobodnej sedymentacji** v_{cs} [53], stanowiącą wypadkową miarę wszystkich czynników, decydujących o opadaniu, to z oczywistej proporcji geometrycznej (patrz rys. 7) mamy:

$$\frac{H}{L} = \frac{v_{cs}}{v} = \frac{v_{cs}BH}{Q} . \quad (68)$$

Uzupełniając tę relację innymi zależnościami, jak choćby oczywistym dla zbiorników prostopadłościennych związkiem:

$$V = BLH , \quad (69)$$

otrzymujemy zespół równań algebraicznych, specyficznych dla konkretnej grupy obiektów, pozwalający na ich wymiarowanie w ramach metod typu algebraicznego.

Jak widać, metody te, choć obciążone szeregiem założeń upraszczających, wykazują istotną przewagę nad grupą metod wskaźnikowych (punkt 3.5.2), bowiem pozwalają przynajmniej w przybliżeniu opisać strukturę rozważanego procesu.

3.5.4. Metody różniczkowe

Zarówno z powodów formalnych, jak też ze względu na dokładność fizykalnego opisu zjawisk, metody różniczkowe należą do klasy jakościowo odrębnej od grupy metod omawianych poprzednio. Dziеляcy je dystans, wyrażony przez stopień złożoności matematycznej, odpowiada zmianie stopnia szczegółowości odzwierciedlenia rozważanych procesów. Przyrosty te (trudności i dokładności) nie zawsze są jednak do siebie proporcjonalne (może być tak, że wzrost pracochłonności rozwiązania jest niewspółmierny z uzyskanymi korzyściami fizycznymi, choć bywa i odwrotnie), a ponadto do tej właśnie grupy metod odnosi się wspomniany w paragrafie 3.1 „kłopot nadmiaru bogactwa”. Jednakże, generalnie rzecz biorąc, przedmiotowe metody stanowią niezwykle cenne narzędzie pracy w dziedzinie nauk ścisłych i techniki, jeśli tylko zostaną odpowiednio dobrane do rozważanego problemu.

Z natury rzeczy będą one właściwym instrumentem dla zagadnień, w których **wielkości kryterialne** (par. 3.4) mają charakter **zmiennych lokalnych (intensywnych)**. Chodzi tu o takie kategorie problemów z zakresu fizyki oraz/albo techniki, w których zadane wymogi kryterialne muszą być **spełnione w każdym punkcie obszaru**. Nie jest tam więc możliwe „nadrobnienie” (typowe dla problemów o globalnych wielkościach kryterialnych) niespełnionych wymogów w części obszaru przez ich dodatkowe zaostrenie w innej jego części.

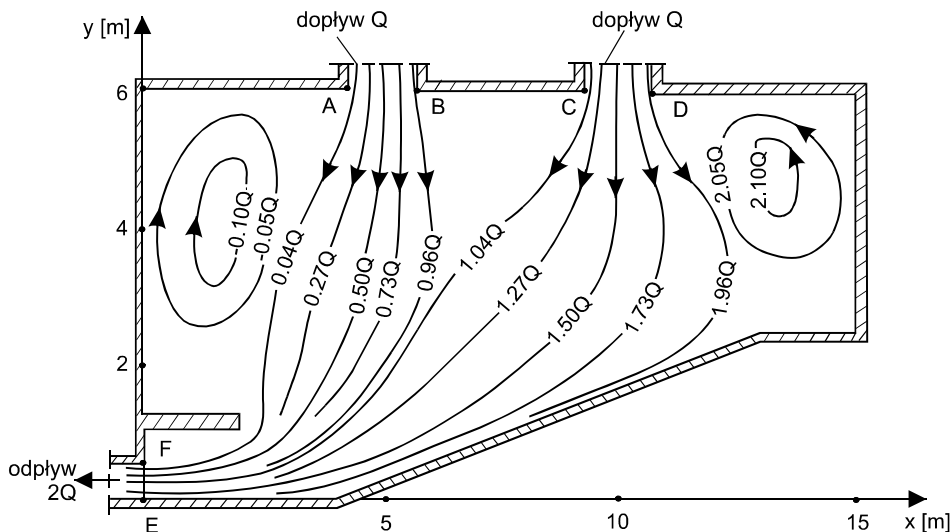
Kolokwialnym przykładem może tu być rozkład naprężenia w powłoce, stanowiącej elastyczny dach, zawieszony nad obiektem sportowym. Osłabienie jego wytrzymałości

choćby w kilku miejscach nie może być skompensowane zwiększeniem odporności powłoki w innych miejscach, gdyż nawet „częściowo pęknięte” pokrycie staje się praktycznie bezużyteczne.

Bardziej charakterystycznych dla inżynierii środowiska przykładów dostarcza technika ogrzewnicza i wentylacyjna, czy chłodnicza. Warunki komfortu cieplnego pomieszczeń użytkowych mają wręcz z definicji charakter lokalny, trudno bowiem zachęcić melomanów do odwiedzania sali koncertowej, w której wewnątrz występują na przemian rejony przegrzane i przechłodzone (mimo że temperatura średnia jest tam bliska ideału).

W takich układach niezbędne jest wyznaczenie przestrzennych rozkładów wielkości wskaźnikowych (głównie prędkości medium, jak też jego temperatury, wilgotności oraz stężeń zawartych w nim domieszek i zanieczyszczeń), drogą rozwiązywania mniej lub bardziej ogólnych postaci równań ruchu (par. 3.3) oraz równań transportu (pkt 3.2.3), a następnie porównanie ich z wartościami progowymi. W razie stwierdzenia ewentualnych rozbieżności, należy skorygować badane rozwiązanie. Ze względu na charakter stosowanego narzędzia (równania różniczkowe) jest to zadanie trudne, gdyż tylko w nielicznych przypadkach dysponujemy procedurami, które pozwalają na wyznaczenie geometrycznej charakterystyki układu, spełniającej wymogi narzucone na wielkości kryterialne. Z reguły należy się tu posługiwać metodą prób i błędów.

Przykładowe pole prędkości powietrza wentylacyjnego, przepływającego przez schematyczną halę koncertową, pokazano na rys. 8 [35]. Pole to przedstawia przebieg wybranych linii prądu, które wyznaczono za pomocą równania biharmonicznego (58).



Rys. 8. Pole prędkości powietrza w hali widowiskowej

3.5.5. Metody racjonalne

Obok układów o ewidentnie lokalnych charakterystykach funkcjonalnych, w inżynierii środowiska często napotyka się także takie układy, dla których przestrzenne rozkłady zmiennych stanu nie odgrywają zasadniczej roli, gdyż istotne dla nich wielkości kryterialne

opisują globalne skutki ich funkcjonowania. Za podstawową kategorię takich układów należy uznać różnego typu **reaktory**, stanowiące główny przedmiot prezentowanych tu rozważań. Ich zasadniczym zadaniem jest uzyskanie założonego stopnia efektywności zachodzących przemian (19). Wyrażana jest ona krotnością wzrostu początkowego stężenia każdego z rozważanych składników (w przypadku ich produkcji), lub przez odpowiednią krotność spadku tego stężenia (w przypadku usuwania składnika, co jest szczególnie typowe dla inżynierii sanitarnej).

Oznacza to, że w tego typu układach możliwe jest zaakceptowanie gorszych rezultatów przemian w pewnych fragmentach wnętrza, jeżeli w innych fragmentach uzyskuje się wyraźnie lepsze rezultaty (w uproszczeniu – jeżeli ścieki mają być oczyszczone w 85%, to można to uzyskać między innymi oczyszczając połowę ich strumienia w 80%, zaś drugą połowę – w 90%).

Sytuacja taka w naturalny sposób otwiera możliwość zastosowania metod w dużym stopniu uproszczonych – algebraicznych (pkt 3.5.3), a nawet wskaźnikowych (pkt 3.5.2). Mają one dużo zalet, lecz wykazują także istotne wady, omówione poprzednio, a wynikające z pominięcia wewnętrznej struktury procesów, zachodzących w reaktorach.

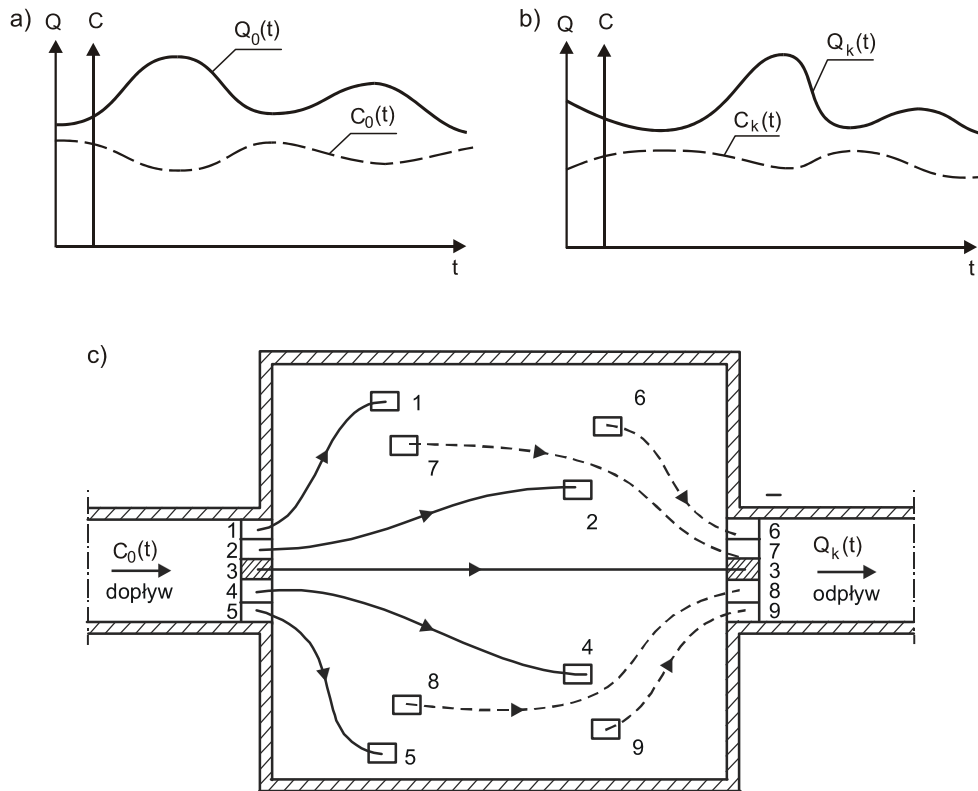
Aby pogodzić dwie w istocie sprzeczne tendencje – prostotę (formalną i fizyczną) tradycyjnych metod inżynierskich ze złożonością (formalną i fizyczną) metod nowoczesnych (potocznie zwanych „komputerowymi”), opracowano kategorię sposobów pośrednich, które tutaj nazwiemy **racjonalnymi**. Ich podstawowa dla reaktorów wersja zostanie omówiona w następnym paragrafie.

3.6. Dynamiczno-funkcjonalna charakterystyka reaktorów przepływowych

3.6.1. Zewnętrzna krzywa rozkładu czasu zatrzymania masy

Jak już wykazano, za podstawowy wskaźnik, wiążący przepływową i technologiczną charakterystykę reaktora, należy uznać czas przebywania reagującego medium płynnego w jego wnętrzu. Dopiero w dalszej kolejności, i to nieczęsto, uwzględniamy wpływ innych zmiennych stanu na efektywność procesu (19). Pewnym wyjątkiem jest tu temperatura, której wpływ na stałą szybkości może być zgodnie z (13) bardzo istotny. Jednakże wielkość ta ma charakter parametru, co oznacza, że jej nierównomierność wewnątrz układu można z reguły pominąć, a jeżeli już ulega ona zmianie, to dotyczy całego układu.

Dokładny opis czasu przebywania masy w reaktorze jest trudny do uzyskania – tak ze względu na złożoność odpowiednich równań mechaniki, jak też złożoność procesów przepływowych (par. 3.3). W ogólnym bowiem razie natężenie przepływu przez reaktor jest funkcją czasu $Q(t)$, która w dodatku ma inną postać w przekroju wlotowym $Q_0(t)$, a inną w przekroju wylotowym $Q_k(t)$. Jest to efekt transformującego przepływu oddziaływania układu (rys. 9). Jednakże nawet podczas ruchu ustalonego w czasie mamy do czynienia ze specyficznym zróżnicowaniem czasu przepływu, które wynika z rzeczywistej zmienności pola prędkości, co zostało wykazane w punkcie 3.5.3. Omówiony tam rys. 7 uwidacznia odpowiedni mechanizm, określony mianem **dyspersji masy**.



Rys. 9. Dyspersja masy w reaktorze

W innym, może bardziej plastycznym, ujęciu przedstawiono problem na rys. 9c, gdzie zaznaczono kontrolny „plaster” masy, usytuowany w jednej chwili czasu w dopływowym przekroju reaktora. Podzielono go umownie na 5 „elementów”, o numerach 1, 2, 3, 4 i 5. W chwili, gdy najszybszy z tych elementów (oznaczony tu numerem 3) dociera do końcowego przekroju urządzenia, pozostałe znajdują się jeszcze w jego wnętrzu. Tym samym „kontrolny plaster masy”, usytuowany w tym momencie w przekroju końcowym, składać się musi z innych elementów (oprócz 3 będą to 6, 7, 8 i 9). To nieustanne „tasowanie” elementów masy jest istotą procesu dyspersji. Komplikuje on opis czasu przebywania masy w układzie, jak też opis rozkładu stężenia każdej z rozważanych substancji (uwaga: w dalszym ciągu będziemy pomijać rozróżniające te substancje indeksy „i”; przyjmijmy, że omawiane relacje będzie można w oczywisty sposób powtarzać dowolną liczbę razy, dla każdej z tych substancji).

Równoległym czynnikiem, wpływającym na przebieg omawianego zjawiska, są występujące w rzeczywistych reaktorach procesy źródłowe (par. 3.2). Aby jednak uzyskać realistyczny ze względu na opis ilościowy poziom złożoności problemu, w pierwszej kolejności dokonajmy dekompozycji tych dwóch kategorii procesów (ruch i czynniki źródłowe). W tym celu najpierw rozważmy przepływ przez reaktor substancji trwałej, którą w tym przypadku nazywamy **znacznikiem** (lub też **traserem**). Dopiero po uzyskaniu informacji o dynamicznej charakterystyce reaktora, uwzględnimy wpływ procesów źródłowych.

Wszelako mimo pominięcia funkcji źródłowych, nadal stoimy przed bardzo złożonym zadaniem. Zauważmy jednak, że do celów praktycznych nie będziemy analizowali rzeczywistych rozkładów stężenia rozważanej substancji $c_R(y, z, t)$ w obu skrajnych przekrojach reaktora (początkowym i końcowym), lecz ograniczymy się do operowania ich wartościami uśrednionymi względem tych przekrojów $c(t)$. W przypadku przekroju wlotowego, stężeniem średnim będziemy zresztą posługiwali się z natury rzeczy, gdyż wynika to z oczywistego zastosowania modelu jednowymiarowego [53] do opisu transportu masy w kanałach tranzytowych, łączących kolejne reaktory. Tym samym posłuży się wartością średnią w przekroju końcowym:

$$c_K(t) = \frac{1}{S} \int_S c_{RK}(y, z, t) dS \quad (70)$$

jest też zrozumiałe. Pozwala ono w prosty sposób obliczyć obciążenie reaktora (to jest ładunek rozważanej substancji):

$$L_S(t) = c(t)Q(t). \quad (71)$$

Rzeczywiste rozkłady stężenia w przekroju odpływowym otrzymać można z pełnego równania transportu masy (21) lub (25), a w szczególnych przypadkach, gdy układ wykazuje regularność w planie lub w przekroju pionowym – z równania (27). Dopiero po ich obliczeniu można wyznaczyć rozkłady uśrednione, symbolicznie pokazane na rys. 9a, b. Zauważmy, że możliwość bezpośredniego przeliczenia $c_0(t)$ na $c_K(t)$, która stwarza równanie jednowymiarowe (35), da się wykorzystać tylko w przypadku bardzo prostych reaktorów, mających charakter wydłużonych kanałów (na przykład reaktory rurowe). Trzeba podkreślić ten aspekt, gdyż w literaturze spotyka się próby obejścia trudności opisu istoty zjawiska, polegające na zastosowaniu nadmiernie uproszczonego modelu pola prędkości i uzupełnieniu wynikających z tego błędów przez nadmierne zwiększenie współczynnika transportu względnego [24]. Biorąc pod uwagę teorię dyspersji [33, 53], można je uznać za niewłaściwe.

Proponowane tu ujęcie, polegające na wyznaczeniu transformacji uśrednionego w przekroju wlotowym stężenia $c_0(t)$ do zmiennego w przekroju końcowym stężenia $c_{RK}(t)$, które następnie zastępuje się uśrednionym według (70) stężeniem końcowym $c_K(t)$, jest tym bardziej uzasadnione, że przy opisie dynamiki procesu nie rozróżniamy indywidualnych cech poszczególnych elementów przepływającego przez reaktor medium. Innymi słowy, wystarczy nam tu **podejście o charakterze statystycznym**, którego istotą jest **gęstość rozkładu czasu przebywania masy w układzie**.

Jest oczywiste, że aby zbadać zróżnicowanie torów, prędkości, czasów zatrzymania i innych wielkości, charakteryzujących pobyt poszczególnych elementów masy w układzie, analizie należy poddać taki ich zespół, który do wnętrza systemu został wprowadzony w tej samej chwili. Inaczej mówiąc, zbiór kontrolnych elementów płynu (czyli **znacznik**) musi zostać wprowadzony do układu jako **impuls** – w krótkim czasie i ze znaczną intensywnością, umożliwiającą ich odróżnienie od elementów sąsiednich, które nie podlegają obserwacji.

W ujęciu matematycznym warunek ten spełnić można, wykorzystując **funkcję delta** (zwaną też **funkcją Diraca**) [5]:

$$\delta(t) = 0 \quad \text{dla} \quad t \neq 0, \quad \delta(t) = +\infty \quad \text{dla} \quad t = 0, \quad (72)$$

$$\int_0^{+\infty} \delta(t) dt = 1. \quad (73)$$

Funkcja Diraca pozwala zdefiniować **impuls** za pomocą wyrażenia:

$$\ell_s(x) = M\delta(x - x_0). \quad (74)$$

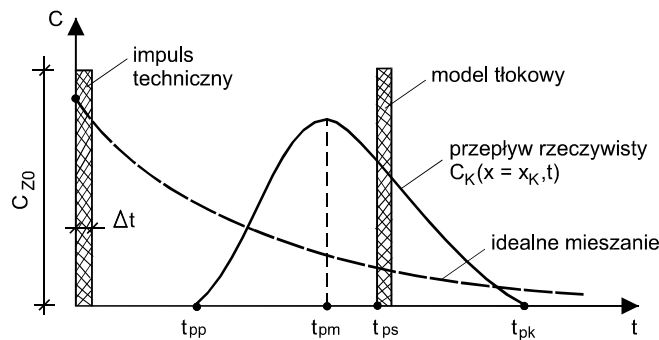
Ze względu na charakter kanałów lub przewodów doprowadzających i odprowadzających medium z reaktora, które z zasady mają charakter strumieni jednowymiarowych i jednokierunkowych, przyjęto tu zmienność wielkości fizycznych tylko względem osi Ox .

Wobec (73) mnożnik M , zwany **intensywnością impulsu**, określa masę znacznika, odniesiona do jednostki przekroju poprzecznego strumienia dopływającego.

Pojęcie impulsu, z jednej strony opisując sposób wprowadzenia znacznika do układu przepływowego w sposób adekwatny do wymogów modelu zjawiska, daje również możliwość sformułowania dogodnego **warunku początkowego** dla równania transportu masy substancji rozproszonej (punkt 3.2.3). W rezultacie otrzymuje się niektóre z bardzo nielicznych rozwiązań tych równań, które mają postać wyrażenia analitycznego. Do ważniejszych należy tu wynik dla jednowymiarowej postaci równania transportu (na przykład (35), dla $Z = 0$), które można zapisać następująco:

$$c_K(x, t) = \frac{M}{\sqrt[2]{K_L \Pi t}} \exp\left[-\frac{(x - vt)^2}{4K_L t}\right]. \quad (75)$$

Opisuje ono transformację stężenia między przekrojem początkowym (impuls w początku układu współrzędnych) a końcowym (krzywa $c_K(t)$), pokazaną na rys.10.



Rys. 10. Transformacja impulsu znacznika

Podkreślmy, że do celów praktycznych relacja (75) jest dla nas mało przydatna, gdyż obrazuje transformację przez system jednowymiarowy, ewentualnie realizowany jako reaktor rurowy, raczej rzadko stosowany w inżynierii środowiska. Jednakże jest ona ważna poznawczo, gdyż ukazuje ogólną zasadę tej transformacji, ważną także dla rzeczywistych struktur przepływowych, spotykanych w reaktorach.

Źródłem błędu jest tu także rzeczywista możliwość odtworzenia impulsu w praktyce. Relacja (74) ma charakter wyidealizowany, gdyż trudno byłoby wprowadzić do układu znacznik w nieskończenie krótkim czasie, także dlatego, że przy skończonej wartości M wymagałoby to nieskończenie wielkiego stężenia początkowego (które na rys. 10 symbolizuje pionowa strzałka). W praktyce posługujemy się więc pojęciem **impulsu technicznego**, który stanowi wysoko stężona dawka znacznika, wprowadzona do układu na możliwie krótkim dystansie:

$$\Delta x = v\Delta t. \quad (76)$$

Stężenie tej dawki c_{z0} musi być na tyle wysokie, by zawierało odpowiednią masę znacznika, wystarczającą do śledzenia jego dalszych losów, lecz na tyle niskie, by obecność znacznika nie wpływała na fizyczne własności płynącego medium. Mamy wtedy:

$$M = c_{z0}\Delta x. \quad (77)$$

Jest ważne, że transformację impulsu wejściowego w rozkład stężenia odpływowego $c_K(t)$ można realizować dwojako:

- obliczeniowo, poprzez rozwiązywanie równań transportu (punkt 3.2.3);
- eksperymentalnie, poprzez pomiar stężenia $c_K(t)$ w odpływowym przekroju strumienia (patrz punkt 3.7).

Rzecz zrozumiała, można to robić na różnych poziomach dokładności, stosując modele obliczeniowe i metody pomiarowe o różnicowanym stopniu przybliżenia rzeczywistości.

Niezależnie od zastosowanej metodyki, końcowy rozkład stężenia $c_K(t)$ jest pożytecznym narzędziem, które dostarcza wspomnianego już statystycznego rozkładu czasu przebywania masy w układzie przepływowym. Pokazuje on najkrótszy czas przebywania t_{pp} (po upływie którego w przekroju końcowym pojawiają się pierwsze ślady znacznika), **czas modalny** t_{pm} (odpowiadający odpływowi stężenia maksymalnego) oraz najdłuższy czas przebywania t_{pk} (gdy odpływają ostatnie elementy kontrolnej dawki znacznika; w układach rzeczywistych rozkład krzywej stężenia wykazuje specyficzny „ogon”; przyczyny jego powstawania i znaczenie omówimy w następnym rozdziale).

Pewną wadą funkcji $c_K(t)$ jest zależność kształtu jej wykresu od dawki znacznika M . Aby wyeliminować ten efekt, możemy poddać tę funkcję normalizacji, dzieląc aktualny strumień masy przez całkowitą masę znacznika, czyli wprowadzając **zewnętrzną funkcję rozkładu czasu zatrzymania masy** [26, 50]:

$$E_Z(t) = \frac{c_K(t)}{\int_{-\infty}^{+\infty} c_K(t) dt}. \quad (78)$$

3.6.2. Szczególne przypadki rozkładu stężenia końcowego

Wspomniana w poprzednim punkcie możliwość empirycznego wyznaczenia funkcji $c_K(t)$, bardzo atrakcyjna w zastosowaniach, może być wykorzystana tylko dla obiektów już istniejących (lub ich modeli). Z kolei teoretyczne jej obliczanie jest procesem trudnym, ze względu na poziom matematycznej złożoności równań transportu. Co prawda w chwili obecnej, gdy dysponujemy racjonalnymi metodami numerycznymi oraz bardzo sprawnymi maszynami liczącymi, nie stanowi to szczególnego problemu, lecz zawsze jest rzeczą interesującą mieć w dyspozycji metody uproszczone. A były one wręcz niezbędne w ubiegłych dekadach, gdy jeszcze nie było dostępu do komputerów, lub też był on jeszcze bardzo ograniczony. Powstała wtedy pewna liczba szczególnych modeli transformacji znacznika przez układ przepływowy, aktualnych do chwili obecnej.

Pierwszy z nich omówiliśmy w punkcie 3.5.3, nadając mu miano **modelu tłokowego** (67). Jego bazowe założenie (stały czas zatrzymania każdego ze składowych elementów kontrolnej porcji znacznika) pozwala narysować wykres $c_{KT}(t)$ przez proste przesunięcie wykresu stężenia znacznika $c_{z0}(t)$ o czas przepływu tłokowego t_{ps} (rys. 10). Jest to model niezwykle prosty formalnie, lecz (jak to pokażemy dalej) cechujący się niską dokładnością.

Drugi z tych modeli odnosi się do przypadku reaktora, którego zawartość ulega bardzo silnemu mieszaniu. Jeśli jest ono tak intensywne, że możemy przyjąć, iż w każdej chwili stężenie każdego ze składników w całej zawartości reaktora jest praktycznie stałe, to otrzymujemy **model idealnego mieszania**. Jego cechą szczególną jest więc stałość stężenia $c(t)$ w każdym punkcie jego wnętrza, czyli także w przekroju odpływowym. Pozwala to napisać następujące równanie bilansu masy substancji rozproszonej (lub w szczególnym przypadku – znacznika):

$$\frac{dm(t)}{dt} = -c(t)Q. \quad (79)$$

Mówi ono, że zmiana w czasie masy $m(t)$ jest wywołana tylko jej ciągłym ubytkiem w przekroju końcowym (bowiem przez przekrój wlotowy dawka rozważanej substancji wpływa tylko w chwili początkowej $t = 0$, a następnie dopływa tam tylko płyn pozbawiony tego składnika). Dzieląc (79) obustronnie przez pojemność reaktora V , mamy:

$$m(t)/V = c(t), \quad (80)$$

co prowadzi do oczywistej relacji:

$$c(t) = c_0 \exp\left(-\frac{Q}{V}t\right). \quad (81)$$

Wykres tej zależności pokazany jest na rys. 10 (linia przerywana). Jak widać, idealne mieszanie jest cechą specyficzną, która z punktu widzenia przebiegu przemiany nie musi być korzystna (gdyż w takim układzie zasadnicza część doprowadzanej substancji opuszcza reaktor po upływie stosunkowo krótkiego czasu).

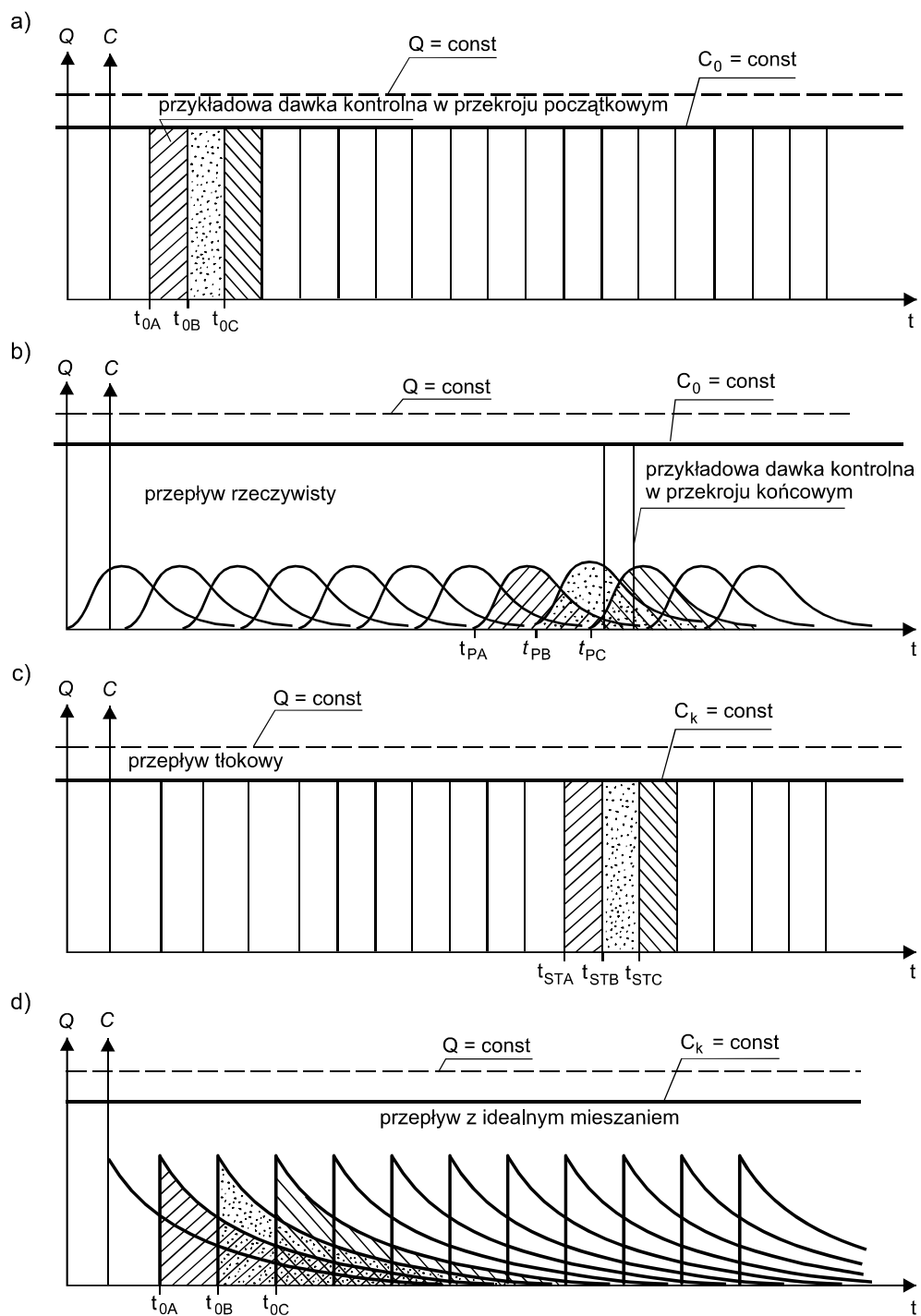
Omówione modele – przepływ tłokowy oraz przepływ z idealnym mieszaniem – należą do podstawowych przypadków szczególnych. W projektowaniu reaktorów stosuje się też pewne ich kombinacje (na przykład kaskady reaktorów), oraz niektóre inne, typowe dla inżynierii procesowej w przemyśle (na przykład reaktory rurowe) [6, 57, 59]. Jednakże w inżynierii środowiska nie odgrywają one dotychczas szczególnej roli, więc nie będziemy ich tu omawiać.

3.6.3. Rozkład stężenia znacznika jako funkcjonalna charakterystyka reaktora

Jak już wspomniano, krzywa rozkładu czasu przebywania masy w reaktorze, dla impulsowo wprowadzonej dawki znacznika, opisana jest funkcją stężenia końcowego $c_K(t)$, pokazującą gęstość rozkładu masy tego znacznika względem czasu. Tym samym zawiera statystyczną informację o względnych częściach masy całkowitej, przebywających w układzie przez kolejne okresy czasu między t_{pp} i t_{pk} (rys. 10).

Podkreślmy, że dotyczy to substancji trwałej (znacznika), lecz w rzeczywistych reaktorach nie mamy możliwości poddania interesującej nas przemianie tylko wybranej części strumienia dopływowego. Z kolei podczas przebiegu reakcji w układzie o ciągłym dopływie substratów nie można wyodrębnić objętości płynnej, obrazującej dynamiczną transformację masy. Tym samym zastosowanie omówionej dekompozycji procesu na przepływ i przemianę jest nie tylko uzasadnione, lecz wręcz niezbędne.

Tak więc w pierwszym etapie badania pracy reaktora wyznaczamy krzywą $c_K(t)$. Można to zrobić teoretycznie, rozwiązując odpowiednie równania (rys. 11b), stosując bardzo prosty formalnie model tłokowy (rys. 11c), lub w uzasadnionych przypadkach – model idealnego mieszania (rys. 11d). Istnieje też możliwość wyznaczenia tej funkcji metodami empirycznymi (patrz punkt 3.7.3).



Rys. 11. Wyznaczanie efektywności reaktora

Aby w myśl omawianej tu metody typu racjonalnego określić efektywność reaktora, należy krzywą $c_K(t)$ przeliczyć na rozkład stężenia końcowego substancji ulegającej przemianom $c_{Kr}(t)$.

Przyjmijmy dyskutowane już (pkt 3.2.3) założenie, iż o wyniku reakcji decyduje w pierwszej kolejności czas jej trwania. Jest ono dobrze uzasadnione empirycznie, o ile we wnętrzu reaktora panują względnie jednakowe warunki. Byłoby natomiast trudne do akceptacji, gdyby w niektórych częściach układu warunki te ulegały radykalnym zmianom (gdymy na przykład miejscami pojawiały się strefy gnicia lub fermentacji substancji organicznej). Pozostając przy tym założeniu, można przebieg rozważanego procesu opisać krzywą stopnia redukcji stężenia $r(t)$, zdefiniowaną przez zależność (19). Jej schematyczny przebieg pokazano na rys. 11e. Niezależnie od sposobu wyznaczenia tej krzywej (teoretycznie według (12), czy empirycznie, jak w przykładzie pokazanym na rys. 4), rozkład stężenia końcowego substancji reagującej może być zapisany następująco:

$$c_{Kr}(t) = [1 - r(t)] c_K(t). \quad (82)$$

Odpowiednie przebiegi dla przepływu rzeczywistego oraz dwóch omówionych przypadków szczególnych (pkt 3.6.2) pokazano na rys. 11b, c, d.

Różnica rzędnych funkcji $c_K(t)$ oraz $c_{Kr}(t)$ jest z definicji miarą tej części masy, która ulega przemianom po upływie czasu t . Możemy więc stwierdzić, że pole między tymi wykresami jest miarą tej części całej masy, wprowadzonej do reaktora (m_c), która uległa przemianom (m_p). Biorąc pod uwagę, że pole powierzchni pod krzywą $c_K(t)$ jest z kolei miarą całej masy, wprowadzonej do reaktora, **efektywny stopień redukcji stężenia** danej substancji r_{ef} dla konkretnego reaktora można wyrazić relacją:

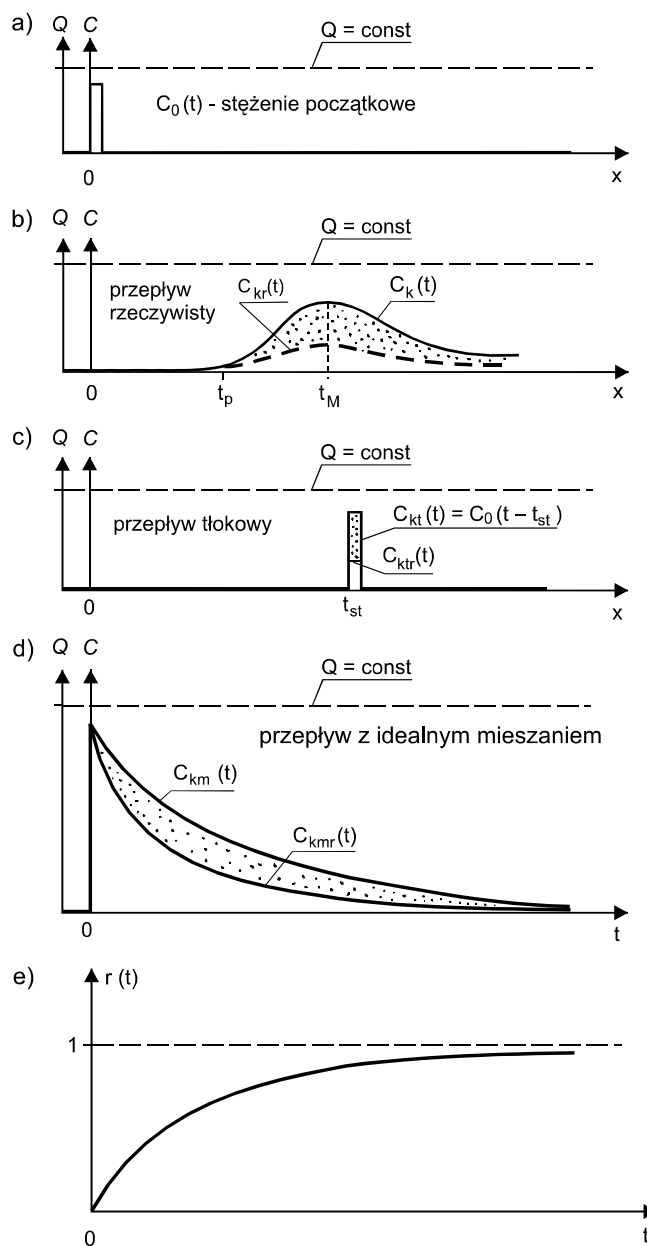
$$r_{ef} = \frac{m_p}{m_c} = \frac{\int_0^{\infty} [c_K(t) - c_{Kr}(t)] dt}{\int_0^{\infty} c_K(t) dt}. \quad (83)$$

Wartość r_{ef} jest łącznym (wypadkowym) wskaźnikiem, opisującym pracę reaktora. Wykazuje ona pełną zgodność z zasadą omówionej już kategorii racjonalnych metod projektowania obiektów przepływowych (par. 3.5) – wiąże lokalną (intensywną) strukturę zjawiska z jej globalną (ekstensywną) miarą wyniku końcowego. Tym samym rozkład stężenia końcowego wprowadzonego do układu znacznika w pełni zasługuje na miano funkcjonalnej charakterystyki reaktora.

3.6.4. Ruch znacznika a ciągły przepływ masy

W dotychczasowych rozważaniach podkreślaliśmy zasadność specjalnego wyróżnienia dawki (porcji, „plastra”) masy, wybranej z ciągłego strumienia przepływającego przez reaktor medium. Chodziło tu o wyizolowanie pewnej części tego strumienia, w sposób umożliwiający jego identyfikację w czasie pobytu w reaktorze, z rozdzieleniem przemian i reakcji, które uwzględnia się w następnym etapie analizy, co pozwala określić efektywny stopień redukcji stężenia rozważanej substancji (83).

Aby wszakże lepiej zrozumieć strukturę i charakter rzeczywistego przepływu ciągłego, celowe jest zastanowienie się nad współdziałaniem kolejnych porcji masy (które możemy, choć nie musimy, „znakować”).



Rys. 12. Struktura ciągłego przepływu przez reaktor w warunkach ustalonych

W pierwszej kolejności rozważmy przepływ o stałym wydatku Q , przy stałym stężeniu rozważanej substancji w płynącym medium (c_0). Bez trudu możemy sobie wyobrazić, że ten wpływający do układu strumień można podzielić na kolejne „plastry” (rys. 12a). Każdy z nich ulega w tym przypadku identycznej transformacji (wobec stałości warunków ruchu), której mechanizm opisaliśmy poprzednio. W efekcie każda z tych kontrolnych porcji masy,

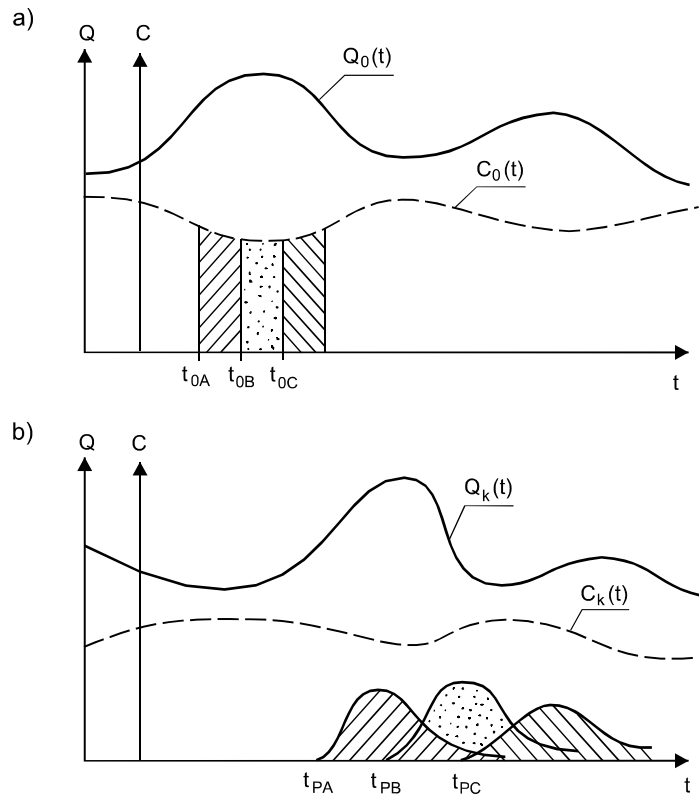
wpływających do układu jako „impuls techniczny” o intensywności (77), opuści ten układ w postaci przekształconej „fali”.

Sytuację (dla trzech omawianych tu modeli – rzeczywistego, tłokowego oraz idealnego mieszania) pokazano na rys. 12, zaznaczając w ciągu przepływających „plastrów” masy trzy kolejne (oznaczone na rysunku symbolami A, B i C).

Zauważmy, że w przekroju odpływowym będziemy w takim przypadku obserwowali taki sam wydatek Q oraz takie samo stężenie $c_K = c_0$. Jednakże te dawki kontrolne w przekroju końcowym będą się w ogólnym przypadku składały z innych elementów płynu, niż dawki kontrolne w przekroju początkowym. Jedynie w modelu tłokowym ich struktura byłaby z definicji identyczna, jak dla dawek początkowych.

Bardziej złożony jest opis zjawiska w warunkach nieustalonych (rys. 13). Również tutaj możemy wydzielić kolejne „dawki kontrolne”, lecz w tak złożonym przypadku ich transformacja będzie (oprócz przestrzennego zróżnicowania pola prędkości w reaktorze) zależna także od czasowej zmienności warunków przebiegu procesu.

Podkreślmy jednak, że ta złożoność dotyczy tylko procedury obliczeniowej. Sam mechanizm zjawiska pozostaje taki sam.



Rys. 13. Struktura ciągłego przepływu przez reaktor w warunkach nieustalonych

3.6.5. Znaczenie efektywnej redukcji stężenia w procedurach projektowych

Nie wnikając w konkretne cechy indywidualnych kategorii reaktorów, możemy stwierdzić, że możliwość wykorzystania relacji (83) do obliczeń projektowych, choć bez wątplenia atrakcyjna merytorycznie, jest czynnikiem znacznie komplikującym formalną stronę procesu rachunkowego. Widać to szczególnie wyraźnie, gdy zestawimy kolejne etapy tego procesu.

W pierwszej kolejności należy więc określić kształt obiektu oraz jego charakterystyczne wymiary geometryczne i parametry technologiczne, w tym krzywą szybkości rozważanej reakcji (pkt 3.2.2). Można to uczynić w zasadzie w dowolny sposób, lecz – jak zawsze, gdy wyznaczamy pierwsze przybliżenie rozwiązania docelowego – wskazane jest tu dążenie do racjonalności. Warto więc wykorzystać w tym celu dostępne metody typu algebraicznego (pkt 3.5.3), czy nawet wskaźnikowego (pkt 3.5.2).

Drugi etap obliczeń obejmuje:

- wyznaczenie pola prędkości przepływu we wstępnie przyjętym reaktorze (par. 3.3);
- wyznaczenie krzywej rozkładu końcowego stężenia substancji nierozkładalnej (znacznika) $c_K(t)$, teoretycznie (pkt 3.2.3) lub empirycznie (pkt 3.7.3);
- wyznaczenie krzywej rozkładu końcowego stężenia substancji ulegającej przemianom $c_{Kr}(t)$, według relacji (82);
- wyznaczenie efektywnego stopnia zmiany stężenia rozważanej substancji r_{ef} według relacji (83).

W trzecim etapie należy porównać obliczoną wartość r_{ef} z odpowiednią wartością dopuszczalną r_{dop} (określoną przepisami prawa, ustaleniami urzędowymi, bądź na podstawie innych źródeł), po czym podjąć decyzję odnośnie do dalszego postępowania. Jeżeli:

$$r_{ef} \geq r_{dop}, \quad (84)$$

wtedy przyjęte wymiary i parametry reaktora można uznać za właściwe i zakończyć proces jego wymiarowania. W przeciwnym razie należy skorygować wielkości projektowe, po czym postępowanie powtórzyć od etapu drugiego.

Jak widać, procedury obliczeniowe należą tu do kategorii **zagadnień odwrotnych** (dobór warunków wyjściowych, które muszą spełniać wymogi narzucone na rozwiązania rozważanych równań), a mają charakter postępowania iteracyjnego. I to właśnie jest głównym źródłem wspomnianych już trudności, bowiem dla tego typu zadań w ogólnym przypadku brakuje ścisłych i precyzyjnych metod korygowania kolejnych przybliżeń (poczynając od pierwszego z nich) tak, aby ich ciąg zmierzał do rozwiązania docelowego. Z reguły należy to czynić metodą prób i błędów, co znacznie zwiększa koszt i czasochłonność pracy.

Rozmiary tych nakładów są szczególnie widoczne, gdy zastosujemy opisaną procedurę do **modelu tłokowego**. W tym przypadku możemy średni czas zatrzymania t_{ps} obliczyć z relacji (20), przyjmując $r = r_{dop}$:

$$t_{ps} = -\frac{1}{k_{ij}} \ln(1 - r_{dop}), \quad (85)$$

a następnie bezpośrednio z (67) obliczyć niezbędną kubaturę reaktora, przy znanym wydatku Q :

$$V = Q \cdot t_{ps}. \quad (86)$$

Jak widać, pracochłonność obu podejść jest niewspółmierna, na korzyść modelu tłokowego. Z tego zapewne wynika jego ogromna popularność, choć formalnie każdy specjalista ma świadomość podstawowego mankamentu tej metody. Chodzi tu mianowicie o **ograniczenie obliczeń do momentu wyznaczenia łącznej kubatury obiektu V** . Każdy zbiornik o tej pojemności spełnia wymogi procedury danej relacjami (85, 86), nie tylko bez względu na swój kształt, którego metoda tłokowa nie uwzględnia (najczęściej walec lub prostopadłościan), lecz także bez uwzględnienia usytuowania wlotów i wylotów oraz warunków przepływu (wirry, martwe strefy).

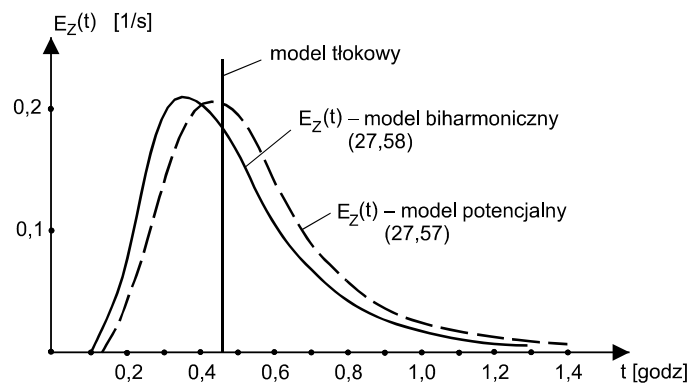
Istnieje też drugi mankament modelu tłokowego, może mniej znany praktykom, lecz chyba bardziej istotny od poprzedniego. Jest nim niski stopień zgodności między średnim czasem przepływu, według modelu tłokowego t_{ps} , a rzeczywistym rozkładem czasu przebywania masy w reaktorze (rys. 10), który bliżej omówimy w następnych paragrafach. Jednak nawet i on nie jest w stanie obniżyć poziomu atrakcyjności tego modelu, wynikającego z jego elementarnej prostoty formalnej.

Nieco wyprzedzając tok rozumowania, dodajmy, że dopiero trzeci mankament modelu tłokowego, polegający na tym, że nie da się go zastosować do wymiarowania reaktorów pracujących z recyrkulacją, zachęca projektantów do sięgania po inne możliwości. Zagadnienie to będzie przedmiotem rozważań, przedstawionych w rozdziale 4 tej pracy.

Tak więc należy mieć świadomość, że w szerokiej klasie reaktorów pracujących bez recyrkulacji model tłokowy stanowi podstawowe narzędzie przy wymiarowaniu obiektów. Trzeba zresztą zaznaczyć, że dla reaktorów z wypełnieniem [2, 59] dobrze opisuje on rzeczywiste warunki przepływu, a dla ich pozostałych kategorii (lecz bez recyrkulacji) daje z reguły wyniki, które nie odbiegają rażąco od dokładnych. Ilustruje to poniższy przykład.

Rozważmy mianowicie reaktor prostopadłościenny ($L = 10,0$ m, $B = 5,0$ m, $H = 1,0$ m), o kształcie w planie jak na rys. 6. Przyjmijmy, że przebiega w nim jakiś (bliżej nieokreślony) proces rozkładu rozważanej substancji, dla którego stała szybkości jest równa $k = 6,0$ [1/godz.]. Wydatek układu wynosi $Q = 0,03$ m³/s. Wyznaczmy dla tych warunków efektywny stopień przemiany, zachodzącej w reaktorze, wykorzystując omówione już metody.

Sięgnijmy w tym celu po rezultaty obliczeń pola prędkości, dokonanych za pomocą modelu płaskiego ruchu potencjalnego (57) oraz modelu biharmonicznego (58), pokazane na rys. 6. Dla otrzymanych w ten sposób układów linii prądu możemy wyznaczyć rozkłady stężenia końcowego $c_k(t)$, posługując się równaniem (27). Rozkłady te przeliczono do postaci zewnętrznych krzywych rozkładu czasu zatrzymania $E_z(t)$, zgodnie z relacją (78). Ich przebiegi pokazano na rys. 14.



Rys. 14. Charakterystyka funkcjonalna przykładowego reaktora (rys. 6)

Następnym krokiem jest wyznaczenie odpowiednich rozkładów z uwzględnieniem przebiegających reakcji. Zgodnie z (82) zachodzi tu:

$$E_{zr}(t) = [1 - r(t)] E_Z(t). \quad (87)$$

Wykonane czynności pozwalają wyznaczyć, zgodnie z (83), szukaną efektywność reaktora. Po przeprowadzeniu obliczeń [39] otrzymujemy:

— model biharmoniczny

$$r_{\text{efb}} = 88,4\%, \quad (88)$$

— model potencjalny:

$$r_{\text{efp}} = 91,8\%. \quad (89)$$

Dla porównania wyznaczono też odpowiednią wartość według modelu przepływu tłokowego. Dla danej kubatury reaktora $V = 50,0 \text{ m}^3/\text{s}$ mamy wobec (86) $t_{\text{ps}} = 0,47 \text{ godz.}$, co przy przyjętej stałej szybkości reakcji daje zgodnie z (85):

$$r_{\text{eft}} = 94,0\%. \quad (90)$$

Przykład ten stanowi praktyczną ilustrację omawianego zagadnienia i pozwala na lepsze zrozumienie już sformułowanych wniosków, dotyczących zakresu zastosowań modeli algebraicznych (pkt 3.5.3) oraz racjonalnych (pkt 3.5.5).

Widzimy tu wyraźnie ogromny wzrost pracochłonności, w stosunku do metod algebraicznych, a co więcej – stwierdzamy, że obie metody prowadzą do zbliżonych rezultatów. Dodajmy, że znajduje to potwierdzenie także w wielu innych przykładach obliczeniowych, choć dla układów o nietypowych kształtach różnica ta może stać się istotna.

Kierunek zmian efektywności jest zgodny z oczekiwaniami. Skoro bowiem model tłokowy bazuje na bardziej optymistycznych założeniach dotyczących pola prędkości, niż pozostałe (przyjmuje się tu całkowite wykorzystanie wnętrza reaktora), to w rezultacie musi zapewnić dłuższy czas zatrzymania masy, a więc i wyższą efektywność przemiany. Także pośrednie usytuowanie wyniku, otrzymanego dla modelu potencjalnego jest zgodne z teorią, bowiem również on został skonstruowany na bazie przesadnie korzystnych założeń co do warunków przepływu (brak wirów).

Trzeba wszakże pamiętać, że otrzymana różnica (w powyższym przykładzie wynosi ona 5,6%) nie może być całkowicie bagatelizowana, gdyż w zagadnieniach inżynierii środowiska właśnie te kilka procent efektywności oczyszczania wody lub powietrza niejednokrotnie decyduje o spełnieniu wymogów prawnych, bądź też o ich naruszeniu.

W sumie możemy jednak powtórzyć już sformułowaną konkluzję, że w pierwszym przybliżeniu podczas projektowania nowych obiektów do oczyszczania wody, ścieków i powietrza niecelowe jest stosowanie rozbudowanej metodyki, zaliczanej do kategorii metod racjonalnych. Nie wolno jednak zapominać, że mają one zasadnicze walory poznawcze (wyjaśniają i opisują strukturę rozważanych procesów), a ponadto stanowią jedyną możliwość rozwiązania problemów nietypowych, szczególnie wtedy, gdy:

- zmieniamy kształt komory o stałej pojemności V (bowiem zgodnie z (86) model tłokowy nie uwzględnia zróżnicowania kształtu);
- reaktor źle funkcjonuje lub uległ awarii (gdyż model tłokowy nie opisuje wewnętrznej struktury przebiegających procesów);
- rozważamy reaktory recyrkulacyjne (bowiem model tłokowy wymaga jednoznacznego określenia kubatury obiektu).

3.7. Laboratoryjne badanie efektywności reaktora

3.7.1. Uwagi ogólne

Istotą racjonalnej metody określania efektywności reaktora jest porównanie dwóch krzywych, opisujących stężenie kontrolnej dawki masy w jego przekroju końcowym – jednej, uwzględniającej tylko dynamiczną transformację stężenia, oraz drugiej, odnoszącej się łącznie do transformacji dynamicznej oraz przemian chemicznych, biologicznych oraz/albo fizycznych.

Związek między tymi dwiema funkcjami wyraża krzywa szybkości reakcji (rys. 11e). Jej wyznaczenie jest w zasadniczym stopniu przedmiotem zainteresowania odpowiedniej gałęzi chemii, biologii oraz/albo fizyki [64], toteż tutaj ograniczymy się tylko do zwrócenia uwagi na generalny aspekt tej grupy metod, związany ze sposobem uwzględniania czasu trwania badanego procesu.

Natomiast w następnych punktach tego paragrafu scharakteryzowana zostanie technika pomiarów znacznikowych oraz omówione będą przykładowe wyniki laboratoryjnych badań konkretnych obiektów.

3.7.2. Pomiary stałej szybkości reakcji

Omawiając w paragrafie 3.2 zagadnienia kinetyczne, ograniczyliśmy się do przypadku szczególnego, gdy zmiany stężenia są wywoływane jedynie przez procesy źródłowe, a zachodzą one równomiernie w całym układzie. Formalnym wyrazem tego wymogu było użycie w definicji (7) oraz w kolejnych zależnościach z nią związanych zwyczajnej pochodnej stężenia względem czasu. W ujęciu praktycznym stan taki można osiągnąć w reaktorze nieprzepływowym (okresowym, który określa się też mianem periodycznego [6, 64]), o jednakowych warunkach przebiegu przemiany. Ich utrzymanie może nie być proste, toteż zawartość takiego reaktora często poddawana jest homogenizacji za pomocą różnego typu mieszadeł. Drugim typem układu, dla którego ważna jest relacja (7), może być stanowisko doświadczalne, umożliwiające laboratoryjne odtworzenie interesującego nas procesu.

Jeżeli jednak utrzymanie stałego stężenia oraz stałej szybkości przemiany w każdym punkcie wnętrza reaktora nie jest możliwe, to obok procesów źródłowych pojawi się w nim drugi czynnik, wywołujący zmiany stężenia każdej z substancji rozpuszczonych, jakim jest **dyfuzja molekularna**. Szybkość przemiany musimy wtedy wyrażać pochodną cząstkową. W ujęciu symbolicznym, zgodnie z (21), dla warunków nieprzepływowych mamy wtedy:

$$\frac{\partial c_i}{\partial t} = (\text{człon dyfuzyjny}) + Z_i. \quad (91)$$

W takiej sytuacji należy też zwrócić uwagę na ewentualną zmienność gęstości wypełniającego reaktor medium. Jeżeli bowiem wielkość ta ulegnie wyraźnemu zróżnicowaniu, wtedy siła wyporu, lokalnie działająca na płyn o mniejszej gęstości, może wywołać jego unoszenie ku górze, jednocześnie powodując opadanie płynu o gęstości lokalnie większej. W rezultacie w reaktorze może powstać **konwekcyjna cyrkulacja zawartości**, dodatkowo komplikując opis sytuacji.

Mamy wtedy do czynienia z trzecią grupą zjawisk, w których występuje także makroskopowy ruch medium. Ujmując człony adwekcyjne w formie **pochodnej substancjalnej** [36], możemy wtedy użyć następującej symbolicznej postaci równania (21):

$$\frac{Dc_i}{Dt} = (\text{człon dyfuzyjny lub dyspersyjny}) + Z_i. \quad (92)$$

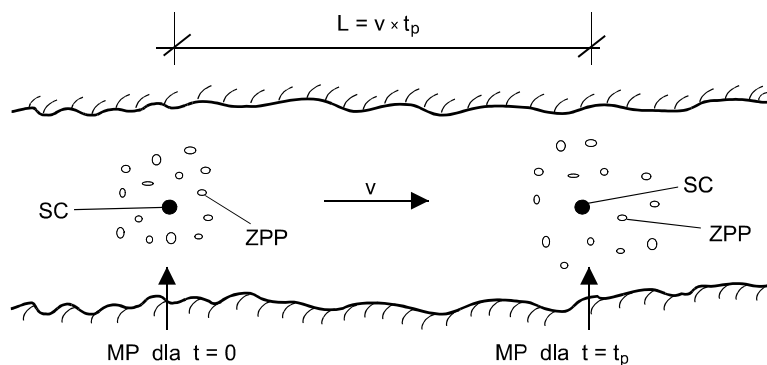
Trzy omówione relacje (7, 91, 92) tworzą logiczny zestaw wyrażeń, pozwalający na klarowne przedstawienie wzrostu trudności formalnych procesu wyznaczania krzywej szybkości reakcji, w miarę zwiększania się stopnia złożoności zjawiska (czemu towarzyszy spadek dokładności jego opisu).

W przypadku opisanym relacją (7) sytuacja jest bardzo prosta. Podczas laboratoryjnego wyznaczania charakterystyki reakcji, można ograniczyć się do pobierania kolejnych próbek medium z tego samego (jednego, lub kilku) punktu we wnętrzu reaktora i poddawaniu ich analizom. Gdy zaś istnieje taka możliwość, można w tym punkcie umieścić czujnik, który dokonuje tych analiz automatycznie. W rezultacie dla każdego ze składników ($i = 1, 2, 3, \dots$) otrzymuje się pożądaną krzywą $c_i(t)$.

Jeżeli powtórzymy ten proces, gdy stężenia składników mieszaniny zmieniają się we wnętrzu reaktora, musimy mieć świadomość, że kolejne wartości wyznaczanych stężeń będą ulegały zmianom także wskutek działania dyfuzji. Co prawda przy braku adwekcji będzie to dyfuzja molekularna, o niedużej intensywności [53], lecz zawsze będzie to czynnik obniżający dokładność wyznaczania krzywej $c_i(t)$, niemożliwy do skorygowania bez złożonych obliczeń teoretycznych.

Jeszcze większą trudność sprawiałoby wyznaczenie szukanej krzywej w sytuacji opisanej relacją (92). Już pomijając fakt, że wpływ dyfuzji (najczęściej turbulენტnej) lub dyspersji [53] jest tu znaczny, musielibyśmy wtedy pobierać kolejne próbki medium z punktów leżących wzdłuż trajektorii płynu, korelując czasy i miejsca poboru (lub usytuowania czujnika automatycznego, z uwzględnieniem jego prędkości).

Metody takie stosuje się niekiedy, gdy zależy nam na otrzymaniu ilościowej charakterystyki zjawiska, nawet kosztem jej dokładności. Typowym przykładem może tu być wyznaczanie stałej szybkości samorzutnego rozkładu zanieczyszczeń organicznych w wodzie rzecznej, czyli badanie procesu **samooczyszczania** odbiornika (rys. 15).



Rys. 15. Zasada pomiaru stałej szybkości samooczyszczania rzeki
(ZPP – skupisko pływaków powierzchniowych, SC – środek ciężkości tego skupiska,
MP – miejsce poboru próbki wody do analizy)

Dla wyznaczenia właściwych punktów poboru próbek wrzucamy na powierzchnię wody pewną liczbę pionowych pływaków, a następnie rejestrujemy zmiany położenia utworzonego przez nie skupiska (na przykład metodą fotograficzną). Kolejne pozycje środka ciężkości tego skupiska określają miejsce i czas poboru poszczególnych próbek [23].

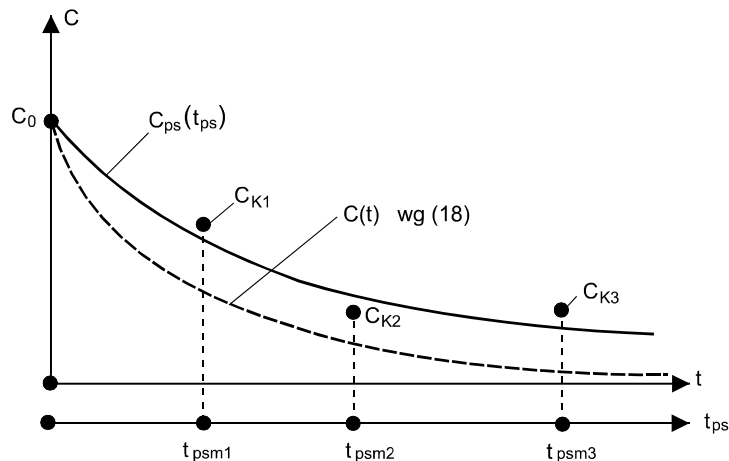
Konkludując dotychczasowe rozważania, możemy więc stwierdzić, że lokalne badanie stałych szybkości reakcji w układach tak złożonych (i często o trudno dostępnym wnętrzu), jak reaktory, nie może być uważane za godną polecenia metodę praktyczną. Za racjonalną można natomiast uznać procedurę pomiarową dla układu nieprzepływowego i jednorodnego (7).

Pozostaje więc odwołać się do podejścia globalnego, zgodnie z którym punktem wyjścia są wyniki analiz próbek, pobranych z dwóch charakterystycznych przekrojów obiektu – początkowego i końcowego. Podkreślmy, że:

- pobór próbek musi być miarodajny dla wartości średniej w każdym z przekrojów (albo musimy mieć pewność, iż rzeczywisty rozkład stężenia w przekroju niewiele różni się od średniego, albo należy dokonać poboru w kilku punktach przekroju i wyniki uśrednić [40]);
- warunki zasilania i odpływu powinny być niezmiennie w czasie, a współczynnik szybkości reakcji – stały także w przestrzeni, gdyż ewentualna ich zmienność (rys. 9a, b) może skomplikować postępowanie w sposób niweczający jego praktyczny sens.

Pobrawszy dwie takie próbki, mamy dwie podstawowe możliwości interpretacji szybkości przebiegu rozważanej reakcji. Odpowiadają one omówionym już sposobom określania czasu przebiegu reakcji (pkt 3.5.3):

- według modelu tłokowego (67), który generalnie stanowi bardzo uproszczony formalnie model zjawiska, a tylko w wyjątkowych przypadkach odpowiada z dopuszczalną dokładnością rzeczywistości [2, 59];
- według modelu dyspersyjnego, gdy czas ten jest obliczany indywidualnie dla każdego elementu płynu, według (63).



Rys. 16. Wyznaczanie krzywej szybkości reakcji

W pierwszym przypadku możemy otrzymane wartości c_0 i c_K zaznaczyć w układzie współrzędnych $c(t_{ps})$, w którym dzieląca je odległość określona jest przez czas przepływu tłokowego t_{ps} , obliczany z (67) dla konkretnej kubatury reaktora V i jego wydatku Q (rys. 16). Dysponując tymi wartościami, możemy podjąć próbę wyznaczenia krzywej $c_{ps}(t_{ps})$ – metoda graficzna, lub analitycznie. W dalszym ciągu będziemy roboczo przyjmować, że rozważane procesy da się opisać modelem reakcji I rzędu (18).

Rzecz oczywista, dokładność takiego pomiaru, który w istocie rzeczy można nazwać jednopunktowym (wyznaczamy tu tylko jedną wartość stężenia w przekroju końcowym), nie jest wysoka, toteż opisaną procedurę warto powtórzyć dla innych wartości t_{psm} (co przy stałej kubaturze reaktora V wymaga zmiany wydatku Q ; ze względu na każdorazową konieczność uzyskania przed poborem próbki stanu ustalonej reakcji, byłoby to bardzo czasochłonne, lecz ze względów poznawczych celowe i użyteczne).

Ostatecznym wynikiem tych prac będzie stała szybkości rozważanej reakcji k_{ps} , obliczona dla czasu przepływu tłokowego jako miarodajnej zmiennej niezależnej. Obrazem funkcji (18) będzie tu krzywa $c_{ps}(t_{ps})$, pokazana schematycznie na rys. 16.

W drugim możliwym przypadku proces obliczeniowy staje się znacznie bardziej złożony. Nie ma tu bowiem możliwości jednoznacznego wyrażenia dystansu czasowego, określającego przebieg zmiany stężenia od c_0 do c_K , gdyż zmiana ta jest wypadkową przemian cząstkowych (lokalnych), z których najkrótsza trwa t_{pp} , najdłuższa – t_{pk} , zaś wartość medialna wynosi t_{pm} (rys. 10). Tym samym wartość stałej dla modelu dyspersyjnego k_d należy poddać identyfikacji, stosując jedną z metod optymalizacyjnych (na przykład [27, 62, 67]). Zasadnicza część tej procedury wymagałaby rozwiązywania omówionych już równań ruchu medium i transportu substancji rozproszonej oraz takiego doboru stałej k_d , by obliczona oraz zmierzona wartość stężenia końcowego c_K (przy znanym stężeniu początkowym c_0) były takie same. Odpowiadającą tej wartości krzywą $c_K(t)$ pokazano na rys. 16. W ogólnym przypadku będzie ona różniła się od krzywej $c_{ps}(t_{ps})$, otrzymanej dla modelu tłokowego.

Aby oszacować tę rozbieżność, odwołajmy się do dostępnych w literaturze wyników badań empirycznych [48]. Wykorzystując takie dane dla trzech ważnych w inżynierii środowiska procesów – sedymentacji zawiesiny, biodegradacji substancji organicznej metodą osadu czynnego oraz denitryfikacji, obliczono odpowiednie stałe szybkości dla warunków nieprzepływowych (laboratoryjnie) oraz przepływowych (stosując model tłokowy oraz dyspersyjny). Wyniki obliczeń zestawiono w tabeli 2.

Tabela 2

Metoda Identyfikacji stałej	Badany proces		
	sedymentacja k^s [1/d]	biodegradacja k^b [1/d]	denitryfikacja k^d [1/d]
Badania laboratoryjne	$k_l^s = 11,8$	$k_l^b = 19,2$	$k_l^d = 3,34$
Model tłokowy	$k_{ps}^s = 4,7$	$k_{ps}^b = 5,4$	$k_{ps}^d = 1,82$
Model dyspersyjny	$k_d^s = 12,3$	$k_d^b = 18,3$	$k_d^d = 3,74$

Zwraca tu uwagę fakt, że w każdym z trzech badanych przypadków otrzymane wartości stałych dla metody laboratoryjnej i metody dyspersyjnej są bardzo bliskie. Zdecydowanie różnią się od nich wartości, które daje model tłokowy. Prawidłowość ta jest o tyle spodziewana, że w obu zgodnych podejściach mamy do czynienia z realistycznym opisem upływu czasu. Różni je tylko kwestia uwzględnienia lub pominięcia pola prędkości. Jednakże biorąc pod uwagę omówione już stwierdzenie (pkt 3.2.3), iż wpływ prędkości na procesy źródłowe ma z reguły charakter pośredni, efekt ten także można uznać za oczekiwany.

We wszystkich trzech przypadkach wartości stałej k_{ps} są dużo mniejsze od pozostałych. Także tę proporcję można było przewidzieć, bowiem wiemy już, iż model tłokowy bazuje na zbyt optymistycznym założeniu odnośnie do czasu zatrzymania oraz stopnia

wykorzystania wnętrza reaktora. Tak więc te same efekty końcowe (będące przecież punktem wyjścia do obliczeń, których rezultaty pokazano w tab. 2) uzyskuje się dla modelu tłokowego przy mniejszych wartościach stałych szybkości reakcji, niż dla bliższego rzeczywistości modelu tłokowego, jak też dla badań laboratoryjnych.

Kolejną zaletą metod realistycznych (dyspersyjnej oraz laboratoryjnej) jest ich znaczna uniwersalność, wynikająca w pierwszym przypadku z uwzględnienia bliskiego rzeczywistości rozkładu czasu zatrzymania, zaś w drugim – z dokładnego pomiaru czasu przebiegu reakcji. Znacznie gorzej wypada tu model tłokowy, dla którego parametr czasowy t_{ps} jest uzależniony tylko od kubatury reaktora V oraz wydatku Q . Tym samym relacja $c_{ps}(t_{ps})$ oraz wynikająca z niej wartość współczynnika k_{ps} mogą być wykorzystywane tylko dla obiektu źródłowego (chyba że model tłokowy jest adekwatny dla badanego układu [2, 59]), podczas gdy pozostałe metody pozwalają na stosowanie raz otrzymanych stałych do opisu pracy szerszej klasy obiektów danego typu.

Warto więc podkreślić, że formalna prostota modelu tłokowego nie może być traktowana jako jedyny argument przy wyborze metody wyznaczania funkcjonalnej charakterystyki reaktora przepływowego.

3.7.3. Technika pomiarów znacznikowych

Metoda wykorzystywania substancji znacznikowej (trasyera) do badania charakterystyki układów przepływowych jest dobrze rozpoznana [9, 14, 15, 17, 60], przy czym jej stosowanie częściej obserwuje się w przemyśle, niż w inżynierii środowiska. Zasadniczymi warunkami, jakie należy tu spełnić, są:

- budowa lub skład chemiczny znacznika musi odróżniać się od charakteru substancji rozproszonych w płynie, wypełniającym badany układ przepływowy, aby jego identyfikacja w trakcie pomiarów nie prowadziła do niejednoznaczności i pomyłek;
- znacznik nie może być szkodliwy dla otoczenia (nie może być toksyczny, wybuchowy, ani nie może negatywnie wpływać na estetykę otoczenia);
- koszt znacznika nie powinien być zbyt wysoki;
- własności znacznika (z uwzględnieniem stopnia jego rozcieńczenia) nie mogą powodować istotnych efektów dynamicznych i technologicznych, zmieniających przebieg badanego zjawiska (w szczególności jego dawka winna być tak dobrana, aby nie zmieniła gęstości medium w stopniu wywołującym efekty konwekcyjne);
- metodyka wykrywania obecności znacznika i pomiaru jego stężenia powinna być prosta i odporna na zakłócenia, a w szczególności powinna umożliwiać ciągły pomiar koncentracji, bez kłopotliwego i obniżającego dokładność pobierania oddzielnych próbek medium.

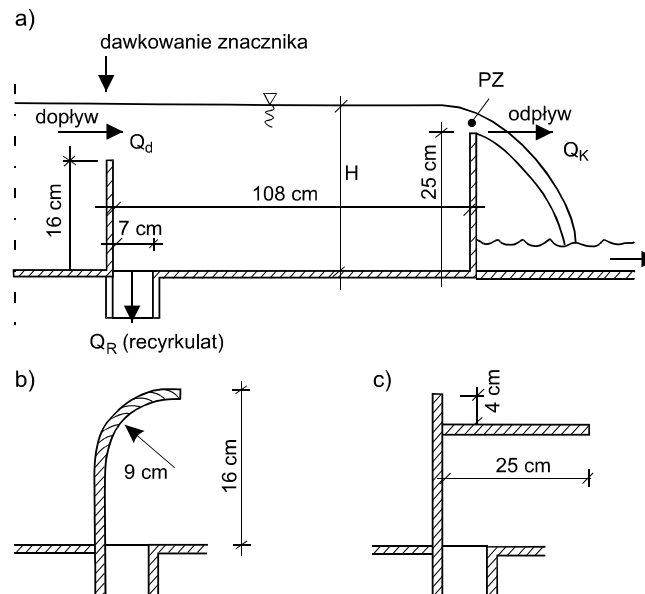
Dla badań w środowisku wodnym znaczną część tych wymogów spełnia roztwór chlorku sodu NaCl. Pomiar stężenia przeprowadzić wtedy można metodą konduktometryczną. Jednakże trzeba tu zwrócić uwagę na kompensację czynników zewnętrznych (temperatura, pole magnetyczne [70]). Ważnym zagadnieniem podczas stosowania tego znacznika jest ograniczenie stężenia ze względu na siłę wyporu. Jak pokazują doświadczenia praktyczne, poziom 30% stanu nasycenia można uznać za maksymalny, a jest to wartość stosunkowo niska ze względu na całkowitą masę znacznika, określającą możliwość jego wykrywania przy większych rozcieńczeniach.

Wśród wielu możliwych rozwiązań [17], za szczególnie atrakcyjną substancję znacznikową należy uznać **rodaminę**, którą w nawet bardzo niskich stężeniach można wykryć metodą fluorymetryczną.

W badaniach znacznikowych ważną rzeczą jest stosowanie jednakowych rozkładów stężenia początkowego $c_o(t)$. Tylko bowiem pod tym warunkiem można poszukiwać obiektywnych funkcji, opisujących transformacyjne własności układu. Stosuje się tu różne typy funkcji wejściowych [26], lecz z omówionych już względów za najkorzystniejszy należy uznać „impuls techniczny” (77).

3.7.4. Przykłady praktyczne

W pierwszej kolejności omówione zostaną wyniki pomiarów znacznikowych, przeprowadzonych w trakcie przepływu wody przez stanowisko laboratoryjne, stanowiące od strony hydraulicznej odpowiednik **osadnika wtórnego**. Może ono służyć jako obiekt pozwalający na rozdzielanie dopływowego strumienia cieczy, przy czym wykorzystanie tej możliwości zostanie omówione w następnym rozdziale, poświęconym przepływowi recyrkulacyjnym. Na tym etapie chodziło bowiem tylko o empiryczne zbadanie metodyki, której teoretyczny zarys przedstawiono w poprzednich paragrafach.

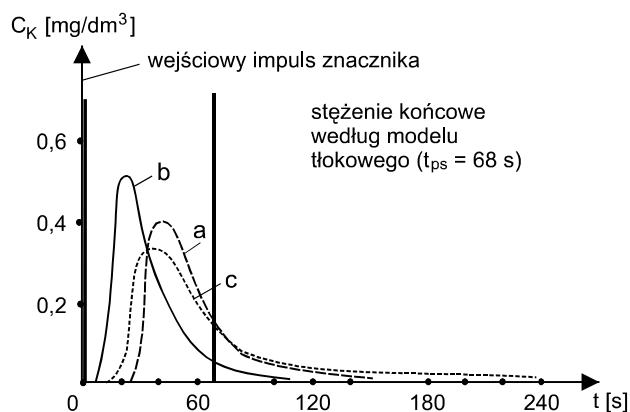


Rys. 17. Schematyczny przekrój podłużny stanowiska badawczego (osadnik wtórny; PZ – punkt pomiaru stężenia znacznika; a – prosta ścianka czołowa, b – zakrzywiona ścianka czołowa, c – ścianka czołowa z przegrodą poziomą)

Kształt i wymiary podłużnego przekroju stanowiska badawczego przedstawiono na rys.17a. Jest to przekrój miarodajny dla układu, bowiem jego charakter nie ulega zmianom względem poprzecznej zmiennej poziomej (wyznaczającej stałą szerokość obiektu $B = 0,385$ m). Model umieszczono w kanale laboratoryjnym o szklanych ściankach bocznych, co umożliwiło obserwację przepływu w jego wnętrzu. Wydatek (w tym przypadku zachodziło $Q_0 = Q_k$, $Q_R = 0$) regulowano przelewem dopływowym Thomsona.

Jako znacznik w pierwszych seriach pomiarów wykorzystywano wodny roztwór chlorku sodu [3]. Stwierdzono jednak, że jego dawka, odpowiednia ze względu na czułość przyrządów konduktometrycznych, wywołuje zbyt wyraźne efekty gęstościowe. Zauważono je dzięki zabarwieniu roztworu znacznikowego nadmanganianem potasu, co pozwoliło dostrzec wyraźne opadanie ku dołowi smugi znacznika tuż za przekrojem wlotowym. Nie występowało ono natomiast wtedy, gdy do układu wprowadzano tylko wodny roztwór KMnO_4 . Wobec powyższego, w dalszym ciągu zastosowano metodę fluorymetryczną, wykorzystując jako znacznik wodny roztwór rodaminę WT. Jej stężenie rejestrowano czujnikiem CYCLOPS-7 firmy *Turner Design*, umieszczonym w przekroju odpływowym (a w dalszych pracach – także w przekroju odpływu recyrkulatu).

Badania przeprowadzono dla trzech różnych profili ścianki czołowej – prostej (rys. 17a), pionowej i w górnej części wygiętej w formie łuku kołowego (rys. 17b) oraz pionowej, wyposażonej w poziomą przegrodę (rys. 17c).



Rys. 18. Przykłady odpływowego stężenia znacznika dla modelu osadnika wtórnego (rys. 17)

Przykładowe rozkłady stężenia (uśrednionego dla dziesięciu powtórzeń) znacznika, zmierzonego w przekroju odpływowym $c_k(t)$ dla trzech badanych profili ścianki czołowej (rys. 17) pokazano na rys. 18, dla wydatku $Q = 1,64 \text{ dm}^3/\text{s}$. Każdorazowo do układu wprowadzono wodny roztwór znacznika (jego dawka zawierała $M_c = 20 \text{ mg}$ rodaminę WT, rozpuszczonej w 100 ml wody destylowanej), wykorzystując w tym celu zawieszony nad przekrojem wlotowym półkolistę korytko. Z chwilą włączenia pomiaru czasu ($t = 0$) uległo ono szybkiemu obrotowi przez automatyczny siłownik, co pozwalało na wprowadzenie znacznika w formie bliskiej „impulsowi technicznemu” (77).

Otrzymane rozkłady wykazują bardzo charakterystyczne dla badanego zjawiska cechy. Przedstawiające je wykresy mają bardzo specyficzny kształt. Z jednej strony podobne są do „krzywej dzwonowej”, typowej dla gaussowskiego rozkładu normalnego [5], a w tym przypadku – danej rozwiązaniem typu (75) równania transportu substancji rozproszonej. Z drugiej zaś strony krzywa ta wykazuje wyraźną asymetrię, także cechującą zjawiska dyfuzyjnego lub dyspersyjnego transportu masy w układach przepływowych. Objawia się ona szybkim wzrostem stężenia w początkowej fazie odpływu (gdy do przekroju końcowego docierają cząstki płynące najszybciej i przemieszczające się wzdłuż najkrótszych trajektorii), oraz bardzo wydłużonym „ogonem”, jako konsekwencji powolnego wypływu cząstek znacznika, które początkowo trafiły do obszarów o zwolnionym przepływie (martwe strefy oraz wielkoskalowe zawirowania).

Te wydłużone „ogony” stwarzają dość istotną trudność podczas pomiarów stężenia. Jest bowiem tak, że pole powierzchni pod wykresem $c_K(t)$ stanowi miarę masy wprowadzonej do układu substancji (znacznika):

$$M_c = \int_0^{\infty} c_K(t) Q dt. \quad (93)$$

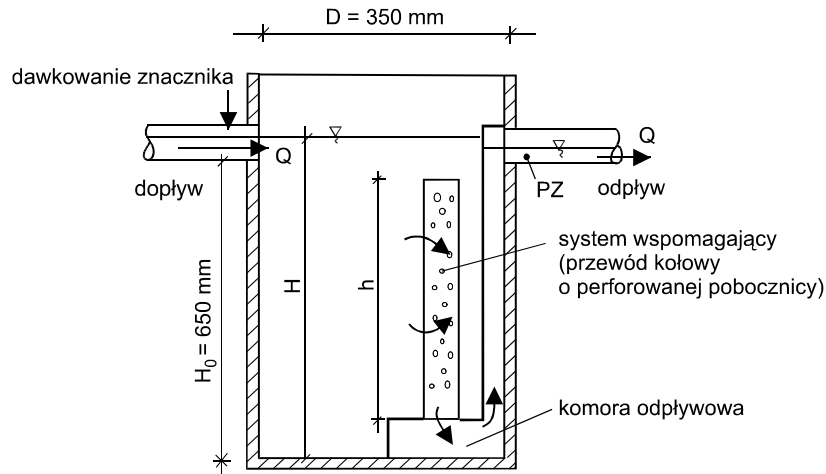
Gdy taki odcinek wykresu $c_K(t)$ jest bardzo długi (co ma miejsce w układach o złożonych kształtach, wyposażonych w przegrody, które zwiększają objętość stref o słabym przepływie), to mimo niskiego stężenia może on przenosić znaczną część masy całkowitej M_c . Pomiar funkcji $c_K(t)$ należy więc prowadzić odpowiednio długo. Zwiększa to czasochłonność pracy, tym bardziej, że po zakończeniu każdego pomiaru, a przed przystąpieniem do następnego, należy upewnić się, czy w badanym układzie nie pozostała część znacznika z poprzedniej serii.

Szczególnie ważnym wnioskiem, płynącym z przedstawionych wyników badań, jest stwierdzenie zróżnicowania kształtu funkcji $c_K(t)$, odpowiadającego zmianom kształtu ścianki czołowej (rys. 17). Rzecz oczywista, w świetle przedstawionej już teorii, jest ono spodziewanym efektem zmiany warunków przepływu, lecz właściwego znaczenia nabiera dopiero po zestawieniu otrzymanych rezultatów z wynikami, do jakich prowadzi model przepływu tłokowego, gdy stężenie końcowe ma charakter „impulsu technicznego” w przekroju odpływowym, pojawiającego się tam po upływie średniego czasu zatrzymania. W tym przypadku mamy $t_{ps} = 68,5$ s, jako że kubatura komory wynosi tu $V = 112,3$ dm³ ($L = 1,08$ m, $B = 0,385$ m, $H = 0,27$ m). W pierwszej kolejności należy tu podkreślić (zresztą spodziewaną) prawidłowość, że model tłokowy daje nadmiernie optymistyczną miarę czasu zatrzymania (gdyż zakłada się w nim całkowite wykorzystanie kubatury obiektu). A co więcej, **model tłokowy nie różnicuje zmian kształtu ścianki czołowej**, bowiem jego jedynym parametrem geometrycznym jest (stała w tym przypadku) kubatura reaktora. Jest to bardzo istotna wada modelu przepływu tłokowego. W nieco innym aspekcie mówiliśmy o tej kwestii w par. 3.7.2.

Jako drugi przykład przedstawione będą wyniki badań obiektu laboratoryjnego, który funkcjonalnie odpowiada (popularnemu w technologii oczyszczania wód opadowych) separatorowi substancji ropopochodnych. Ma on zwykle kształt cylindrycznej komory o średnicy wewnętrznej D oraz napełnieniu H , wstawianej w magistralny przewód kanalizacji deszczowej. W jego wnętrzu często montuje się różnego typu systemy wspomagające separację (flotację, koalescencję...) cząstek rozproszonych związków ropopochodnych lub podobnych (jak na przykład tłuszczu).

Schematyczny przekrój osiowy stanowiska badawczego pokazano na rys. 19. Wykonano je z plexi i wyposażono w wymienny przewód pionowy, którego wymiary i sposób wykończenia reprezentowały różne odmiany systemu odpływu ścieków. Przedstawiono tu trzy przypadki, gdy system ten stanowi zamknięty od góry odcinek przewodu kołowego o średnicy $d = 35$ mm i zmiennej długości h , w pobocznicy którego wykonano N równomiernie rozmieszczonych otworów o średnicy a każdy, a mianowicie:

- | | | | |
|----|---------------|-------------|---------------|
| A. | $h = 300$ mm, | $N = 90$, | $a = 5,0$ mm, |
| B. | $h = 300$ mm, | $N = 180$, | $a = 2,5$ mm, |
| C. | $h = 150$ mm, | $N = 45$, | $a = 5,0$ mm. |

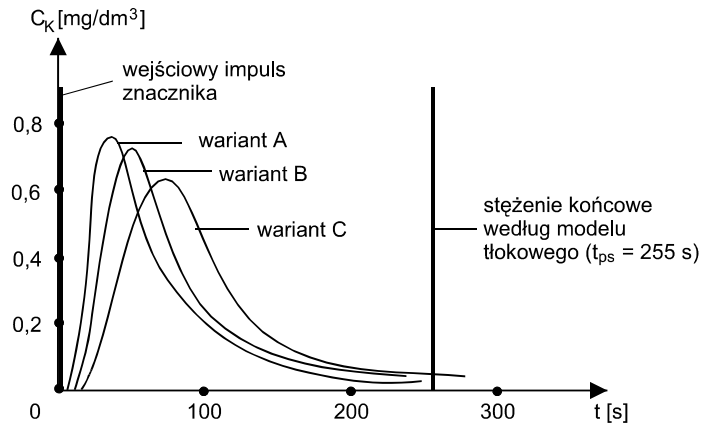


Rys. 19. Osiowy przekrój stanowiska badawczego (separator substancji ropopochodnych; PZ – punkt pomiaru stężenia znacznika; opis badanych wariantów zamieszczono w tekście)

W pełnej wersji taka perforowana rura odpływowa miała być owijana cienką matą, wykonaną z tworzywa sztucznego lub z włókien aluminiowych, które dobrze wspomagają koalescencję rozproszonych substancji ropopochodnych.

Średnica zbiornika była równa $D = 280$ mm, zaś jego napełnienie przy badanym wydatku $Q = 0,11$ dm³/s wynosiło $H = 467$ mm. Kubatura obiektu (po odliczeniu objętości wyposażenia wewnętrznego) była równa $V = 28,0$ dm³.

Znacznik (wodny roztwór rodaminy WT) wprowadzano za pomocą plastikowej strzykawki do przewodu dopływowego, zaś jego stężenie mierzono w sposób ciągły w przewodzie odpływowym za pomocą fluorymetru CYCLOPS-7.



Rys. 20. Przykładowe rozkłady odpływowego stężenia znacznika dla modelu separatora substancji ropopochodnych (rys. 19)

Przykładowe wyniki dla wydatku $Q = 0,11$ dm³/s pokazano na rys. 20, wraz z rozkładem obliczonym dla modelu przepływu tłokowego (w danych warunkach zachodziło $t_{ps} = 255$ sekund). Analiza rezultatów prowadzi tu do niemalże takich samych konkluzji,

jakie wyciągnięto w poprzednim przykładzie, przy czym stopień rozbieżności między przebiegiem zjawiska a modelem tłokowym jest tu jeszcze większy. Wynika to najwyraźniej z faktu, że tym razem rozważono model ruchu przestrzennego, w którym strumienie początkowy i końcowy są skupione (ze względu na niewielką średnicę przewodów tranzytowych), co skutkuje większą skłonnością przepływu do wytwarzania z jednej strony przebiecia hydraulicznego, zaś z drugiej – do powstawania martwych stref. Tak na marginesie, nawet bez przeprowadzania bliższej dyskusji zagadnienia nasuwa się wniosek, że w reaktorach zasilanych strumieniami skupionymi celowe jest stosowanie różnego rodzaju przegród i ścianek, rozpraszających takie strumienie.

Natomiast odnosząc się do obu przedstawionych przykładów, dochodzi się do konkluzji, że omówione poprzednio modele typu racjonalnego rzeczywiście dostarczają bardzo obszernej informacji o funkcjonowaniu reaktorów. Jest ona co prawda okupiona większą pracochłonnością i kosztochłonnością, lecz wobec niskiego stopnia dokładności modelu tłokowego dla większości interesujących nas zjawisk [46], walory modeli racjonalnych są bardzo istotne.

3.8. Metody uproszczone

3.8.1. Uwagi ogólne

Generalnie rzecz biorąc, dynamiczną i funkcjonalną charakterystykę reaktorów przepływowych można wyznaczyć metodami teoretycznymi, rozwiązując odpowiednie równania fizyki matematycznej (par. 3.2 oraz 3.3), lub też metodami empirycznymi (par. 3.7), przy czym te ostatnie nadają się tylko do obiektów już istniejących, lub ich reprezentatywnych modeli.

Pierwsze z tych podejść jest złożone pod względem matematycznym, zaś drugie – czasochłonne i kosztowne. W szczególności dotyczy to ich wersji pełnych, możliwie najszerzej opisujących przebieg zjawiska. Nie bez znaczenia jest też fakt, że omawiane metody nie są jak dotychczas zbyt szeroko stosowane w inżynierii środowiska, co łatwo stwierdzić, dokonując przeglądu tematycznej literatury.

Jest więc zrozumiałe, że w praktyce istotną rolę odgrywać tu będą metody uproszczone. Gama czynników i aspektów, określających różne kategorie tych uproszczeń, jest bardzo szeroka. Ważną jej część już omówiliśmy, przedstawiając w par. 3.2 oraz 3.7 uproszczone wersje równań transportu masy i pędu. Wiele takich metod zapewne jeszcze powstanie, w miarę upowszechniania się badań znacznikowych. W dalszym ciągu tego paragrafu przedstawione zostaną dwie możliwości z tego zakresu. Pierwsza dotyczy podejścia empirycznego, zaś druga – teoretycznego.

3.8.2. Objętościowy i powierzchniowy czas zatrzymania masy w układzie

Krzywa końcowego stężenia znacznika $c_K(t)$ opisuje sposób transformacji impulsu wejściowego podczas przepływu przez reaktor (rys. 10). W ogólnym przypadku uwzględnia ona ruch masy we wszystkich trzech kierunkach wnętrza układu przepływowego, toteż wyznaczony na tej podstawie czas zatrzymania można określić mianem „objętościowego”. Jego określenie metodą empiryczną wymaga zachowania szczególnej staranności przy wprowadzaniu znacznika (tak, aby został on równomiernie rozprowadzony w przekroju wlotowym), jak też przy pomiarach stężenia w przekroju odpływowym, aby było ono miarodajne dla wartości średniej $c_K(t)$.

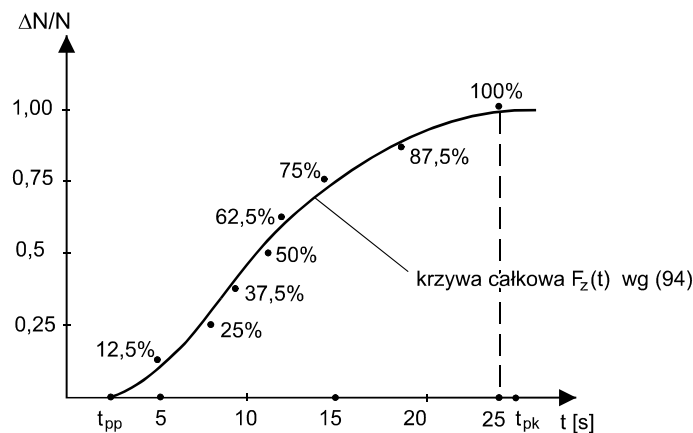
Tymczasem wśród rozważanych tu obiektów można wyróżnić obszerną klasę reaktorów, w których przepływ odbywa się ze swobodną powierzchnią, a pionowa zmienność pola prędkości jest stosunkowo niewielka. Dla takich układów pojawia się interesująca możliwość uproszczonego wyznaczenia zewnętrznej krzywej rozkładu czasu zatrzymania (78), bazująca na obserwacji ruchu zespołu pływaków, przemieszczających się wzdłuż swobodnej powierzchni wypełniającego reaktor medium, od przekroju początkowego, do końcowego. Stwarza to podstawę do wyznaczenia „powierzchniowego” czasu zatrzymania.

Można tu zaproponować różne procedury realizacji tej koncepcji, lecz jako zasadę można przyjąć jednoczesne umieszczenie w chwili $t = 0$ we wlotowym przekroju reaktora zespołu N pływaków (patrz par. 3.7.2 oraz rys. 15). Muszą one być dobrze widoczne i łatwe do identyfikacji (na przykład pomalowane jaskrawą farbą). Momenty docierania kolejnych pływaków do przekroju końcowego można zarejestrować na przykład kamerą, umożliwiającą pomiar upływu czasu. Zaznaczając na wykresie czasy dotarcia do wylotu poszczególnych ułamków ogólnej liczby pływaków, możemy wyrównać otrzymany układ punktów gładką krzywą. Jest ona z definicji całkowym wykresem zewnętrznej krzywej rozkładu czasu zatrzymania:

$$F_Z(t) = \int_0^t E_Z(t) = \frac{dF_z(t)}{dt}, \quad (94)$$

toteż funkcję $E_z(t)$ możemy uzyskać drogą różniczkowania wyznaczonej zależności:

$$E_z(t) = \frac{dF_z(t)}{dt}. \quad (95)$$



Rys. 21. Krzywa całkową czasu zatrzymania dla metody powierzchniowej

W praktyce można je wykonać jedną z metod numerycznych [63], a otrzymawszy potrzebny wykres – przejść do omówionej już procedury. Przeprowadzone badania laboratoryjne wykazały [42], że metoda ta daje wyniki obarczone dość znacznym błędem (rzędu 25% różnicy między „objętościowym” a „powierzchniowym” modalnym czasem zatrzymania). Jednakże jest ona tak prosta, że niekiedy może stanowić pożyteczną alternatywę względem podejścia dokładnego, szczególnie dla układów względnie regularnych (na przykład dla rzek [23]).

3.8.3. Aproksymacja „trójkątna”

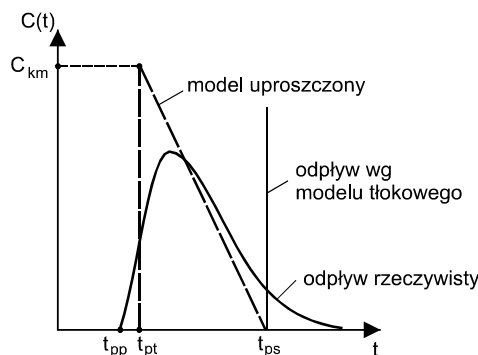
Ta z kolei metoda dotyczy podejścia teoretycznego. Bazuje ona na pewnych prawidłowościach, cechujących krzywe $c_K(t)$. Otóż ich punkty początkowe, wyznaczone przez czas t_{pp} (rys. 10) odpowiadają stosunkowo krótkim odcinkom czasu. Oznacza to, że pierwsze porcje masy docierają do odpływu ze sporą prędkością, która jednak nie może przekroczyć maksymalnej prędkości w przekrojach skrajnych. Tak więc dobrym oszacowaniem wartości t_{pp} może być czas t_{pt} , wyznaczony przez iloraz miarodajnego dystansu L_m (na przykład długości reaktora prostopadłościennego, lub promienia reaktora cylindrycznego) oraz średniej arytmetycznej z prędkości dopływowej i odpływowej:

$$t_{pk} \approx t_{pt} = \frac{2L_m}{V_o + V_K}. \quad (96)$$

Drugą istotną przesłanką jest tu wyraźnie szybki wzrost stężenia $c_K(t)$ od wartości $t = t_{pp}$ do wartości modalnej, a następnie – stosunkowo łagodny jego spadek z upływem czasu.

I wreszcie kolejna prawidłowość – czas przepływu średni według modelu tłokowego t_{ps} jest z reguły na tyle długi, że przed jego upływem system opuszcza przeważająca część masy znacznika (rys. 18, 20). Tym samym można przyjąć oszacowanie górne:

$$t_{pp} \approx t_{ps} = \frac{V}{Q}. \quad (97)$$



Rys. 22. Zasada modelu „aproxymacji trójkątnej”

Te trzy przesłanki pozwalają rozważyć możliwość zastąpienia rzeczywistego rozkładu $c_K(t)$ przez wykres o charakterze trójkąta prostokątnego, usytuowany jak na rys. 22. Niezbędną do tego maksymalną wartość stężenia c_{km} można obliczyć z warunku wiążącego całkowitą masę znacznika M_C z masą obliczoną dla rozkładu uproszczonego:

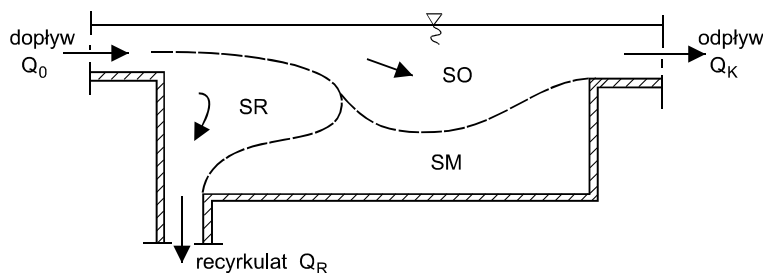
$$M_C = \frac{1}{2} c_{km} Q (t_{ps} - t_{pt}). \quad (98)$$

Aproksymacja taka stanowi bez wątpienia grube przybliżenie sytuacji rzeczywistej, lecz otrzymuje się ją w bardzo prosty sposób. Stopień trudności formalnej niewiele przekracza tu poziom modelu tłokowego, zaś – jak pokazują próby jego zastosowania [52] – daje całkiem zachęcające rezultaty, choć wymaga dalszych badań oraz dopracowania szczegółów na poziomie aplikacyjnym.

Reaktory rozdzielające strumień płynu

4.1. Schemat funkcjonalny reaktora rozdzielającego

Omawiany typ reaktora reprezentowany tutaj będzie przez schemat hydrauliczny, przedstawiony na rys. 2a. Jeżeli chodzi o jego znaczenie techniczne w obiektach inżynierii sanitarnej, to w pierwszej kolejności odpowiada on **osadnikowi wtórnemu**, z którego pobiera się **osad powrotny**, zawracany do komór napowietrzania w metodzie osadu czynnego [13, 16]. Bardzo często jest on też stosowany w układach **złóż biologicznych**, i to w zróżnicowanych konfiguracjach (jedno- lub dwustopniowych, z osadnikiem pośrednim lub bez niego) [8]. Pobór recyrkulatu występuje również w niektórych wersjach urządzeń flotacyjnych [21], a jako element **recyrkulacji wewnętrznej** – na przykład w obiektach metody osadu czynnego, pracujących z denitryfikacją wstępną [25].



Rys. 23. Schemat podstawowych stref reaktora rozdzielającego
(SO – strefa odpływu medium, SR – strefa odpływu recyrkulacyjnego, SM – martwa strefa)

Ze względu na tak szerokie pole zastosowań, obejmujące przecież także rozliczne instalacje przemysłowe, nie będziemy w dalszym ciągu rozważać indywidualnych realizacji tego procesu, lecz jedynie zajmiemy się wspólnym dla kategorii reaktorów rozdzielających sposobem wyznaczania charakterystyki funkcjonalnej. Ta, uzupełniona zaleceniami indywidualnymi, tworzy narzędzie służące do projektowania obiektów nowych i badania pracy układów już istniejących.

Zwróćmy uwagę, że pobór recyrkulatu (o wydatku Q_R) w omawianych reaktorach dokonywany jest w sposób wymuszony, co wobec określonego przez warunki zasilania dopływu Q_0 jednoznacznie określa wydatek odpływowy Q_K . Jest to konieczne ze względu na potrzeby technologiczne (chodzi głównie o kwestię istnienia możliwości regulacji wydatku Q_R), a o tyle wygodne, że uwalnia projektanta od potrzeby podejmowania trudnego problemu kształtowania obiektu w sposób zapewniający niezbędny stopień rozdziału, co ma miejsce w urządzeniach o działaniu samoczynnym [55]. Tym niemniej, wyznaczenie roz-

kładu pola prędkości we wnętrzu reaktora jest rzeczą bardzo istotną, jak już bowiem wiemy (rozd. 3), wpływa ono w zasadniczym stopniu na efektywność urządzenia.

Rozważając w pierwszej kolejności możliwość zastosowania przedstawionych poprzednio podstawowych możliwości opisu charakterystyk funkcjonalnych dla reaktorów rozdzielczych, możemy praktycznie wykluczyć model przepływu tłokowego. Jak już sygnalizowaliśmy, sam fakt występowania rozdziału strumienia cieczy we wnętrzu reaktora uniemożliwia zastosowanie tego modelu z powodów czysto formalnych. Jest bowiem tak, że kluczowymi dla przepływu tłokowego wielkościami są wydatek Q oraz kubatura reaktora V , które zgodnie z (67) pozwalają obliczyć średni czas przebywania masy w układzie t_{ps} . Możemy ten wskaźnik jednoznacznie wyznaczyć dla reaktora o przepływie postępowym (rozd. 1), lecz nie ma takiej możliwości dla reaktorów rozdzielczych, co schematycznie ilustruje rys. 23. Jak widać tam, we wnętrzu tego typu obiektu wytwarzają się w ogólnym przypadku trzy strefy – odpływu medium (SC), odpływu recyrkulatu (SR) i obszary o słabej intensywności przepływu („martwe strefy” SM). Suma ich objętości jest z definicji równa objętości całego reaktora:

$$V = V_0 + V_R + V_M. \quad (99)$$

Gdyby nawet przyjąć, że wobec znanych wydatków charakterystycznych:

$$Q_0 = Q_K + Q_R \quad (100)$$

miarodajne czasy „cząstkowych przepływów tłokowych” (obliczanych osobno dla przepływu głównego Q_K i dla recyrkulatu Q_R) zdefiniowane są przez ilorazy odpowiednich kubatur i wydatków, to poszczególne objętości (V_0 , V_R oraz V_M) nie są znane z góry, a ich obliczenie wymaga uprzedniego wyznaczenia pola prędkości, co nie jest zadaniem prostym, nie mówiąc o wykazanej już niskiej dokładności modelu tłokowego.

Także model przepływu z idealnym mieszaniem nie może tu być zastosowany, bowiem wymaga on z definicji homogenizacji zawartości układu. Tym samym skład chemiczny i własności obu strumieni (Q_K i Q_R) byłyby identyczne, wobec czego konstruowanie dwóch oddzielnych urządzeń odpływowych (nawet gdyby istniała potrzeba rozdziału strumienia medium) byłoby niecelowe. Dużo bowiem prościej osiągałoby się ten cel w przewodzie odpływowym.

Tak więc pozostaje w rozważanym przypadku wykorzystanie metody typu racjonalnego, przy czym ze względu na specyfikę przedmiotowych urządzeń nie można tu ograniczyć się do bezpośredniego wykorzystania już omówionych procedur, opracowanych dla reaktorów o przepływie postępowym, zaś niezbędna jest jej adaptacja. Jej omówieniu dla reaktorów rozdzielających poświęcony jest niniejszy rozdział.

4.2. Uwagi o weryfikacji modeli obliczeniowych

Istotą weryfikacji jest porównanie wyników symulacji przebiegu rozważanego zjawiska w interesującym nas układzie, dokonanej za pomocą wybranego modelu obliczeniowego, z rezultatami obserwacji tego przebiegu. Może ona być przeprowadzona ze zróżnicowaną dokładnością, podczas pracy rzeczywistego obiektu, obiektu podobnego, lub jego modelu laboratoryjnego, lecz zawsze stanowi o stopniu wiarygodności modelu obliczeniowego (matematycznego).

Zakres niezbędnej weryfikacji jest uzależniony od stopnia zgodności modelu z rzeczywistymi cechami rozważanego procesu. Trzeba przy tym pamiętać, że takiemu spraw-

dzeniu dokładności podlegać muszą zarówno aspekty fizykalne, jak też stosowane procedury rozwiązywania równań, tworzących model obliczeniowy. Jest to szczególnie ważne wtedy, gdy stosujemy metody przybliżone, a w szczególności – numeryczne, co oznacza, że ten etap weryfikacji należy realizować bardzo starannie.

W każdej chyba grupie zagadnień można mówić o pewnym ciągu modeli. W przypadkach najdokładniejszych, o najwyższym poziomie wiarygodności teoretycznej, można ograniczyć się do bardzo skróconej procedury weryfikacyjnej, a w niektórych sytuacjach nawet z niej zrezygnować. Jednakże w przypadkach modeli uproszczonych należy przeprowadzić ją bardzo starannie. W szczególności dotyczy to modeli typu „czarna skrzynka” [29], dla których weryfikacja stanowi wręcz warunek uruchomienia obliczeń.

Rozważana tu kategoria modeli matematycznych, pozwalających na wyznaczenie funkcjonalnej charakterystyki reaktorów przepływowych, utworzona jest z czterech składowych. Stanowią je:

- model przebiegu reakcji, dany krzywą szybkości redukcji (lub wzrostu) stężenia każdego z rozważanych reagentów $r(t)$, opisany relacją typu (20);
- model opisujący pole prędkości przepływu medium przez reaktor (podstawowe kategorie tego modelu opisano w par. 3.3);
- model opisujący pole stężenia każdej z rozważanych substancji (pkt 3.2.3), a w konsekwencji określający rozkład stężenia końcowego $c_K(t)$ dla substancji niepodlegających przemianom, zdefiniowany zależnością (70);
- procedura wyznaczania łącznej efektywności reaktora, w ramach której funkcję $c_K(t)$ przelicza się według (82) na funkcję $c_{Kr}(t)$, co pozwala zgodnie z (83) obliczyć r_{ef} .

Pierwszy z tych elementów może podlegać empirycznej weryfikacji tylko w takich sytuacjach, gdy jesteśmy w stanie uprzednio sformułować wiarygodny model teoretyczny. Z natury rzeczy będą to raczej przypadki proste i typowe. Natomiast w realnych zadaniach wyznaczenie krzywej $r(t)$, czy też zastępczo stałych szybkości dla każdej z reakcji k_{ij} , będzie sprowadzało się do empirycznej identyfikacji odpowiednich przebiegów funkcyjnych oraz/albo wartości parametrów tych funkcji.

Drugi z kolei element modelu może i powinien być przedmiotem klasycznej weryfikacji doświadczalnej. Z pewnością jest to etap kosztowny i czasochłonny, gdyż wymaga przeprowadzenia lokalnych pomiarów wektora prędkości przynajmniej w kilku punktach obiektu lub jego modelu. Podobnie rzecz się ma z rozkładem stężenia, przy czym o ile pole prędkości oblicza się, uwzględniając geometryczną charakterystykę obiektu oraz opis działających nań wymuszeń, to dokładność opisu pól stężenia substancji rozproszonych uzależniona jest także od dokładności, z jaką wyznaczono rozkłady prędkości. Oznacza to, że nie należy spodziewać się takiej samej dokładności dla obu tych wielkości fizycznych (kryteria dla stężenia muszą być łagodniejsze, niż dla prędkości). To samo dotyczy funkcji $c_K(t)$, która powstaje w wyniku dodatkowego przeliczenia rozkładu $c_{Rk}(t)$, według (70).

Warto zwrócić uwagę, że omówione uwarunkowania stanowią często przesłankę do rezygnacji z przeprowadzania podnoszącej koszt prac projektowych weryfikacji elementów pośrednich. W szczególności dotyczy to pola stężenia. Skoro bowiem w omawianej procedurze kluczowe znaczenie ma funkcja $c_K(t)$, to właśnie dokładności jej wyznaczenia należy poświęcić najwięcej uwagi. Tym bardziej, że w empirycznej wersji omawianej metody stanowi ona, wraz z relacją $r(t)$, kompletny zestaw informacji, pozwalający na określenie efektywności reaktora r_{ef} .

A jeśli chodzi o tę ostatnią wartość, to jej empiryczna weryfikacja także należy do kłopotliwych, bowiem wymaga przeprowadzenia pomiarów w warunkach ciągłej pracy obiektu, podczas której zachodzić muszą wszystkie rozważane procesy jednostkowe.

Jak więc widać, proces pełnego sprawdzenia przedmiotowej procedury obliczeniowej jest złożony, czasochłonny i kosztowny. W ujęciu praktycznym będzie się on z reguły sprowadzał do:

- empirycznej identyfikacji funkcji $r(t)$;
- empirycznej weryfikacji funkcji $c_K(t)$.

4.3. Wyznaczenie pola prędkości płynu w reaktorze rozdzielającym

4.3.1. Dobór modelu

Decyzja dotycząca wyboru równań, opisujących pole prędkości płynu w reaktorze, zawsze musi uwzględniać indywidualne cechy rozważanego problemu, których z natury rzeczy nie sposób omówić generalnie. Można natomiast odnieść się w ujęciu ogólnym do wspólnych aspektów procesu obliczeniowego. Należą do nich oczekiwany poziom fizycznej zgodności modelu z rzeczywistym obiektem oraz poziom dokładności obliczeń (prawie zawsze wykonywanych numerycznie, z użyciem maszyn liczących).

Pierwsza z tych kwestii jest przedmiotem rozważań hydromechaniki, a potrzebne tutaj zależności zostały omówione w par. 3.3. Podkreślono tam problem uwzględniania ewentualnych zmian gęstości. Gęstość mediów roboczych w wielu systemach przepływowych, choć różna od gęstości czystego płynu nośnego (z reguły wody lub powietrza), nie ulega znacznym zmianom w przestrzeni. W szczególności dotyczy to reaktorów, których zawartość poddawana jest homogenizacji. Istotne zmiany gęstości mogą natomiast występować w urządzeniach służących do separacji zawieszin (piaskowników, osadników, flotowników...).

Przy wyznaczaniu charakterystyki reaktora omawianą tu metodą znacznikową można spodziewać się pewnego specyficznego efektu. Mianowicie wpływ ewentualnego zróżnicowania gęstości (połączony zresztą ze skutkiem działania dyfuzji) w warunkach ciągłego przepływu medium będzie różnił się od tego wpływu w sytuacji, gdy we wnętrzu układu będzie przemieszczać się impulsowo wprowadzona dawka znacznika. Wynika to z faktu, że w tym drugim przypadku przed i za „obłokiem” znacznika znajdować się musi medium niezawierające tej substancji (która znajdowałaby się tam w warunkach ciągłego zasilania reaktora substancją o stałych własnościach). Wpływ ten pojawi się zapewne zarówno w badaniach laboratoryjnych, jak i na etapie obliczeń. Aby go zminimalizować, należałoby zastosować równania ruchu cieczy o zmiennej gęstości, a pomiary prowadzić w warunkach naturalnych. Trzeba jednak zaznaczyć, że zagadnienie to nie zostało jak dotąd całkowicie rozstrzygnięte, gdyż omawiana tu metoda nie stanowi jeszcze rutynowego narzędzia pracy inżyniera. Z pewnością efekt ten stanowi jeden z czynników, obniżających dokładność metody.

Drugi z wymienionych czynników – dokładność obliczeń – również stanowi odrębne zagadnienie specjalistyczne, a jego omawianie w tym miejscu byłoby tym bardziej niecelowe, że w praktyce omawianie wybranych układów równań odbywa się za pomocą oprogramowania komercyjnego. Należy uznać, że jego wytwórcy dbają o minimalizację błędów rachunkowych (choć przed przystąpieniem do właściwej pracy wskazane jest przeprowadzenie obliczeń testowych), natomiast praktyczne znaczenie ma łączny koszt stosowanego oprogramowania (z uwzględnieniem wymogów dotyczących jakości maszyny liczącej). Jeżeli wymagana jest wysoka dokładność obliczeń, a zespół rozwiązujący problem spodziewa się podejmowania wielu podobnych zadań, celowe jest zainwestowanie w sprzęt

i oprogramowanie większej kwoty. Gdy jednak możliwości amortyzacji ewentualnych nakładów są ograniczone, a także nie ma kompetentnego podwykonawcy zadania, wskazane jest ograniczenie się do narzędzi uproszczonych.

W dalszym ciągu tej pracy w prezentowanych przykładach jako zasadę przyjęto więc wybór modeli prostych. Jeżeli bowiem uda się uzyskać atrakcyjne rezultaty i przekonać potencjalnego użytkownika do akceptacji prezentowanych możliwości w wersji mniej dokładnej, to tym pewniej zastosuje on je w wariancie bardziej rozbudowanym.

Celem przykładowej prezentacji omawianej tu metody przeprowadzono obliczenia dla układu przepływowego, który funkcjonalnie odpowiada osadnikowi wtórnemu, pracującemu w systemie obiektów metody osadu czynnego. Jest to praktycznie ten sam obiekt, który przedstawiono już przy omawianiu reaktorów pracujących bez recyrkulacji (rys. 17a). Różnica polega jedynie na tym, że uruchomiono tu odpływ strumienia recyrkulatu Q_R , zaś obok pomiarów stężenia znacznika (patrz par. 4.5) wykonano także obliczenie pól prędkości i koncentracji substancji rozpuszczonej.

Uwzględniając przedstawione uwarunkowania, jako model opisujący pole prędkości płynu przyjęto równanie biharmoniczne (58). Jest ono na tyle proste formalnie, że jego rozwiązanie nie stwarza istotnych trudności, a jednocześnie z dobrą do celów technicznych dokładnością opisuje zjawisko (przykładowo – patrz rys. 6).

4.3.2. Formułowanie zagadnienia

Aby rozwiązać problem techniczny, opisany równaniami fizyki matematycznej, należy go uprzednio sformułować. Wymaga to zestawienia trzech grup informacji, a mianowicie:

- charakterystyki geometrycznej układu i jego własności;
- zamkniętego układu równań (w szczególnym przypadku jest to jedno równanie);
- warunków granicznych.

Pierwsza z wymienionych pozycji ma o tyle nadrzędny charakter, że określona jest przez indywidualne cechy zadania, którego rozwiązanie stanowi uzasadnienie dla podjęcia pracy. W mającym służyć tu za przykład obiekcie, kształt układu pokazano schematycznie na rys. 17a. Ze względu na jego regularność, można zastosować model płaski pionowy. Medium przepływającym przez obiekt jest czysta woda, do której jako impuls znacznika wprowadzano dawkę wodnego roztworu rodaminy WT o objętości 100 ml i stężeniu $0,20 \text{ g/dm}^3$ (otrzymaną poprzez rozpuszczenie 5 ml roztworu fabrycznego RWT w $5,0 \text{ dm}^3$ wody). Stężenie to gwarantowało brak efektów konwekcyjnych (związanych ze zmianą gęstości zabarwionej cieczy), czyli pozwalało na przyjęcie stałej gęstości medium.

Wybór równań, opisujących pole prędkości, jest związany głównie z charakterem rozważanego zjawiska oraz z oczekiwanym poziomem dokładności rozwiązania. W mniejszym natomiast stopniu zależy od geometrii obiektu. W tym przypadku wykorzystano fakt, że układ przepływowy stanowi pionowa warstwa wody o stałej miąższości $B = 0,385 \text{ m}$, w której warunki zasilania pozwalają przyjąć dwuwymiarowy i dwukierunkowy model przepływu [32], dla którego składowe prędkości określa funkcja prądu (55), opisana wspomnianym już w punkcie 4.3.1 równaniem biharmonicznym (58).

Trzeci z elementów każdego z zagadnień fizyki matematycznej w zasadniczym stopniu określony jest przez matematyczne cechy zastosowanych równań. W rozważanym przypadku przepływ jest ustalony w czasie, toteż z warunków granicznych należy sformułować tylko warunki brzegowe (warunek początkowy jest tu zbędny).

Wobec faktu, że równanie biharmoniczne (58) jest zależnością czwartego rzędu typu eliptycznego [7], musimy na obwodzie obszaru określić dwie informacje – będą to wartość funkcji prądu oraz jej pochodna normalna do brzegu:

$$\psi(\text{na brzegu obszaru}) = \psi_{\text{dane}}, \quad (101)$$

$$\frac{\partial \psi}{\partial n}(\text{na brzegu obszaru}) = \left(\frac{\partial \psi}{\partial n} \right)_{\text{dane}}. \quad (102)$$

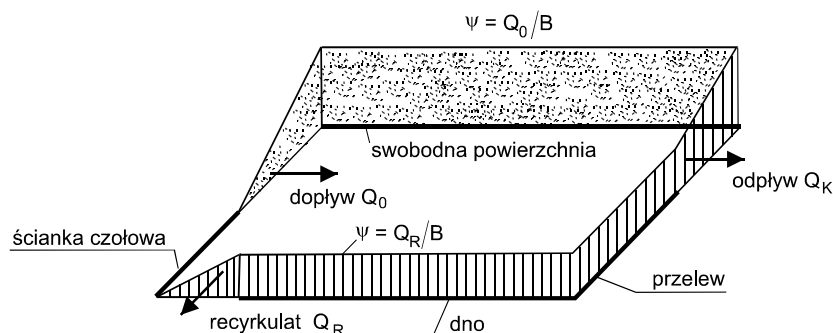
Jeśli chodzi o pierwszy z nich, możemy go wyznaczyć w klasyczny sposób [32], korzystając z następujących przesłanek:

- wartość funkcji prądu jest stała wzdłuż każdego odcinka tworzącej obwód ścianki, między kolejnymi przekrojami wlotowymi oraz/albo wylotowymi;
- różnica wartości tej funkcji dla dwóch dowolnych linii prądu jest równa wydatkowi strumienia medium, płynącego między tymi liniami, podzielonemu przez miąższość warstwy płynu (w tym przypadku równą $B = 0,385$ m);
- zmiana wartości funkcji prądu między skrajnymi punktami przekroju wlotowego lub wylotowego jest określona przez profil prędkości w tym przekroju; najczęściej przyjmuje się tu profile prostokątne, co odpowiada liniowej zmianie funkcji prądu na tym odcinku.

Przyjmijmy wobec powyższego na jednym odcinku brzegu obszaru minimalną wartość funkcji prądu równą zero, jako wartość maksymalną po przeciwnej stronie przyjmując:

$$\psi_m = Q/B. \quad (103)$$

Schematyczny wykres warunku brzegowego (101) w układzie aksonometrycznym pokazano na rys. 24.



Rys. 24. Warunek brzegowy dla równania (58) i reaktora przedstawionego na rys. 17a

Z kolei drugi z warunków brzegowych (relacja 102) można sprecyzować dzięki dwóm informacjom fizycznym. Chodzi tu o:

- zerową prędkość cieczy przylegającej do nieruchomej ścianki sztywnej;
- prostopadłe usytuowanie strumienia dopływowego i odpływowego względem odpowiednich przekrojów reaktora (brak poprzecznej składowej prędkości).

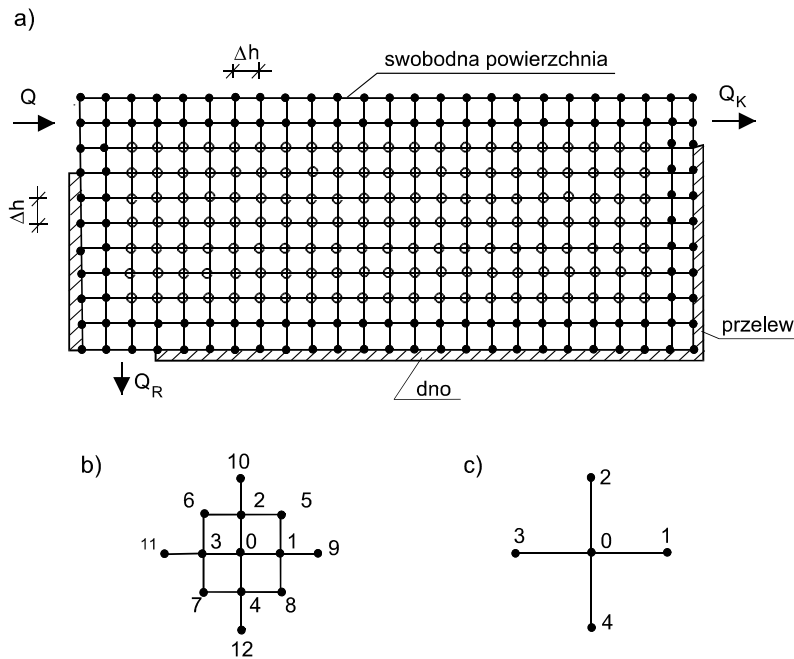
Pozwala to napisać, że:

$$\frac{\partial \psi}{\partial n} (\text{na brzegu obszaru}) = 0 \quad (104)$$

4.3.3. Zasada numerycznego rozwiązywania równań ruchu

Numeryczne rozwiązywanie równań fizyki matematycznej jest złożoną i rozbudowaną dziedziną matematyki stosowanej (np. [7, 63]). Opracowanie odpowiednich procedur i systemów obliczeniowych jest na tyle pracochłonne i kosztowne, że podejmując wysiłki w tym zakresie, niemal zawsze czyni się to z myślą o zapewnieniu możliwości wielokrotnego wykorzystywania tworzonych oprogramowania komputerowego. W ten sposób powstają systemy komercyjne (jak już wspomniano, przy wyższym poziomie ogólności – kosztowne).

Sytuacja taka sprzyja tym użytkownikom, którzy zainteresowani są rozwiązywaniem problemów należących do kategorii typowych. Przynosi to jednak także pewne skutki negatywne. W szczególności, słabnie znajomość teorii rachunku numerycznego wśród specjalistów, zajmujących się przedmiotową problematyką. Może to zmniejszać ich otwartość na tworzenie systemów nietypowych. Tymczasem istotnym elementem prezentowanej tu metodyki jest możliwość wykorzystywania modeli uproszczonych. Tak więc w dalszym ciągu tego punktu, nieco uwagi poświęcone będzie aspektom numerycznym.



Rys. 25. Numeryczne rozwiązywanie przykładu z rys. 17a
(a – dyskretyzacja obszaru, b – węzeł obliczeniowy dla równania biharmonicznego,
c – węzeł obliczeniowy dla równania transportu masy)

Ze względu na regularny kształt rozważanych tu obiektów, do obliczeń przykładowych (rys. 17, 24) zastosowano podejście z kategorii metody różnic skończonych [7]. Prostokątny obszar obliczeniowy zastąpiono kwadratową siatką numeryczną (rys. 25a). Uwzględniając charakter warunków brzegowych (101, 102), wyróżniono dwie warstwy węzłów zewnętrznych – leżących bezpośrednio na brzegu obszaru (dla których wartości funkcji prądu określa się z relacji (103), jak na rys. 24), oraz warstwy węzłów przylegających do brzegu (dla których wartość funkcji prądu opisuje relacja (104)). Węzły brzegowe zaznaczono na rys. 25 czarnymi punktami, pozostałe węzły (wewnętrzne) zaznaczając punktami białymi.

Algebraiczną aproksymację równania biharmonicznego (58) uzyskano zgodnie z podstawowymi zasadami metody różnic skończonych, wykorzystując tak zwana „gwiazdę trzynastopunktową” (rys. 25b), co pozwoliło napisać następującą formułę obliczeniową:

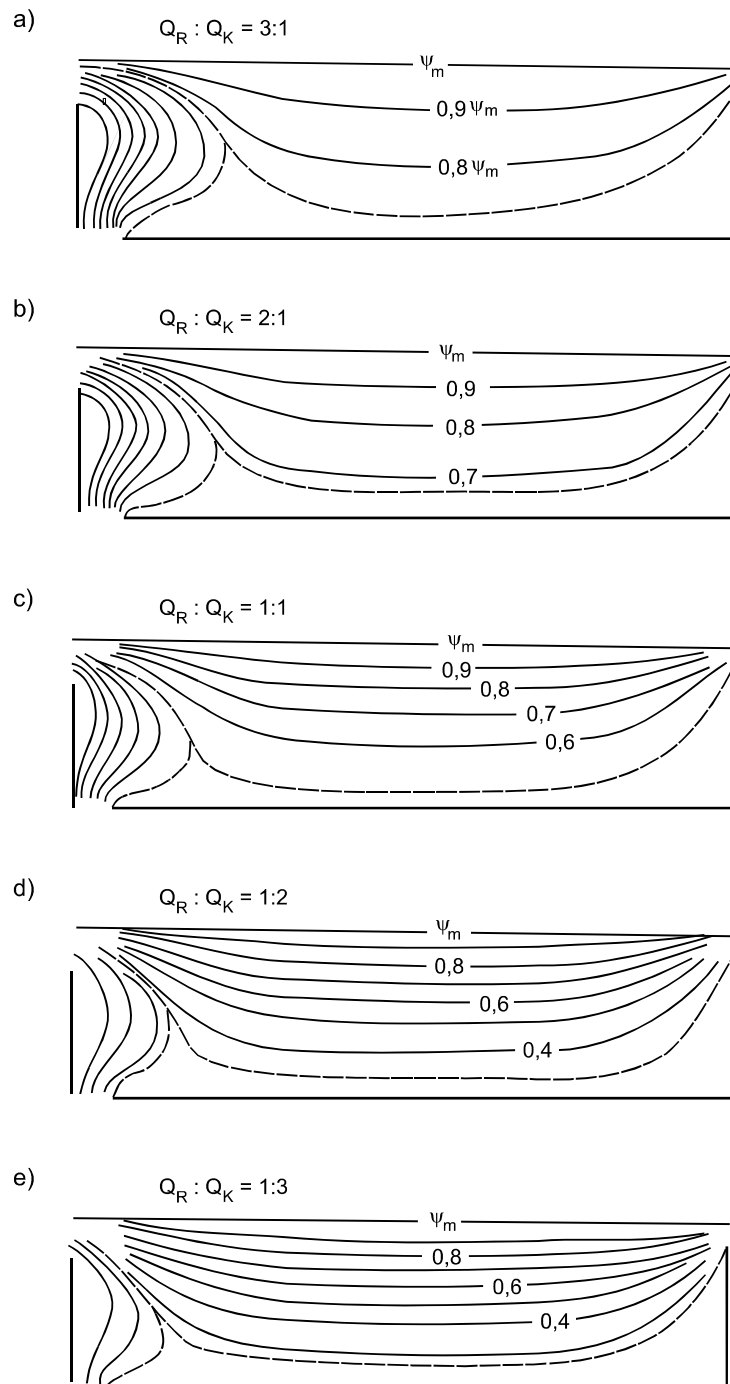
$$\psi_0 = [8(\psi_1 + \psi_2 + \psi_3 + \psi_4) - 2(\psi_5 + \psi_6 + \psi_7 + \psi_8) - (\psi_9 + \psi_{10} + \psi_{11} + \psi_{12})] / 20. \quad (105)$$

Umożliwia ona wyznaczenie funkcji prądu w węzłach siatki metodą iteracyjną. Przyjmuje się tu pierwsze przybliżenie tej funkcji w węzłach wewnętrznych (rys. 25a), a następnie sukcesywnie je koryguje, aż do momentu, gdy dwa kolejne przybliżenia będą się od siebie różniły o odpowiednio małą wartość (przyjętą uprzednio jako oczekiwana dokładność iteracji). Równania eliptyczne (do których należy rozważana tu zależność) nie sprawiają przy rozwiązywaniu taką metodą specjalnych trudności. Po wyznaczeniu funkcji prądu, zgodnie z relacjami (55) oblicza się składowe wektora prędkości, potrzebne do rozwiązania równania transportu znacznika.

Omawiane tu zadanie przykładowe (rys. 17a) rozwiązano zgodnie z przedstawionymi w poprzednich punktach warunkami i procedurą obliczeniową. Otrzymane w rezultacie przebiegi linii prądu pokazano na rys. 26. Obliczenia wykonano dla względnych wartości funkcji prądu (czyli odniesionych do wartości maksymalnej), wobec czego zachodzi tu $\psi_m = 1$. Jest to bardzo dogodne podejście, a umożliwia je postać równania biharmonicznego (58). Dzięki niemu można bowiem operować jednym układem linii prądu dla jednej proporcji Q_R/Q_K , konkretne wartości tych wydatków podstawiając dopiero wtedy, gdy potrzebne są wartości składowych prędkości (czyli z reguły podczas rozwiązywania równania transportu masy substancji rozpuszczonej).

Otrzymane rozkłady linii prądu wykazują przebieg logiczny, zgodny z oczekiwaniami, nawet bez bliższej analizy ich wartości (rys. 23). Na rys. 26 widać, że w miarę zmiany proporcji obu wydatków składowych, wyraźnie zmienia się miąższość każdego z pęków linii prądu. W przypadku dominującej recyrkulacji (patrz par. 2.1), wyniki te w czytelny sposób obrazują możliwość wystąpienia przebicia hydraulicznego między wlotem a przekrojem odpływu recyrkulatu, które bardzo niekorzystnie wpłynęłoby na technologiczne efekty pracy obiektu (bowiem wtedy chemiczny skład recyrkulatu niewiele różniłby się od składu medium dopływającego do osadnika, co pod znakiem zapytania stawiałoby celowość procesu recyrkulacji).

Co więcej, otrzymane wyniki można tym bardziej uznać za wiarogodne, że model biharmoniczny także w innych przypadkach wykazywał swą dobrą zgodność z polem przepływu rzeczywistego (patrz także rys. 6 oraz [18, 35, 39, 48]).



Rys. 26. Przykładowe przebiegi linii prądu w osadniku wtórnym dla różnych proporcji wydatku recyrkulacji do wydatku głównego

4.4. Obliczenie krzywej stężenia końcowego w reaktorze rozdzielającym

4.4.1. Wybór modelu

W złożonych modelach zjawisk fizycznych lub procesów technicznych każdy następny etap jest uzależniony od wyników etapów poprzednich. Także i w tym przypadku model transportu substancji rozproszonej (znanika) w dużym stopniu wynika z przyjętego sposobu wyznaczania pola prędkości. Uwzględniając dotychczasowe ustalenia, jako równanie opisujące dwuwymiarowy transport masy w pionowej warstwie o stałej miąższości $B = 0,385$ m wybrano równanie (27). Pole prędkości wyznaczono tu za pomocą funkcji prądu (pkt 4.3.4), zgodnie z definicją (55), a funkcję źródłową pominięto ($Z = 0$).

4.4.2. Formułowanie zagadnienia

Równanie (27) ma charakter paraboliczny. Wobec ustaleń dokonanych dla równań ruchu (pkt 4.3.2), pozostaje tu tylko określenie warunków granicznych.

Jako warunek początkowy, zgodnie z faktycznym przebiegiem procesu, przyjęto przepływ czystej wody, bez znacznika, co pozwala napisać:

$$c_0(x, y, t = 0) = 0. \quad (106)$$

Jeżeli chodzi o warunek brzegowy, to dla przekroju wlotowego określa go rozkład „impulsu technicznego”, stanowiącego model nagłego wprowadzenia znacznika (wodny roztwór rodaminy WT), realizowany w opisany już sposób (pkt 3.7.4, rys. 18). Z kolei wzdłuż ścianki sztywnej, a więc nieprzepuszczalnej dla substancji rozpuszczonej, mamy oczywisty warunek Neumanna [53]:

$$\frac{\partial c}{\partial n} = 0. \quad (107)$$

Najtrudniej jest sformułować warunek brzegowy wzdłuż przekroju odpływowego. Stężenie znacznika (które mogłoby tam określać warunek Dirichleta) jest w tym miejscu właśnie poszukiwaną informacją, nieznaną, podobnie jak dyfuzyjny strumień masy (występujący w warunku Neumanna). Aby rozwiązać ten problem, w takiej sytuacji powszechnie przyjmuje się uproszczony warunek brzegowy [70], wyrażony również relacją (107).

Przed przystąpieniem do rozwiązania zadania, pozostaje jeszcze określenie wartości współczynników dyspersji K_L i K_T , które zgodnie z (32, 33, 34) opisują aktualne współczynniki transportu K_{ij} , występujące w równaniu (27). Jak już wspomniano, w wersji klasycznej oblicza się je wzorami Eldera. Trzeba jednak pamiętać, że podane w wersji (28, 29) współczynniki liczbowe przyjmują według różnych badaczy bardzo zróżnicowane wartości, toteż ich dobór wywiera znaczny wpływ na dokładność obliczeń. Jest to, podobnie jak wspomniany problem przybliżonego określenia warunku brzegowego dla strumienia odpływowego (107), strukturalna wada istniejących modeli transportu substancji rozproszonej. Są te wady konsekwencjami braku pełnej teorii dyfuzji burzliwej oraz dyspersji [53]. W związku z tym dobrze jest w miarę możliwości poddać wartości współczynników dyspersji identyfikacji empirycznej, korzystając z ewentualnie dostępnych informacji o przebiegu zjawiska (choćby nawet w ograniczonym zakresie). W dalszym ciągu pierwsze przybliżenie dla tych współczynników obliczono wzorami (28, 29).

4.4.3. Zasada numerycznego rozwiązywania równania transportu masy znacznika

W mocy pozostają tu uwagi ogólne, które przedstawiono w punkcie 4.3.3. Jeśli chodzi o różnice dotyczące szczegółowej procedury, to w pierwszej kolejności odnoszą się one do dyskretyzacji równań. W tym przypadku rozważamy równanie paraboliczne [5]. Dla aproksymacji pochodnych przestrzennych przyjęto tu klasyczną „gwiazdę pięciopunktową” (rys. 25c), a pochodną stężenia względem czasu zastąpiono różnicą przednią:

$$\frac{\partial c}{\partial t} \approx \frac{c(t + \Delta t) - c(t)}{\Delta t} \quad (108)$$

Oznacza to, że równanie (27) rozwiązano za pomocą schematu jawnego. Jest on mniej korzystny niż schematy niejawne. Jednakże, zgodnie z przyjętą zasadą, wszystkie obliczenia przykładowe wykonywane są tu możliwie najprostszymi metodami, aby pokazać, że nawet w takim ujęciu proponowana metoda prowadzi do rezultatów mających znaczne walory praktyczne.

4.4.4. Wyniki przykładowych obliczeń stężenia końcowego

W ramach prezentowanego przykładu (rys. 17a) wyznaczono stężenia końcowe znacznika dla przekroju odpływowego $c_{KK}(t)$ oraz dla odpływu recyrkulatu $c_{KR}(t)$. Obliczono je zgodnie z relacją (70), po uprzednim określeniu zmiennego w czasie pola stężenia, odzwierciedlającego przemieszczanie się znacznika we wnętrzu reaktora.

Przyjęto wydatek:

$$Q_0 = Q_K + Q_R = 1,48 \text{ dm}^3/\text{s} \quad (109)$$

Głębokość strumienia była równa $H = 0,27$ m, co przy szerokości $B = 0,385$ m dawało promień hydrauliczny:

$$R_H = BH/(B + 2H) = 0,112 \text{ m} \quad (110)$$

Uwzględniając materiał modelu (szklane ścianki boczne oraz dno z lakierowanej sklejkki), przyjęto współczynnik Manninga $n = 0,009$. Przy prędkości średniej:

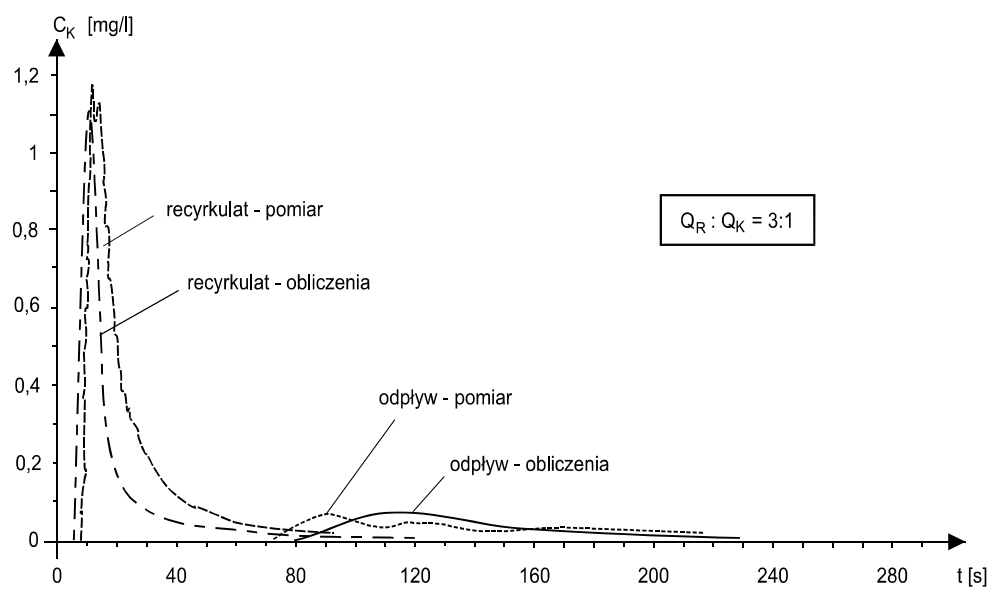
$$v = Q_0/(BH) = 0,014 \text{ m/s} \quad (111)$$

bazowe współczynniki dyspersji według (28, 29) są równe:

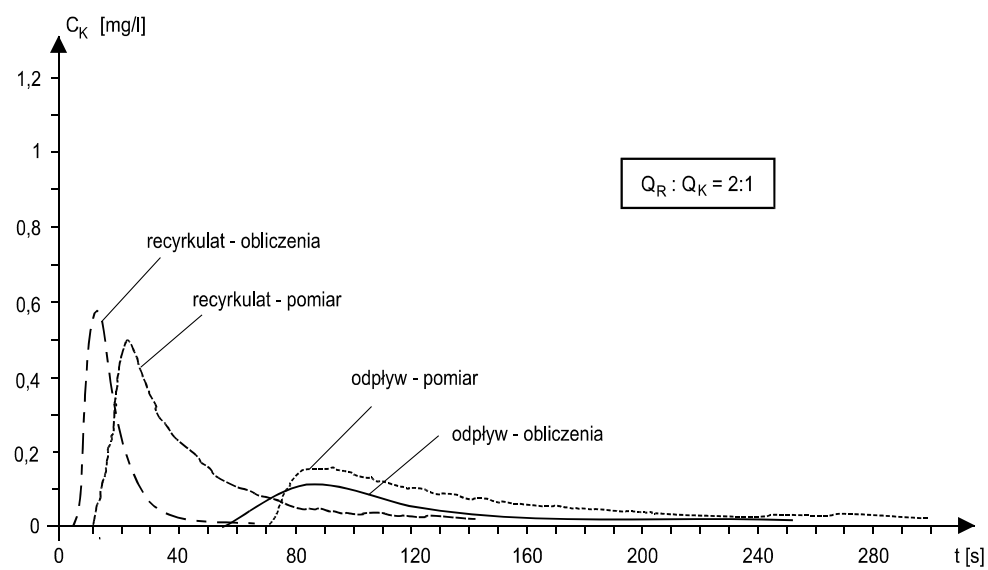
$$K_L = 0,0013 \text{ m}^2/\text{s} \quad , \quad K_T = 0,00005 \text{ m}^2/\text{s} \quad (112)$$

Ich aktualne wartości w poszczególnych węzłach siatki numerycznej obliczano na bieżąco, zgodnie z relacjami (32, 33, 34).

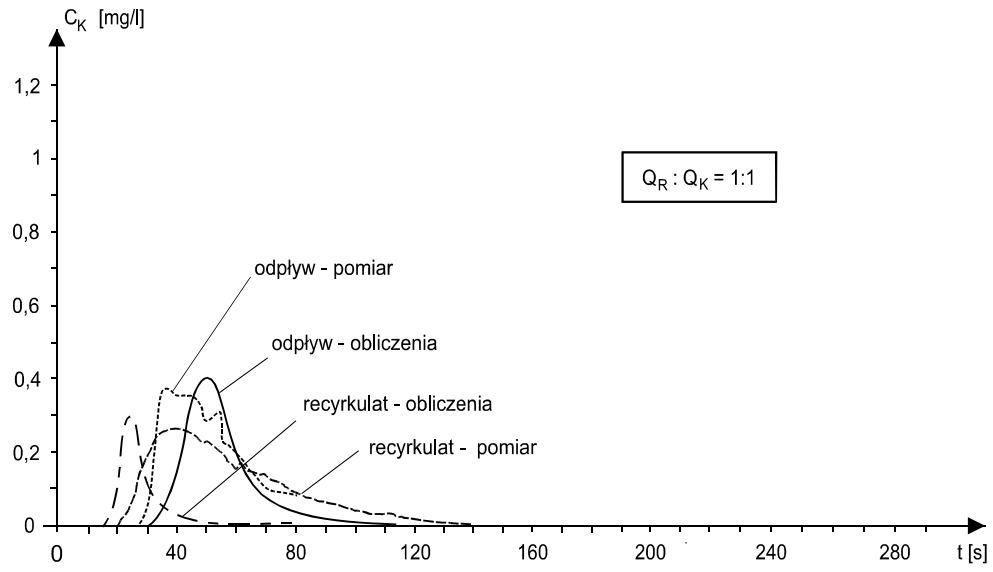
Otrzymane wyniki przedstawiono na rys. 27–31, dla kolejnych proporcji wydatków Q_R/Q_K , odpowiadających poszczególnym układom linii prądu na rys. 26. Zostaną one przedyskutowane nieco dalej, po przedstawieniu wyników badań laboratoryjnych.



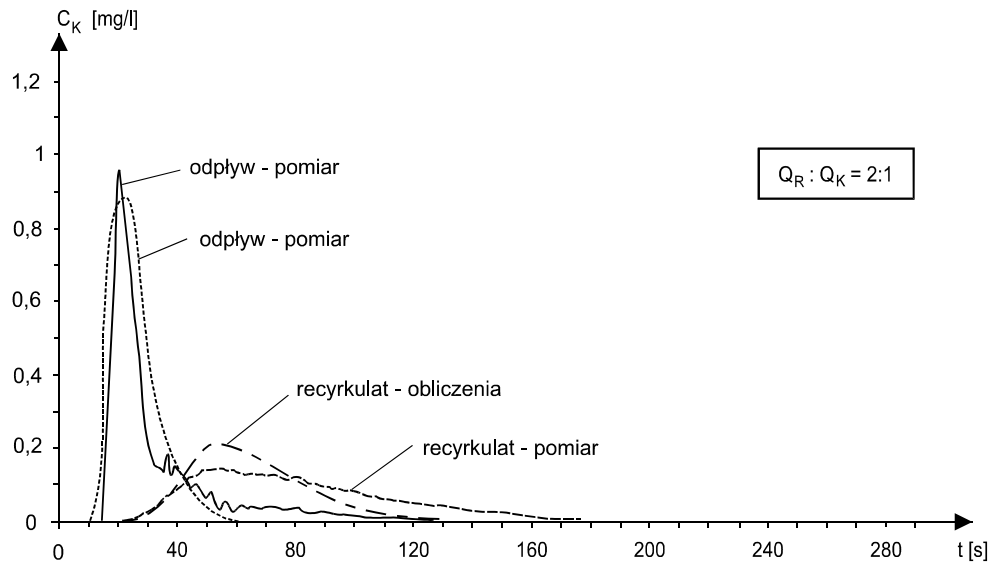
Rys. 27. Końcowe rozkłady stężenia znacznika w cieczy odpływającej oraz w recyrkulacie ($Q_R : Q_K = 3:1$)



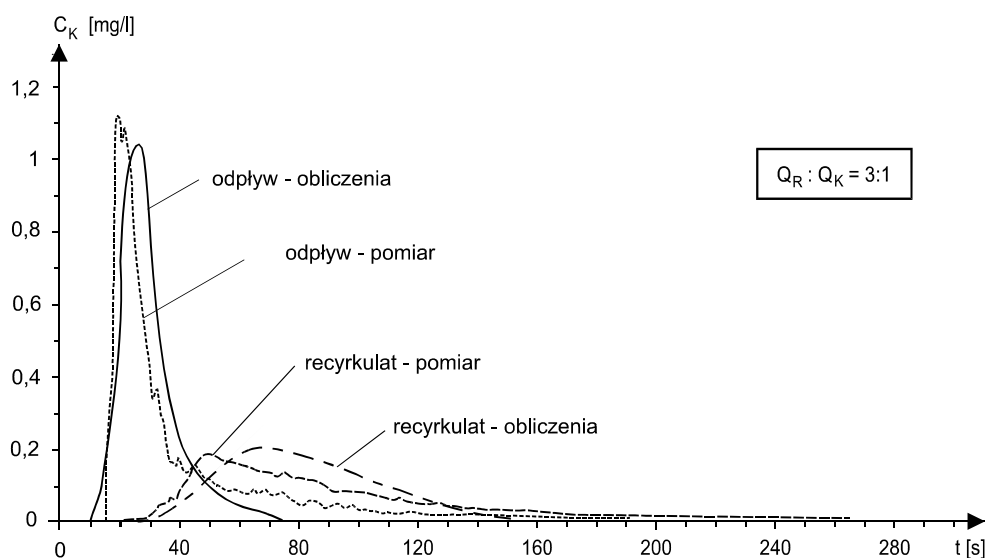
Rys. 28. Końcowe rozkłady stężenia znacznika w cieczy odpływającej oraz w recyrkulacie ($Q_R : Q_K = 2:1$)



Rys. 29. Końcowe rozkłady stężenia znacznika w cieczy odpływającej oraz w recyrkulacie ($Q_R : Q_K = 1:1$)



Rys. 30. Końcowe rozkłady stężenia znacznika w cieczy odpływającej oraz w recyrkulacie ($Q_R : Q_K = 1:2$)



Rys. 31. Końcowe rozkłady stężenia znacznika w cieczy odpływającej oraz w recyrkulacji ($Q_R : Q_K = 1:3$)

4.5. Empiryczna weryfikacja modelu obliczeniowego

4.5.1. Zakres i wyniki pomiarów

Charakterystyka stanowiska badawczego omówiona została w poprzednich paragrafach tego rozdziału, a sposób wykonywania pomiarów stężenia znacznika – w punkcie 3.7.4 (rys. 17). Ze względu na zachodzący w układzie rozdział strumienia cieczy, do pomiarów stężenia końcowego wykorzystano dwie identyczne sondy fluorymetryczne CYCLOPS-7. Dla każdego z wariantów pomiar wykonywano pięciokrotnie, a wyniki uśredniano.

Rezultaty otrzymane dla danych odpowiadających przykładowi obliczeniowemu (pkt 4.4.4) pokazano na rys. 27–31, na tle teoretycznie wyznaczonych wykresów funkcji $c_{RK}(t)$ oraz $c_{KK}(t)$.

4.5.2. Dyskusja wyników

Zestawienie zmierzonych oraz obliczonych rozkładów stężenia znacznika w cieczy wypływającej z reaktora i w recyrkulacji, pokazane na rys. 27–31, bez wątpienia pozwala na pozytywną ocenę stopnia zgodności obu tych podejść (empirycznego i teoretycznego).

Jak można było oczekiwać, najlepszą zbieżność wyników otrzymuje się dla przypadków skrajnych – gdy dominuje albo tranzyt (1:3), albo recyrkulacja (3:1). Co prawda, ilościowe miary zgodności porównywanych przebiegów, wyrażone jako procentowy udział różnicy wskaźników zmierzonych i obliczonych, podzielony przez wartość zmierzoną, trudno z punktu widzenia tradycyjnej metodyki badań laboratoryjnych uznać za więcej niż dobre. Mamy tu bowiem:

— średnią różnicę czasów pojawienia się znacznika:	
– na przelewie odpływowym	– 17,0%;
– w przekroju odpływu recyrkulatu	– 35,0%;
— średnią różnicę czasów pojawienia się maksymalnego stężenia znacznika:	
– na przelewie odpływowym	– 20,7%;
– w przekroju odpływu recyrkulatu	– 31,7%;
— średnią różnicę maksymalnych stężeń znacznika:	
– na przelewie odpływowym	– 15,3%;
– w przekroju odpływu recyrkulatu	– 6,3%.

Jak widać, generalnie rzecz biorąc, uzyskuje się tu lepszą zgodność wartości maksymalnych stężenia znacznika (średni błąd jest rzędu 10%), natomiast gorzej wygląda czasowa koordynacja pojawienia się charakterystycznych punktów (czoło i maksymalna wartość stężenia „fali” znacznika), dla których średni błąd jest rzędu 25%.

Tym niemniej, trzeba pamiętać, że:

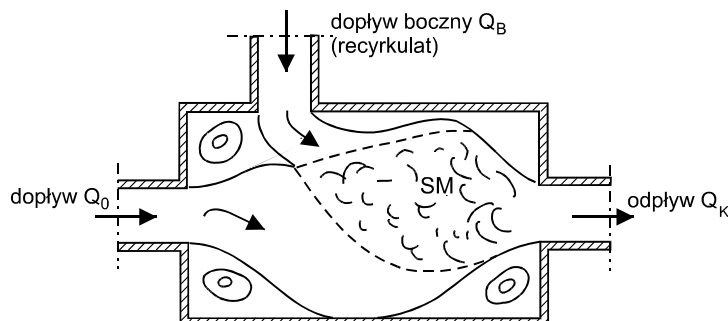
- omówiony przypadek ma charakter przykładowej prezentacji proponowanej metody, a nie systematycznych badań problemu technicznego;
- na każdym etapie obliczeń zastosowano najprostsze metody i oszacowania; zwiększenie dokładności modeli etapowych z pewnością poprawi ostateczną dokładność wyników;
- w przypadku reaktorów recyrkulacyjnych nie można zastosować modelu tłokowego, więc zaprezentowane podejście nie ma racjonalnej alternatywy.

Do pozytywnych wniosków prowadzi też ogólna ocena jakościowa otrzymanych rezultatów, tak dla podejścia teoretycznego, jak i empirycznego. Analizując wykresy pokazane na rys. 27–31, dostrzega się bowiem bardzo wyraźną prawidłowość, towarzyszącą zmianie proporcji natężenia przepływów składowych. Mianowicie, w miarę spadku natężenia przepływu recyrkulatu, czemu odpowiada wzrost wydatku cieczy odpływającej przelewem końcowym, obserwuje się odpowiedni spadek stężenia znacznika w strumieniu słabszym, jak też jego późniejsze pojawianie się w odpowiednim przekroju odpływowym. W przypadku równej intensywności obu strumieni (recyrkulacyjnego i odpływowego) odpowiednie krzywe zajmują zbliżone położenia (choć jednocześnie wykazują najgorszy stopień zgodności wyników obliczeń z pomiarami – rys. 29). Jest to wniosek logiczny i zgodny z dyskusją fizykalnych aspektów zjawiska, przeprowadzoną w poprzednich rozdziałach.

Reaktory łączące strumienie płynu

5.1. Schemat funkcjonalny reaktora łączącego

Miejsce rozważanej tu kategorii obiektów wśród reaktorów recyrkulacyjnych wskazuje szkic na rys. 2b. Ich zastosowania praktyczne w znacznym stopniu określone są przez funkcje odpowiednich reaktorów rozdzielających (rozd. 4), jak na przykład klasyczny system osadu czynnego. Gdy jednak strumień obiegowy zawracany jest do nurtu głównego w odcinkach przewodów tranzytowych (jak na przykład w złożach biologicznych) lub nawet nie ma on charakteru recyrkulatu (jak na przykład zawiesiny odprowadzane z osadników wstępnych, z reguły kierowane do osobnego ciągu przeróbki osadów), wtedy relacji takiej nie ma. Natomiast dołączyć tu należy reaktory, w których następuje mieszanie dwóch (lub więcej) strumieni reagentów, przy czym muszą to być strumienie o porównywalnych wydatkach, aby ich nakładanie się wywoływało wyraźne efekty dynamiczne. Gdy bowiem strumienie dopływających reagentów mają małą intensywność, wtedy nie można mówić o reaktorze typu recyrkulacyjnego, lecz o komorze homogenizacji, w której stężenie substratów wyrównuje się albo mieszacznymi mechanicznymi (zbiorniki o idealnym mieszanii), albo następuje ono wzdłuż przepływu (jak na przykład w mieszaczach labiryntowych).



Rys. 32. Schemat przepływu w reaktorze łączącym
(SM – strefa mieszania strumieni)

Reaktory łączące cechują się nieco odrębną specyfiką przepływu niż reaktory rozdzielające. O ile w tych ostatnich istnienie oddzielnych przekrojów odpływowych wymusza rozplynięcie strumienia na odpowiednie części, które często przedzielone są martwymi strefami (rys. 23), o tyle w reaktorach łączących dąży się do wymieszania strumieni składowych, aby zapewnić wzajemny kontakt zawartych w nich substratów. Zależnie od charakteru przebiegających procesów, mieszanie to staramy się wywołać jak najszybciej, lub też wy-

muszą być dopiero w z góry wybranych strefach obiektu. Z tego względu odpływ płynu recyrkulującego (a ogólniej mówiąc – dopływ boczny) może być usytuowany w różnych miejscach reaktora.

Występowanie w reaktorach łączących różnych stref przepływu powoduje, że także dla tej kategorii obiektów nie jest możliwe zastosowanie modelu przepływu tłokowego, choć z drugiej strony stopień niezgodności tego modelu z rzeczywistymi warunkami nie jest tu tak zdecydowany, jak poprzednio. Innymi słowy, jeżeli oba strumienie dopływające ulegają względnie szybkiemu rozproszeniu we wnętrzu obiektu, to można zdefiniować charakterystyczny parametr:

$$t_{ps}^? = V / (Q_0 + Q_B). \quad (113)$$

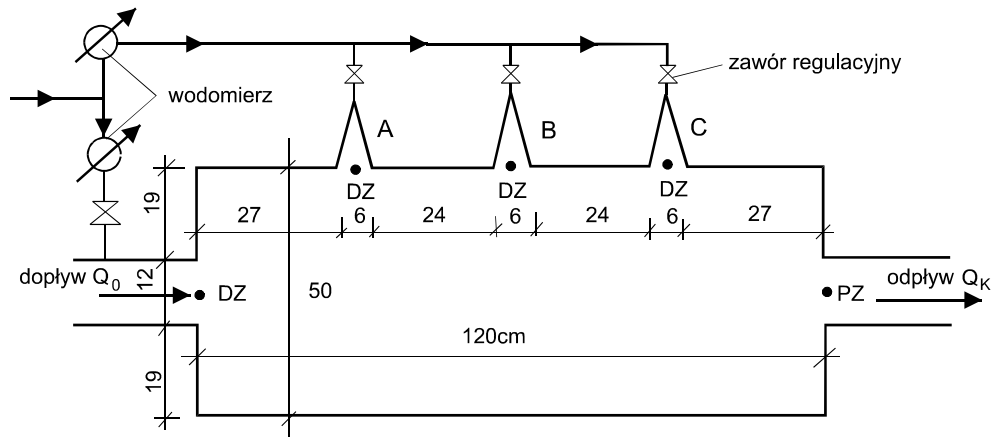
Formalnie ma on charakter czasu przepływu tłokowego, a choć stanowi bardzo grube oszacowanie czasu rzeczywistego (co symbolizuje znak zapytania, użyty w (113) jako górny indeks), to przynajmniej istnieje możliwość jego obliczenia (która nie istniała w reaktorach rozdzielających – patrz par. 4.1).

5.2. Przykładowe badanie reaktora łączącego

5.2.1. Uwagi ogólne

W rozdziale 4 zamieszczono pewną liczbę komentarzy ogólnych, które stanowiły rozwinięcie podstaw metody znaczkowej, przedstawionej w rozdziale 3 dla reaktorów pracujących bez recyrkulacji, a pozwalały na uzasadnianie decyzji szczegółowych, podejmowanych na etapie prezentacji przykładowych badań reaktora rozdzielającego. Większość z nich odnosi się również do obiektów rozważanych w tym rozdziale, toteż w dalszym ciągu możemy ograniczyć się do omówienia szczególnych aspektów badanego obiektu.

5.2.2. Charakterystyka badanego reaktora

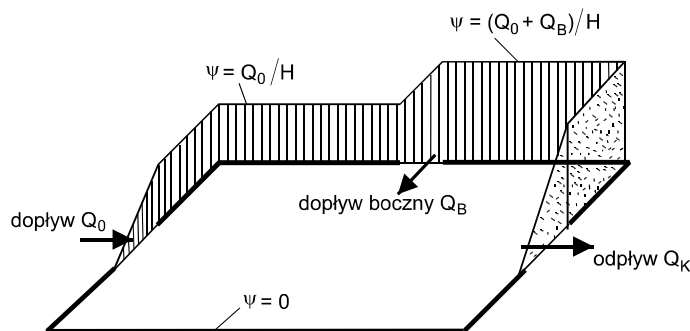


Rys. 33. Kształt przykładowego reaktora łączącego (DZ – punkt dawki znacznika, PZ – punkt pomiaru stężenia znacznika, A, B, C – warianty położenia wlotu bocznego)

Przedmiotem badań jest prostopadłościenny laboratoryjny zbiornik przepływowy, wykonany ze stali nierdzewnej. Jego kształt w planie i główne wymiary pokazano na rys. 33. W jednej z jego bocznych ścianek wykonano trzy prostokątne otwory, służące do wprowadzania recyrkulatu w trzech różnych wariantach. Stanowisko zasilano z sieci wodociągowej, poprzez układ przewodów zamkniętych, wyposażony w dwa wodomierze oraz zawory regulacyjne. Znacznik (rodamina WT) dawковано w każdej serii pomiarowej w dwóch punktach (dopływ główny i aktualnie funkcjonujący dopływ recyrkulatu) za pomocą strzykawki, a jego stężenie końcowe mierzono czujnikiem CYCLOPS-7 w przekroju odpływowym, w sposób omówiony w poprzednich rozdziałach.

5.2.3. Obliczenie pola prędkości przepływu w reaktorze

Dla zapewnienia jednorodności obliczeń przykładowych, pole prędkości przepływu w badanym reaktorze wyznaczono również za pomocą równania biharmonicznego (58). Wykorzystując warunki brzegowe (103, 104), otrzymujemy potrzebne wartości funkcji prądu na obwodzie obiektu, przedstawione aksonometrycznie na rys. 34 (przy czynnym wlocie B).

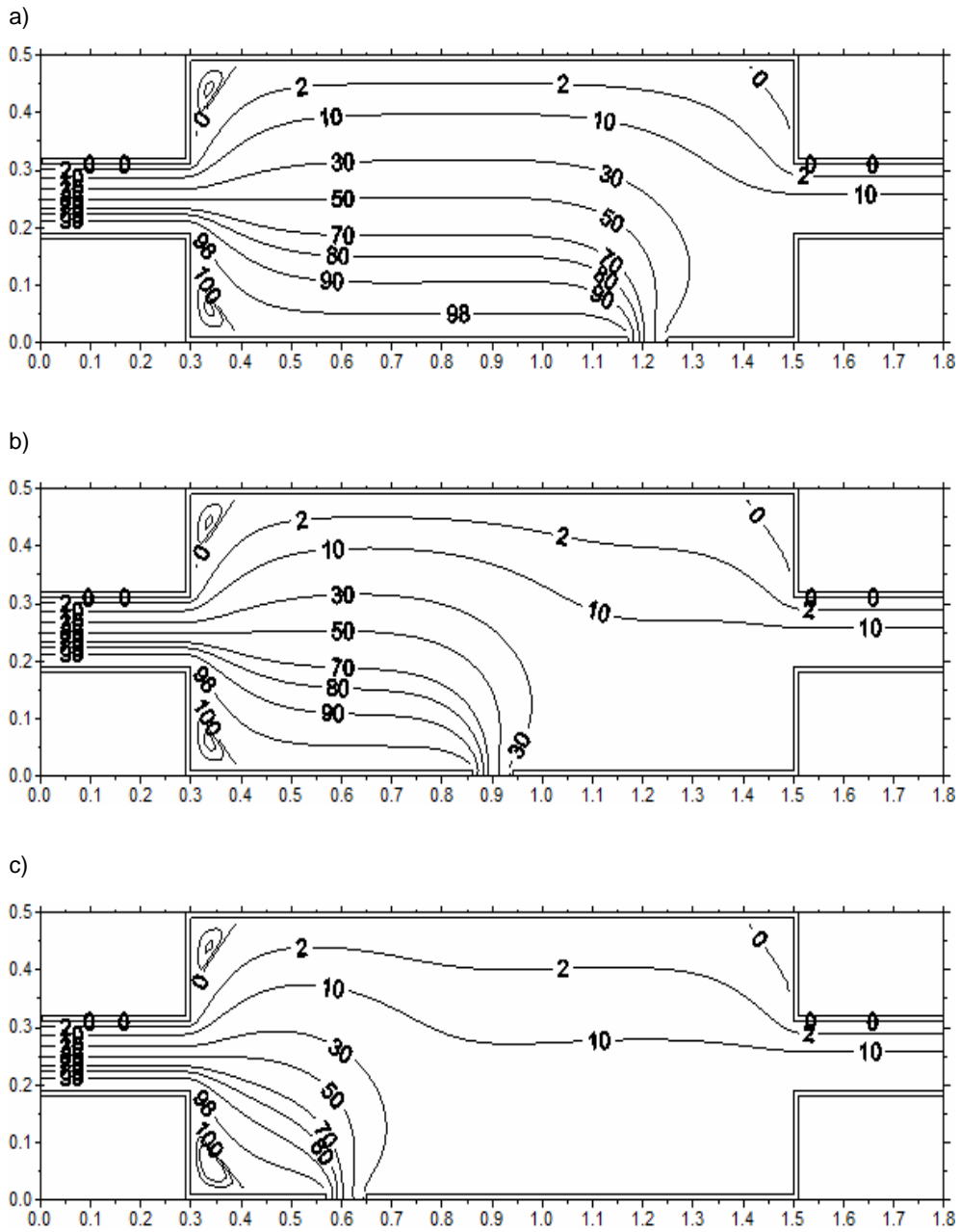


Rys. 34. Warunek brzegowy dla równania (58) i reaktora przedstawionego na rys. 33

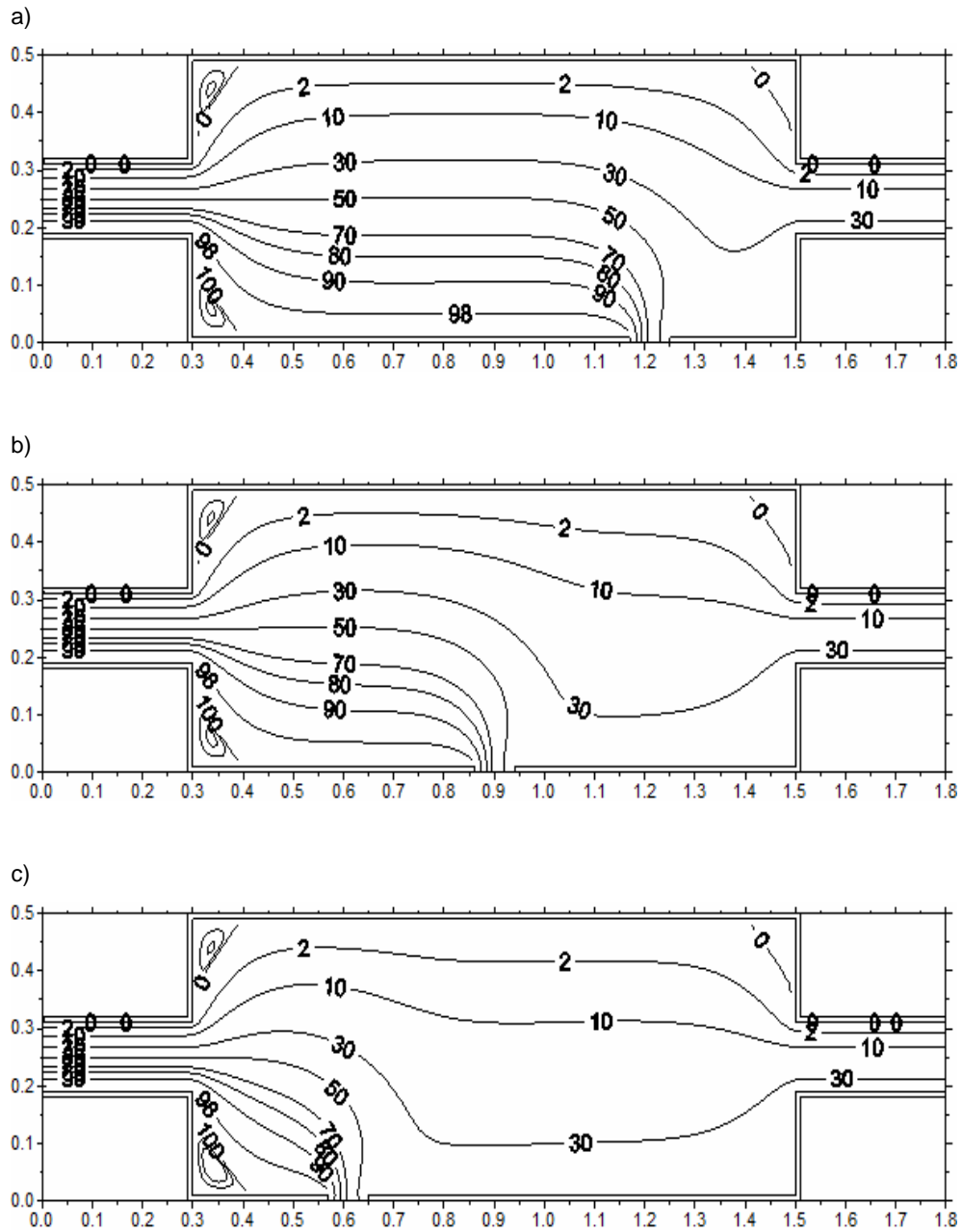
Obszar obliczeniowy pokryto kwadratową siatką numeryczną, zgodnie z zasadą pokazaną na rys. 25, a równanie różniczkowe aproksymowano relacją (105). Otrzymane w wyniku iteracyjnego rozwiązania zadania układy linii prądu przedstawiono na rys. 35–39, dla wydatku $Q_K = 0,8 \text{ dm}^3/\text{s}$. Odnoszą się one kolejno do pięciu proporcji między wydatkiem głównym Q_0 a wydatkiem bocznym Q_B , takich samych, jakie przyjęto w poprzednim przykładzie (rys. 26):

$$Q_0 : Q_B = 1 : 3, \quad 1 : 2, \quad 1 : 1, \quad 2 : 1, \quad 3 : 1. \quad (114)$$

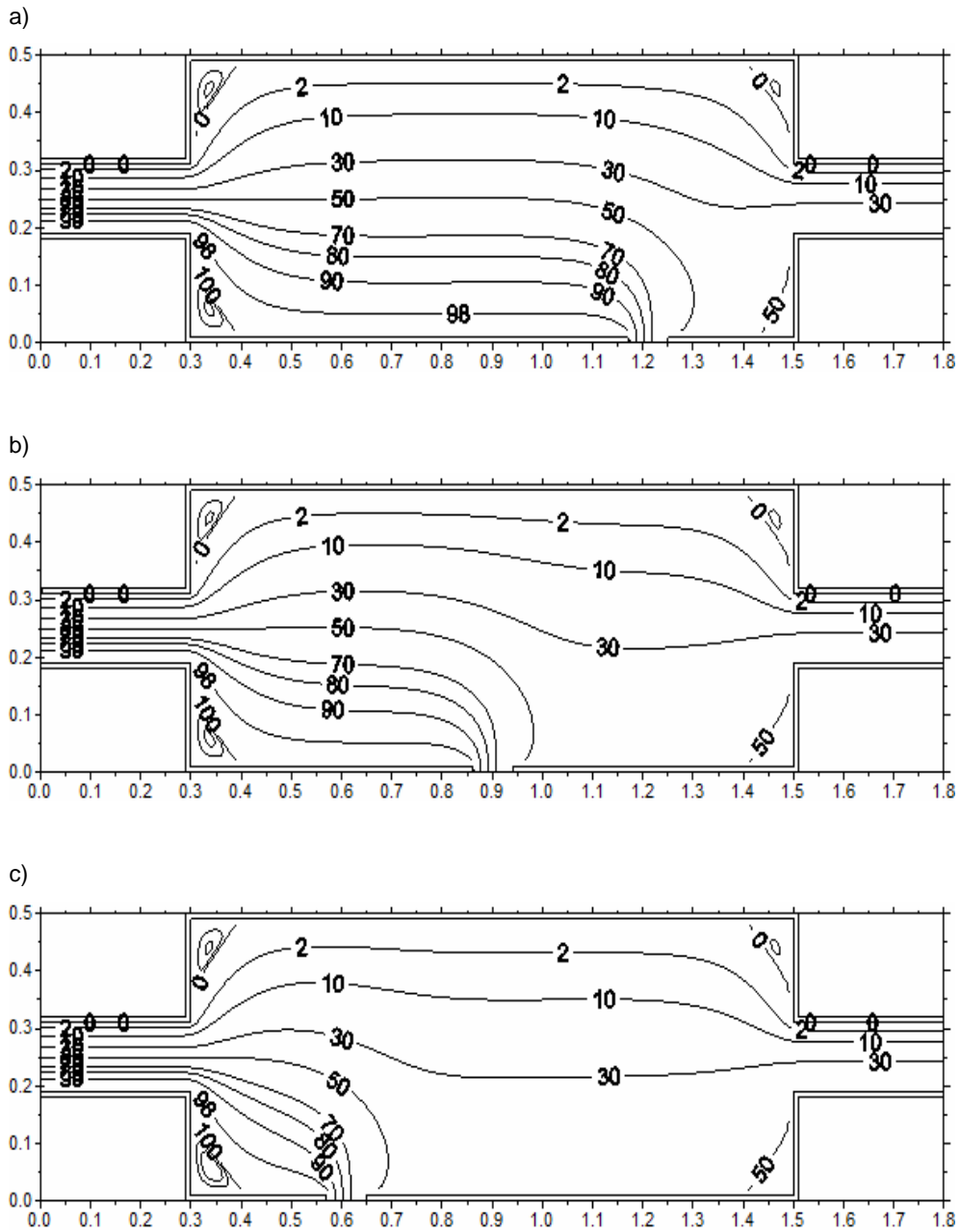
W każdym z tych przypadków obliczenia wykonano dla trzech położzeń wlotu bocznego (odpowiednio A, B oraz C – rys. 34). Chwilowy układ wektorów prędkości – rys. 40.



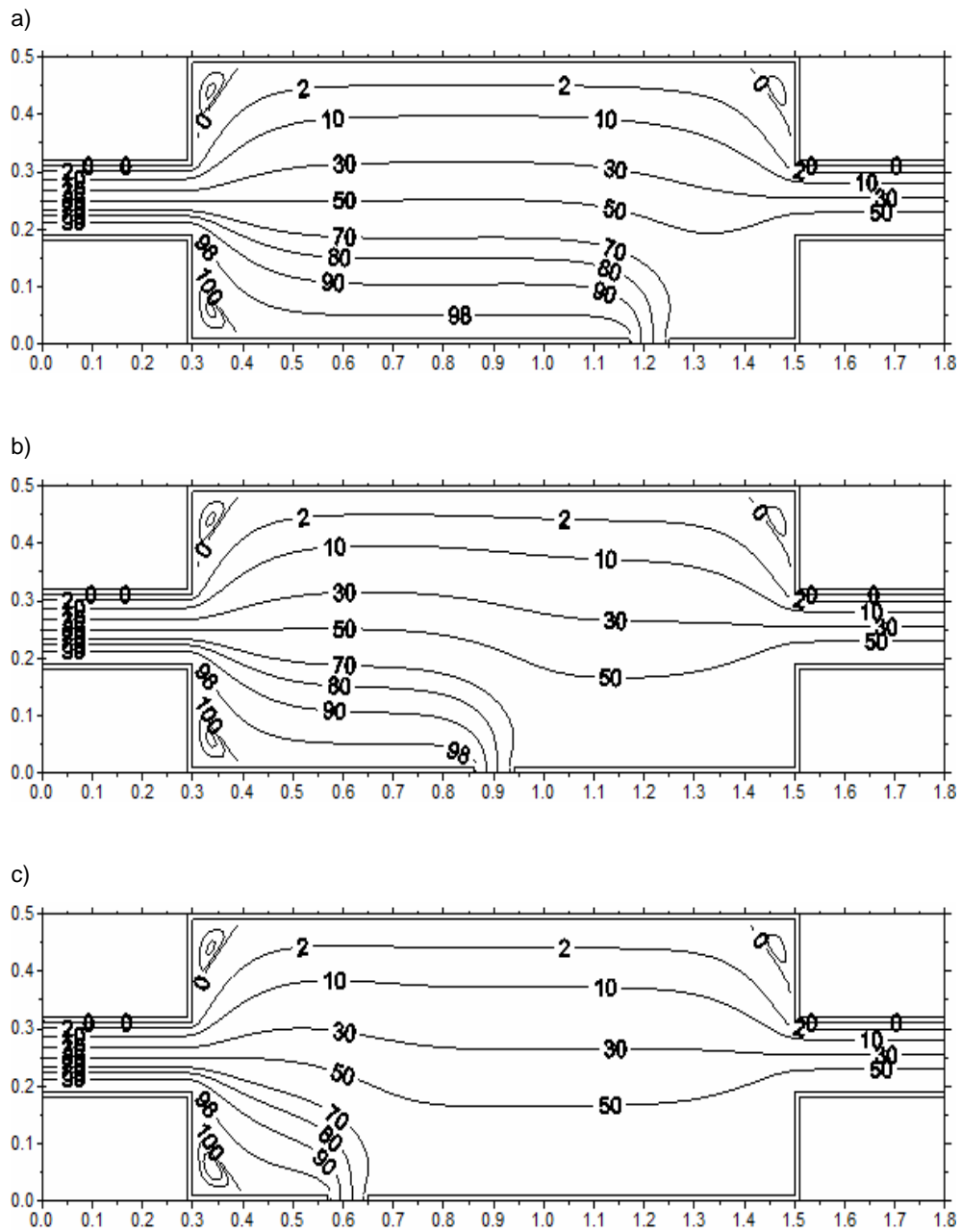
Rys. 35. Przykładowe układy linii prądu w reaktorze łączącym dla różnych położeń wlotu bocznego ($Q_0 : Q_B = 1:3$)



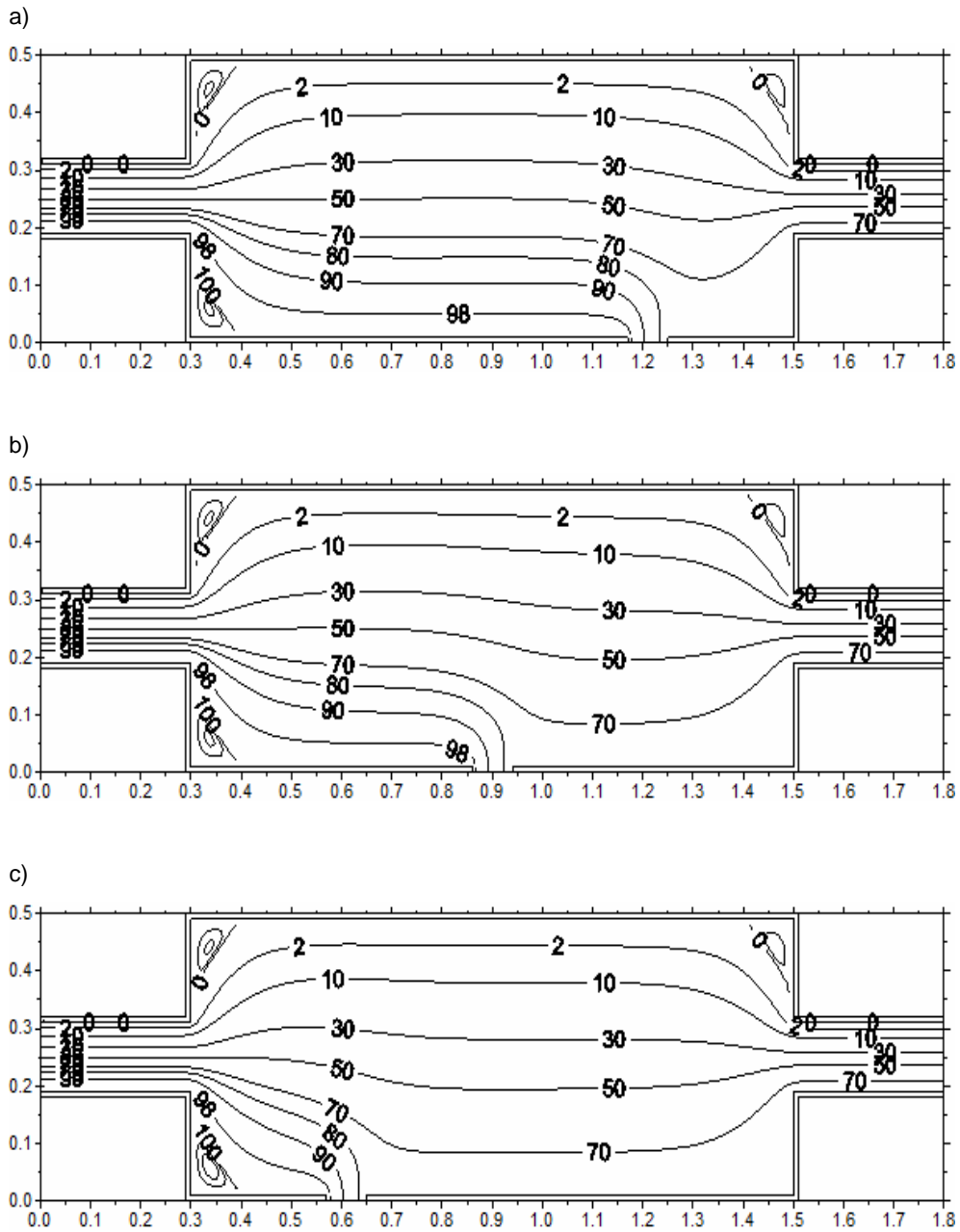
Rys. 36. Przykładowe układy linii prądu w reaktorze łączącym dla różnych położeń wlotu bocznego ($Q_0 : Q_B = 1:2$)



Rys. 37. Przykładowe układy linii prądu w reaktorze łączącym dla różnych położeń wlotu bocznego ($Q_0 : Q_B = 1:1$)



Rys. 38. Przykładowe układy linii prądu w reaktorze łączącym dla różnych położeń wlotu bocznego ($Q_0 : Q_B = 2:1$)



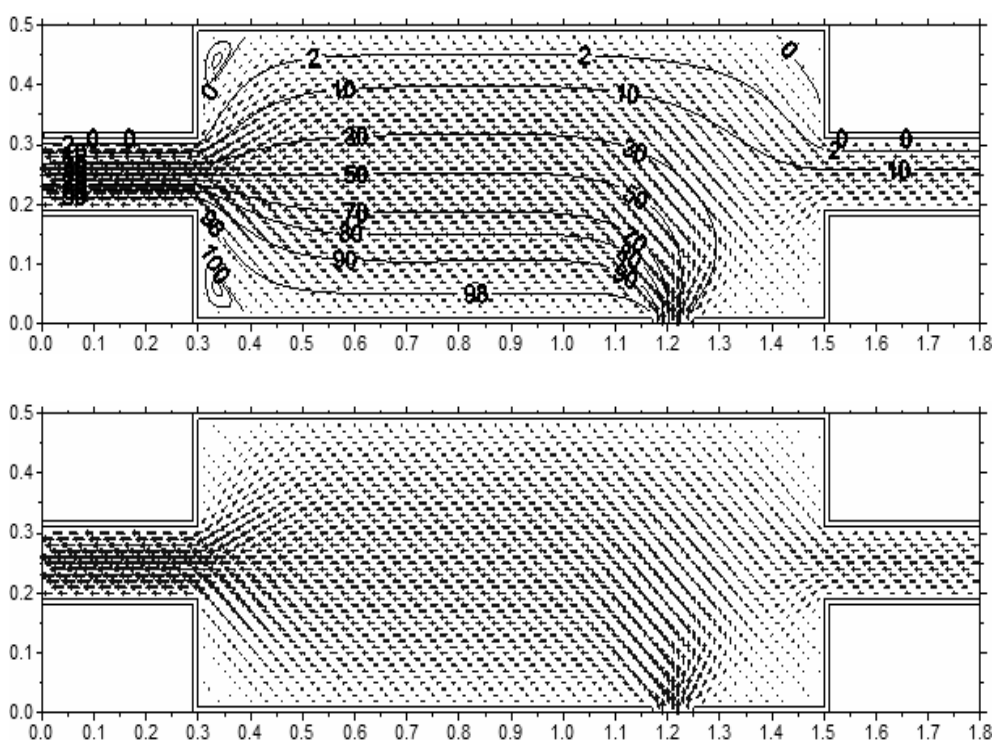
Rys. 39. Przykładowe układy linii prądu w reaktorze łączącym dla różnych położeń wlotu bocznego ($Q_0 : Q_B = 3:1$)

5.2.4. Obliczenie krzywej stężenia końcowego w reaktorze łączącym

W następnym etapie obliczeń numerycznie rozwiązano dwuwymiarowe równanie dyspersyjnego transportu masy substancji rozproszonej (27). Ponownie zastosowano schemat jawny (108), z warunkiem początkowym (106) oraz warunkami brzegowymi:

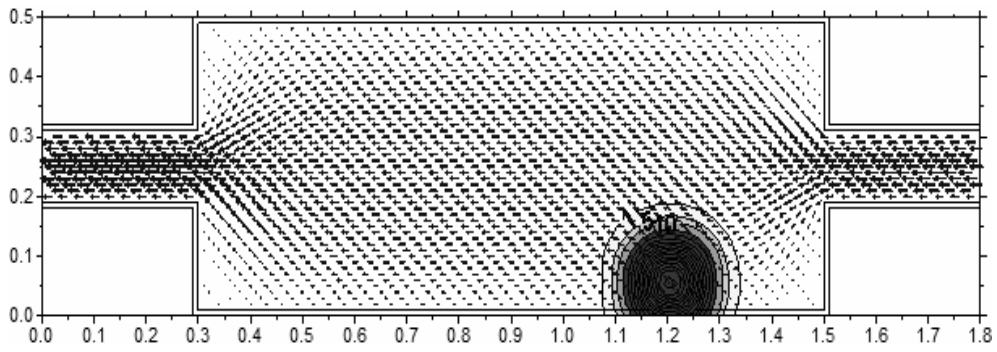
- „impuls techniczny” (77) w przekrojach wlotowych;
- warunek Neumanna (107) na ścianie sztywnej i w przekroju odpływowym.

Obliczenia wykonano w sposób omówiony w rozdziale 4, oddzielnie dla znacznika wprowadzanego do strumienia głównego oraz do aktualnie działającego wlotu bocznego (A, B lub C). Otrzymane rezultaty pokazano na rys. 42–46, dla przykładowego wydatku $0,8 \text{ dm}^3/\text{s}$. Stany chwilowe pokazano na rys. 41.

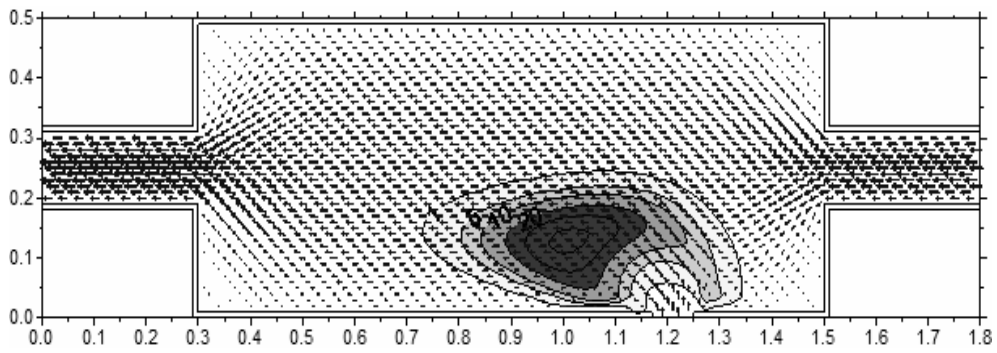


Rys. 40. Pole prędkości $\max(0,25\text{cm}) = 0,27 \text{ m/s}$,
 $Q_0 : Q_r = 1:3$ ($0,188 \text{ s}^{-1} : 0,562 \text{ s}^{-1}$, $H = 34 \text{ mm}$)

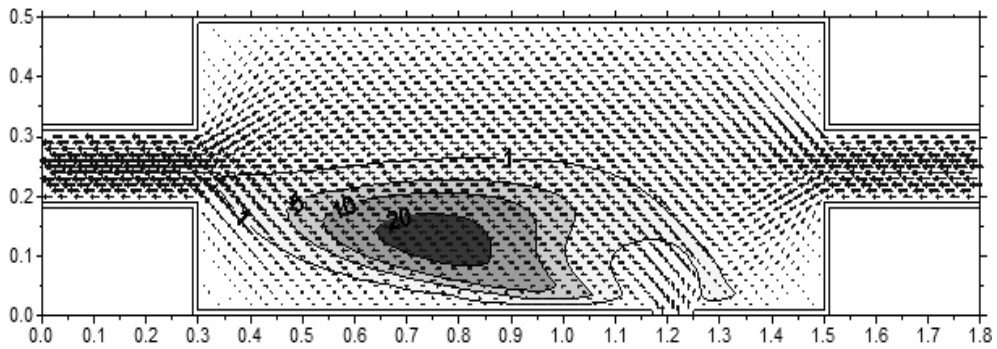
a) po $t = 0,1$ s $C0 = 500$ ppb



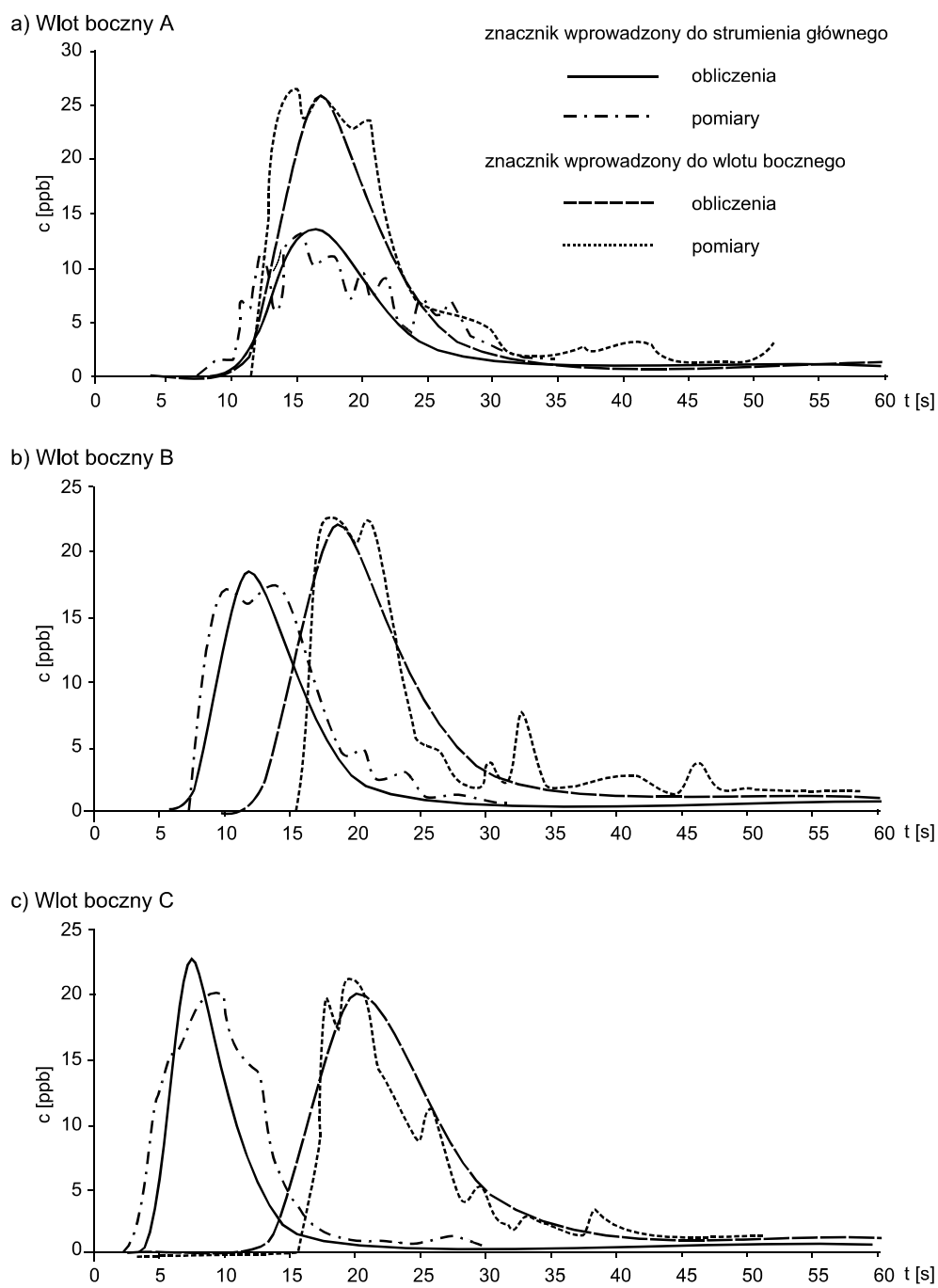
b) po $t = 6,0$ s $C0 = 500$ ppb



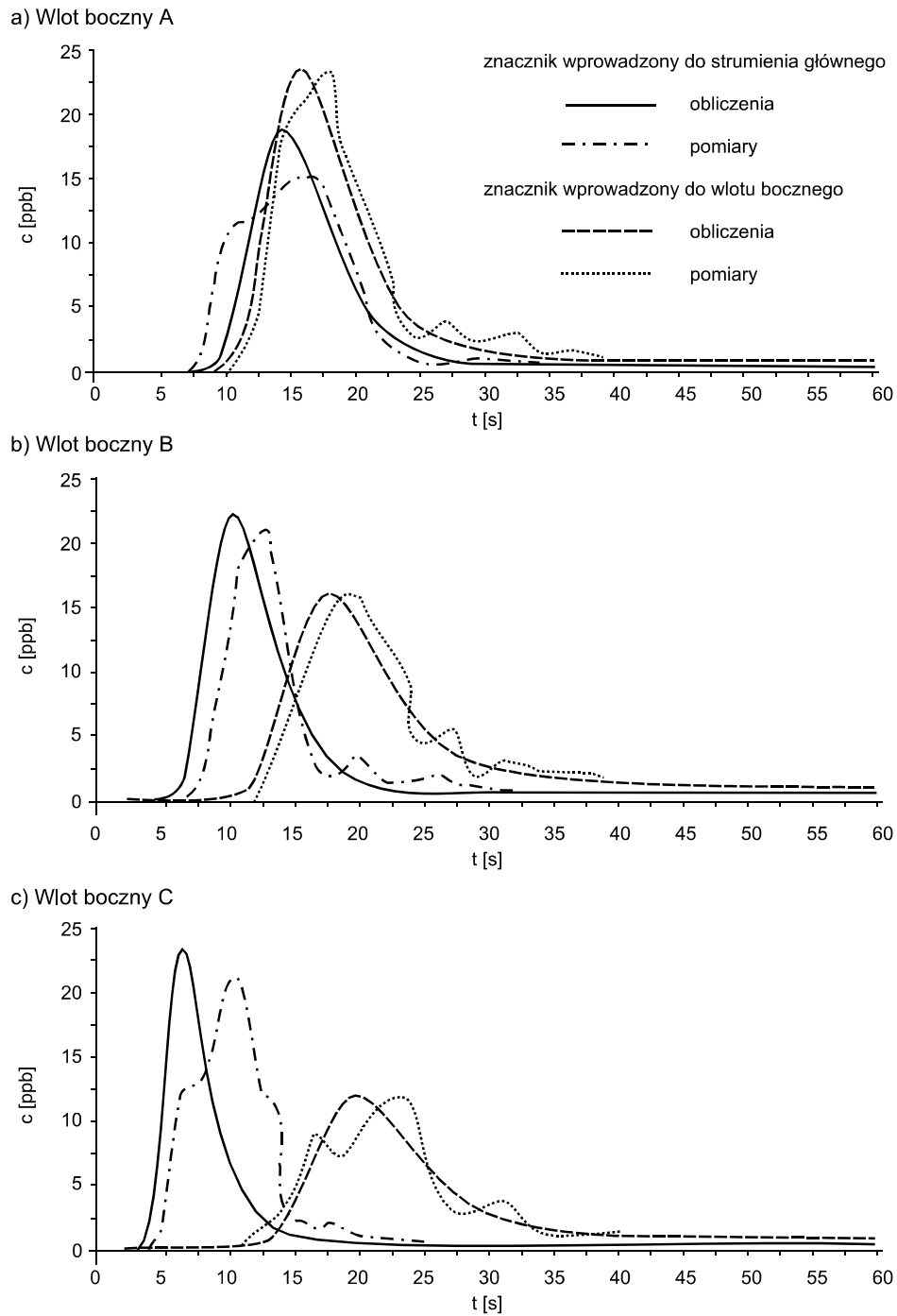
c) po $t = 9$ s $C0 = 500$ ppb



Rys. 41. Rozkład nieustalonego pole stężeń. Rozkład pola prędkości skalowany dla warunków:
 $Q_0 : Q_r = 3:1$ ($0,562 \text{ s}^{-1} : 0,188 \text{ s}^{-1}$, $H = 34 \text{ mm}$),
maksymalna wartość $0,27 \text{ m/s} = 0,25 \text{ cm}$ na rysunku

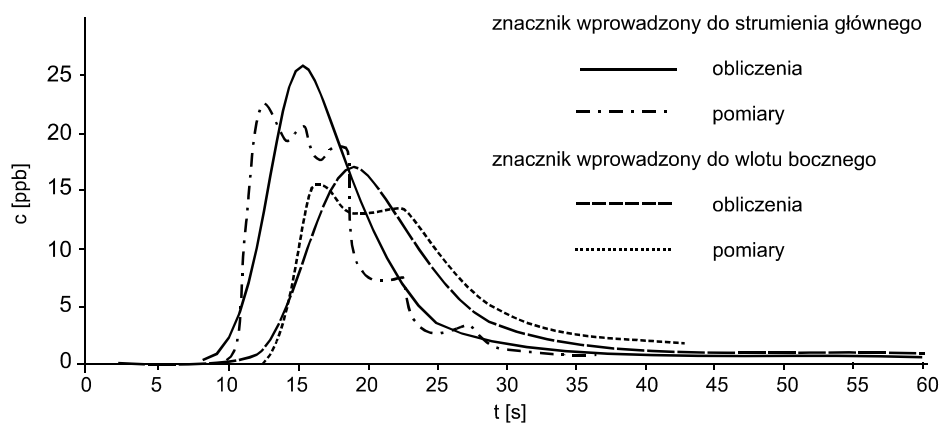


Rys. 42. Rozkłady końcowego stężenia znacznika w reaktorze łączącym dla różnych położen wlotu bocznego ($Q_0 : Q_B = 1:3$)

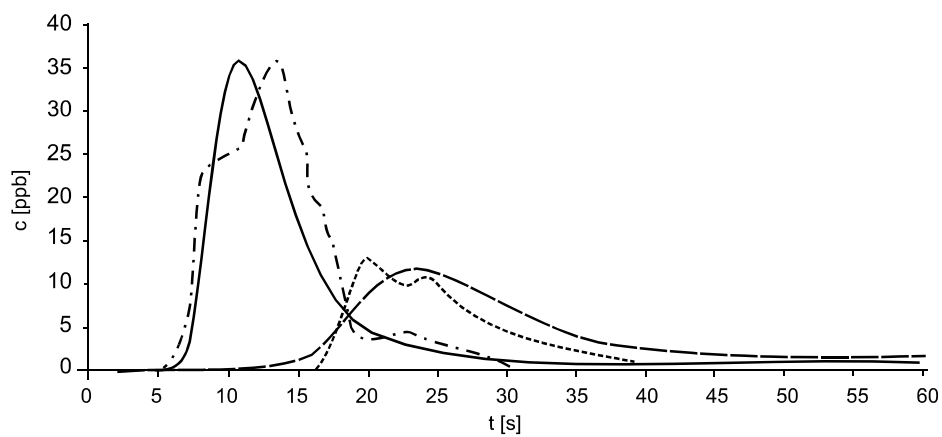


Rys. 43. Rozkłady końcowego stężenia znacznika w reaktorze łączącym dla różnych położzeń wlotu bocznego ($Q_0 : Q_B = 1:2$)

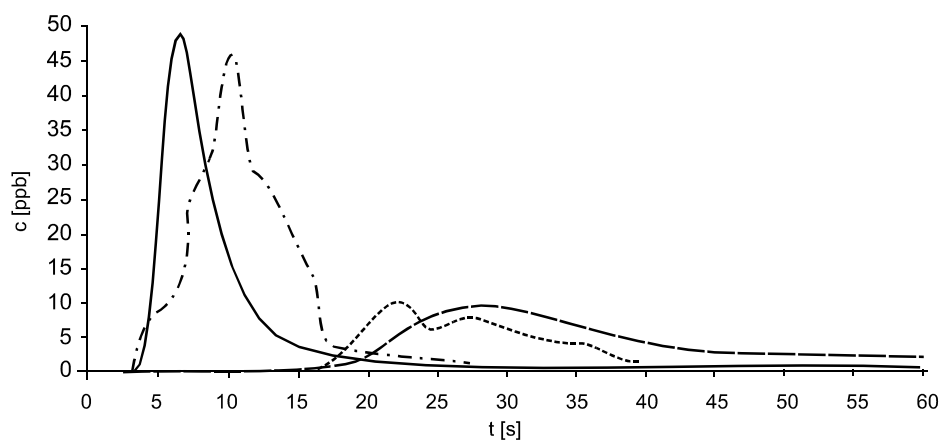
a) Wlot boczny A



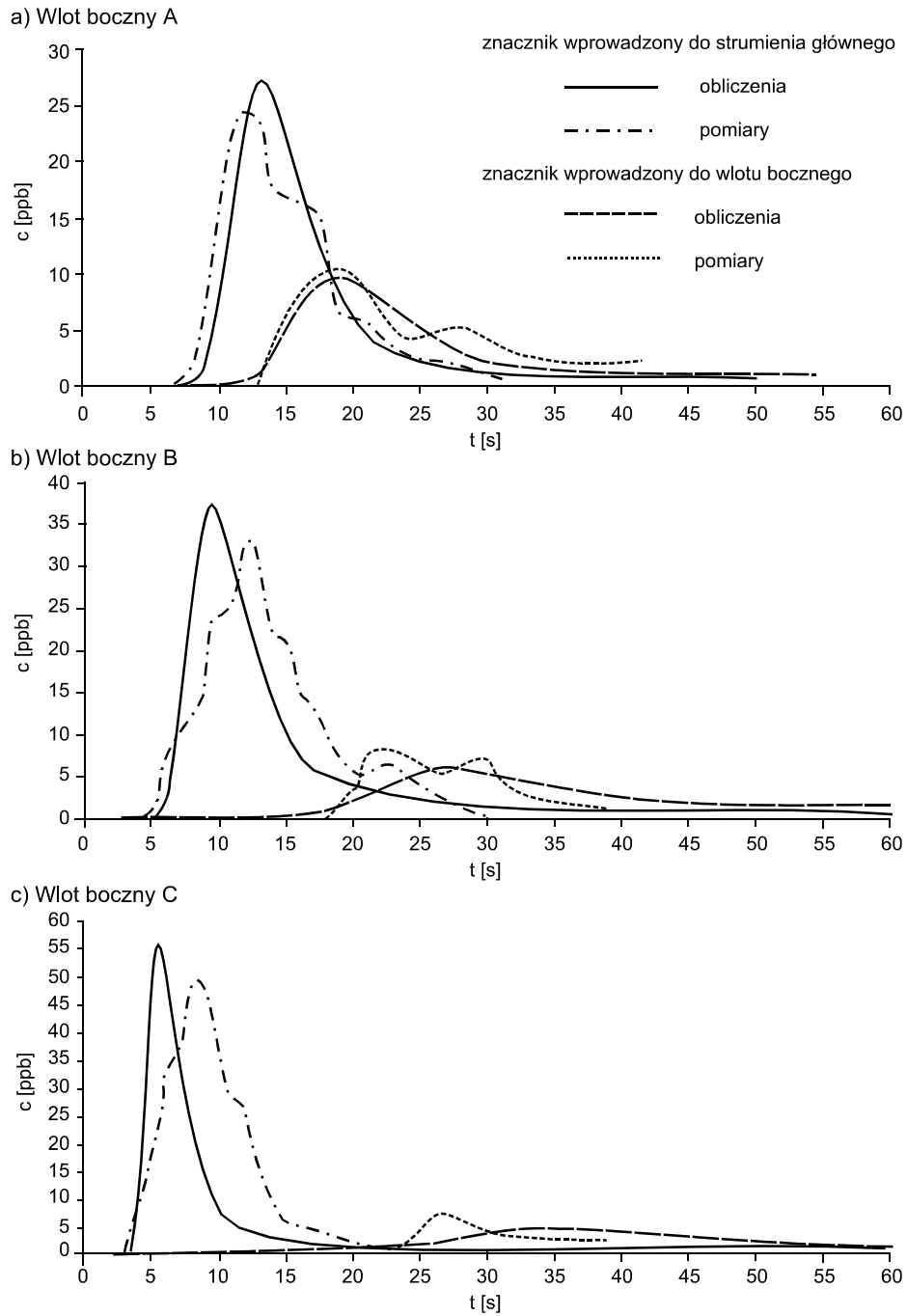
b) Wlot boczny B



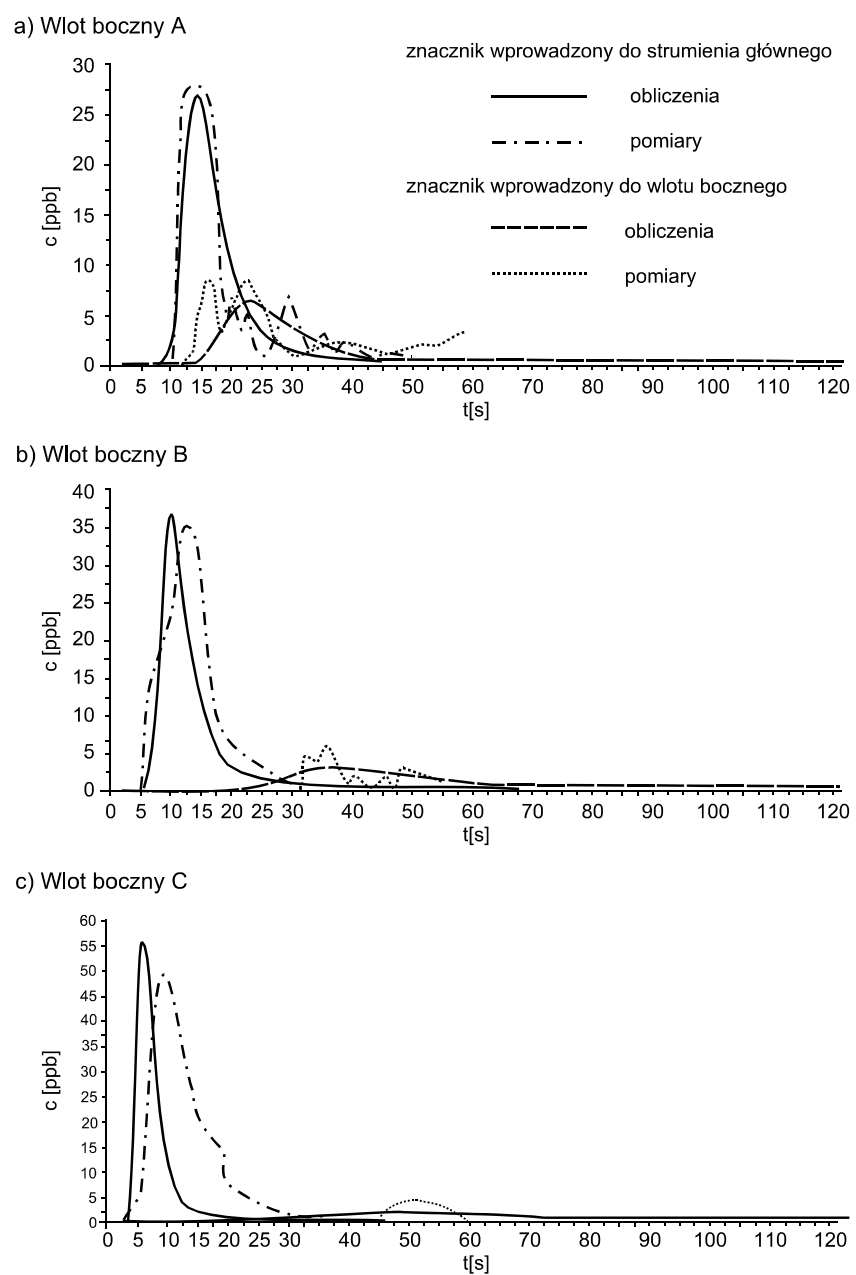
c) Wlot boczny C



Rys. 44. Rozkłady końcowego stężenia znacznika w reaktorze łączącym dla różnych położań wlotu bocznego ($Q_0 : Q_B = 1:1$)



Rys. 45. Rozkłady końcowego stężenia znacznika w reaktorze łączącym dla różnych położzeń wlotu bocznego ($Q_0 : Q_B = 2:1$)



Rys. 46. Rozkłady końcowego stężenia znacznika w reaktorze łączącym dla różnych położeń wlotu bocznego ($Q_0 : Q_B = 3:1$)

5.2.5. Pomiary końcowego stężenia znacznika w reaktorze łączącym

Pomiary końcowego stężenia znacznika, wprowadzanego w formie „impulsu technicznego” do reaktora łączącego, stanowiące podstawę dyskusji nad empiryczną weryfikacją prezentowanej tu metody, wykonano w sposób opisany w poprzednich rozdziałach, dla wariantów przepływowych odpowiadających kolejnym sytuacjom, przedstawionym na rys. 40–44.

Każdorazowo pomiary wykonywano pięciokrotnie, a rezultaty uśredniano. Wyniki pokazano na rys. 40–44, na tle krzywych teoretycznych.

5.2.6. Dyskusja rezultatów

Przegląd wykresów, zestawionych na rys. 40–44, uwzględniający odpowiednie krzywe, pokazane na rys. 27–31, pozwala stwierdzić, że wnioski odnośnie do stopnia zgodności wyników zastosowania prezentowanego tu modelu do przepływu w reaktorze łączącym strumienie płynu są bardzo zbliżone do konkluzji dotyczących reaktorów rozdzielających (pkt 4.5.2). Uwzględniając fakt, że pomiary przeprowadzono w sposób rutynowy, a obliczenia – stosując metody z kategorii najprostszych, można przyjąć, że zaprezentowane procedury mogą być uznane za istotne narzędzie opisu pracy badanej klasy reaktorów.

Uwagi końcowe

Niniejsze opracowanie zawiera omówienie metody hydraulicznego wyznaczania dynamiczno-funkcjonalnej charakterystyki reaktorów recyrkulacyjnych. Przedstawiono ją w dwóch możliwych wersjach – teoretycznej (obliczeniowej) oraz empirycznej (pomiarowej). Każda z nich może służyć jako odrębne narzędzie praktyki inżynierskiej (pierwsza – głównie dla reaktorów projektowanych, zaś druga – wyłącznie dla obiektów już istniejących lub dla ich modeli). Ponadto, na etapie badawczym podejście empiryczne służy jako punkt wyjścia do weryfikacji podejścia teoretycznego.

Istotą prezentowanej metody jest badanie transformacji stężenia znacznika, przepływającego przez wnętrze reaktora, a wprowadzonego do medium w postaci „impulsu technicznego”. Generalnie rzecz biorąc, koncepcja ta jest znana, lecz wykorzystywana raczej w zastosowaniach przemysłowych. W inżynierii środowiska nie zajęła ona jeszcze takiego miejsca, na jakie zasługuje.

Oryginalnym elementem pracy jest adaptacja metody znacznikowej do szczególnego typu układów – reaktorów pracujących z recyrkulacją. Osobno rozważono tu dwie główne kategorie przedmiotowych obiektów – reaktory rozdzielające i reaktory łączące strumienie płynu roboczego.

W każdej z tych kategorii rozważono podejście teoretyczne oraz empiryczne, porównując je ze sobą. Otrzymane rezultaty wystawiają omawianej metodzie bardzo pozytywne świadectwo. Stopień zgodności obliczeń i pomiarów należy tu uznać za dobry, tym bardziej, że obliczenia i pomiary wykonano metodami możliwie prostymi. Zastosowanie bardziej złożonych narzędzi obliczeniowych i pomiarowych z pewnością pozwoli na otrzymanie lepszych rezultatów. Trzeba tu podkreślić, że dla omawianej klasy obiektów (reaktory recyrkulacyjne) nie można zastosować jakże popularnego dla reaktorów zwykłych narzędzia – modelu przepływu tłokowego.

Zakres opisanych prac należy uznać za podstawowy. Do zbadania pozostaje więc jeszcze sporo istotnych aspektów procesu recyrkulacji. W przypadku reaktorów rozdzielających (należących do kategorii osadników) szczególnie ważnym elementem byłoby uwzględnienie pracy zgarniaczy dennych, jak też innych systemów wspomagających odprawianie osadu (jak na przykład ruchome pompy zasysające).

Wydaje się jednak, że podjęcie takich rozszerzonych badań musiałoby być poprzedzone opracowaniem stosownych koncepcji i planów, co wymagałoby interdyscyplinarnej współpracy osób, reprezentujących różne specjalizacje inżynierii środowiska [12, 18, 41]. Niniejsze opracowanie zawiera opis możliwości, jakich w tym zakresie dostarcza mechanika płynów i hydraulika.

Opracowanie niniejsze powstało w ramach programu badawczego numer N 506 079 31 / 3479, finansowanego przez Ministerstwo Nauki i Szkolnictwa Wyższego.

Bibliografia

- [1] Adamski W.: Modelowanie systemów oczyszczania wód. Warszawa: Wydawnictwo Naukowe PWN 2002.
- [2] Bering S., Sawicki J. M.: The wastewater flow through trickling filters. W: (Materiały) XXIV International School of Hydraulics. Jastrzębia Góra: Inst. Budownictwa Wodnego PAN 2004.
- [3] Bieniecki T. K.: Rozpoznawcze badania dynamiki procesu recyrkulacji ścieków. Praca dyplomowa magisterska; opiekun: J. M. Sawicki. Gdańsk, Polit. Gdańska, Wydz. Bud. Wodnego 2003.
- [4] Bretsznajder S.: Własności gazów i cieczy. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne 1962.
- [5] Bronszejn I. N., Siemiendajew K. A.: Matematyka. Poradnik encyklopedyczny. Warszawa: PWN 1968.
- [6] Ciborowski J.: Podstawy inżynierii chemicznej. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne 1965.
- [7] Collatz L.: Metody numeryczne rozwiązywania równań różniczkowych. Warszawa: Państwowe Wydawnictwo Naukowe 1960.
- [8] Design of municipal wastewater treatment plants. WEF Manual of Practice nr 8. New York: WEF and ASCE 1992.
- [9] Dillon K. S. i in.: The use of sulfur hexafluoride as a tracer of septic tank effluent in the Florida Keys. Journal of Hydrology nr 220/1999.
- [10] Druet Cz., Kowalik Z.: Dynamika morza. Gdańsk: Wydawnictwo Morskie 1970.
- [11] Elder J. W.: The dispersion of marked fluid in turbulent shear flow. Journal Hydr. Div. nr 5/1959.
- [12] Filozofia projektowania a eksploatacja oczyszczalni ścieków. Materiały seminarium szkoleniowego. Kraków: LEM Projekt s.c. 2000.
- [13] Gańczarczyk J.: Oczyszczanie ścieków metodą osadu czynnego. Warszawa: Arkady 1969.
- [14] Hibbs D. E., Parkhill K. L., Gulliver J. S.: Sulfur hexafluoride gas tracer studies in streams. Journal of Environmental Engineering nr 8/1998.
- [15] Hofer M. i in.: Tracers as essential tools for the investigation of physical and chemical processes in groundwater systems. Chimia 51, nr 12/1997.
- [16] Imhoff K., Imhoff K. R.: Kanalizacja miast i oczyszczanie ścieków. Poradnik. Warszawa: Arkady 1982.
- [17] James A.: Modelowanie matematyczne w oczyszczaniu ścieków i ochronie wód. Warszawa: Arkady 1986.
- [18] Kalinowska-Przybysz E.: Uwaga na stopień recyrkulacji. Forum Eksploatatora nr 3/2002.
- [19] Kondziela A.: Hydrauliczna charakterystyka rozptywu strumienia cieczy w reaktorze recyrkulacyjnym. Rozprawa doktorska; promotor: J. M. Sawicki. Politechnika Gdańska, Wydz. Inżynierii Łądowej i Środowiska 2007.
- [20] Kondziela A., Sawicki J. M.: Hydrauliczna charakterystyka recyrkulacji w reaktorach. Inżynieria Morska i Geotechnika nr 3/2005.
- [21] Kowal A. L., Świdorska-Bróż M.: Oczyszczanie wody. Warszawa – Wrocław: Wydawnictwo Naukowe PWN 1996
- [22] Koziorowski B.: Oczyszczanie ścieków przemysłowych. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne 1975.

- [23] Masbemat M. i in.: *Modele mathematique de la pollution*. Toulouse: Institute National Politechnique de Toulouse 1972.
- [24] Mąkinia J., Wells S. A.: A general model of the activated sludge reactor with dispersive flow. *Water Res.* nr 16/2000.
- [25] Niemiecki zbiór reguł ATV – DVWK. Wytyczne A131P. Warszawa: Wydawnictwo Seidel-Prywel 2000.
- [26] Orzechowski Z., Prywer J., Zarzycki R.: *Mechanika płynów w inżynierii środowiska*. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne 1997.
- [27] Papoulis A.: *Prawdopodobieństwo, zmienne losowe i procesy stochastyczne*. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne 1972.
- [28] Pauling L.: *Chemia ogólna*. Warszawa: PWN 1959.
- [29] Piekarski M., Poniewski M.: *Dynamika i sterowanie procesami wymiany ciepła i masy*. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne 1994.
- [30] Piotrowski I., Roman M.: *Urządzenia do oczyszczania wody i ścieków*. Warszawa: PWN 1974.
- [31] *Poradnik. Wodociągi i kanalizacja. Praca zbiorowa*. Warszawa: Arkady 1991.
- [32] Puzyrewski R., Sawicki J. M.: *Podstawy mechaniki płynów i hydrauliki*, wyd. 3. Warszawa: Wydawnictwo Naukowe PWN 2000.
- [33] Rutherford J. C.: *River mixing*. Chichester: John Wiley and Son 1994.
- [34] Sawicki J. M., Zima P.: Wyznaczanie pola przepływu w zbiorniku otwartym za pomocą równania biharmonicznego. W: (Materiały) XIII Ogólnopolska Szkoła Hydrauliki „Współczesne Problemy Hydrauliki Wód Śródlądowych”, Kraków – Szczyrk, 21–24 września 1993, Politechnika Krakowska 1993.
- [35] Sawicki J. M.: Kinematyka przepływu w obiektach kubaturowych. W: (Materiały) V Ogólnopolskie Sympozjum „Zastosowanie Mechaniki Płynów w Inżynierii Środowiska '97”. Gliwice – Wisła: Politechnika Śląska 1997.
- [36] Sawicki J. M.: *Przepływy swobodną powierzchnią*. Warszawa: Wydawnictwo Naukowe PWN 1998.
- [37] Sawicki J. M.: Wpływ warunków przepływu na efektywność oczyszczania wody i ścieków. *Zesz. Nauk. Polit. Śląskiej* 1999, nr 1442, *Inżynieria Środowiska*, Z. 41.
- [38] Sawicki J. M.: Dynamika procesów i kinetyka przemian a kinematyka przepływów. W: (Materiały) III Konferencja Naukowo-Techniczna „Technologia i Automatyzacja Systemów Wodociągowych i Kanalizacyjnych” TiASWiK '99. Stawiska, 23–25 czerwca 1999. Politechnika Gdańska 1999.
- [39] Sawicki J. M.: Wpływ uproszczeń równań ruchu na pole prędkości cieczy. *Ciepłne Maszyny Przepływowe – Turbomachinery* nr 17/2000.
- [40] Sawicki J. M.: Wyznaczanie sprawności piaskowników. *Gaz. Woda i Technika Sanitarna* nr 5/2001.
- [41] Sawicki J. M.: Wpływ czasu przepływu na efektywność reaktora. W: (Materiały) Konferencja Naukowo-Techniczna HYDRO-MOD 2002 „Hydrauliczne Metody Modernizacji Oczyszczalni Ścieków”. Gdańsk, 26 kwietnia 2002. Gdańsk: Polit. Gdańska, Wydz. Bud. Wodnego, Kat. Hydraul. i Hydrol. 2002.
- [42] Sawicki J. M.: Comparison of volume- and surface-detention-time distributions. *Arch. of Hydro-Engineering and Environmental Mechanics*, 2002, vol. 49, nr 2.
- [43] Sawicki J. M.: Hydrauliczne projektowanie reaktorów do oczyszczania wody i ścieków. W: (Materiały) Konferencja Techniczna „Oczyszczanie Wód”. Sopot: BPI „Egeria” 2002.
- [44] Sawicki J. M.: Wpływ przelewów burzowych na efektywność oczyszczania ścieków. *Gaz, Woda i Technika Sanitarna* nr 7–8/2003.
- [45] Sawicki J. M.: Problem opisu dynamiki recyrkulacji w reaktorach. W: (Materiały) VIII Ogólnopolskie Sympozjum „Zastosowanie Mechaniki Płynów w Inżynierii i Ochronie Środowiska”. Gliwice – Wisła, 24–27 września 2003, Gliwice: Polit. Śląska 2003.
- [46] Sawicki J. M., Skuza M. K., Bering S.: Tracer investigations of dynamic properties of fluid-flow reactors. W: (Materiały) VIII International Symposium „Water Management and Hydraulic Engineering”. Podbanske, Slovakia, 5–9 October 2003. (Ed. A. Soltesz). Bratislava: Slovak University of Technology in Bratislava 2003.

- [47] Sawicki J. M., Sawicki S., Wydra D., Ciach K., Emerich J.: Dynamic Characteristics of Intrapertoneal Perfusion. *Acta of Bioengineering and Biomechanics* nr 2/2003.
- [48] Sawicki J. M.: Opis kinetyki procesów w projektowaniu urządzeń do oczyszczania wody i ścieków. *Gaz, Woda i Technika Sanitarna* nr 6/2004.
- [49] Sawicki J. M.: Aerated grit chambers hydraulic design equation. *Journal of Environmental Engineering* nr 9/2004.
- [50] Sawicki J. M.: Hydrauliczny opis przepływu cieczy w systemach kubaturowych. Zesz. Monograficzny nr 1. Gdańsk: Politechnika Gdańska, Komitet Inżynierii Lądowej i Wodnej PAN 2005.
- [51] Sawicki J. M.: Hydraulic and technological consequences of reactor asymmetry. W: (Materiały) IX International Symposium „Water Management and Hydraulic Engineering”. Ottenstein, Austria, 4–7 September 2005. (Eds. H. P. Nachtnebel, C. J. Jugovic). Vienna: BOKU – Univ. Natural Resour. a Appl. Sci. 2005.
- [52] Sawicki J. M.: Rational determination of dynamic characteristics of fluid-flow reactors. *Arch. of Hydro-Engineering and Environmental Mechanics*, 2005, nr 3.
- [53] Sawicki J. M.: Migracja zanieczyszczeń, wyd. 2. Gdańsk: Wydawnictwo Politechniki Gdańskiej 2007.
- [54] Sawicki J. M., Bering S.: Dynamic characteristics of coarse-grained trickling filters. *TASK Quarterly* nr 4/2007.
- [55] Sawicki J. M.: Accuracy of stream division calculations. W: (Materiały) X International Symposium „Water Management and Hydraulic Engineering”. Szibenik, Croatia: University of Zagreb 2007.
- [56] Sawicki J. M.: Wyznaczanie charakterystyk hydraulicznych dla trójwymiarowych obiektów przepływowych. W: Wybrane zagadnienia przepływu płynów i wymiany ciepła. (Red. W. Sucheckiego). Warszawa: Polit. Warszawska, Zakład Aparatury Przemysłowej 2008.
- [57] Serwiński M.: Zasady inżynierii chemicznej i procesowej. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne 1982.
- [58] Slattery J. C.: Advanced transport phenomena. Cambridge: University Press 1999.
- [59] Suchecki W.: Badanie opływu pęku rur w modelu krystalizatora chłodzonego metodą cyfrowej anemometrii obrazowej. Zesz. Monograficzny nr 1. Gdańsk: Polit. Gdańska oraz Komitet Inżynierii Lądowej i Wodnej PAN 2005.
- [60] Sullivan T. M. i in.: Monitoring subsurface barrier integrity using perfluorocarbon tracers. *Journal of Environmental Engineering* nr 11/1998.
- [61] Szymkiewicz R.: Dynamika przybrzeżnych zbiorników podlegających wpływowi morza. Zesz. Nauk. Polit. Gdańskiej 1986, nr 395, *Budownictwo Wodne* 26.
- [62] Szymkiewicz R.: Solution of the inverse problem for the Saint-Venant equations. *Journal of Hydrology* nr 147/1993.
- [63] Szymkiewicz R.: Modelowanie matematyczne przepływów w rzekach i kanałach. Warszawa: Wydawnictwo Naukowe PWN 2000.
- [64] Tabiś B.: Zasady inżynierii reaktorów chemicznych. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne 2000.
- [65] Taylor G. I.: The dispersion of matter in turbulent flow through a pipe. *Proc. Roy. Soc.* nr 219/1954.
- [66] Tennekes H., Lumley J. T.: A first course in turbulence. Cambridge: MIT Press 1972.
- [67] Urbaniec K.: Optymalizacja w projektowaniu aparatury procesowej. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne 1979.
- [68] Warych J.: Oczyszczanie gazów. Procesy i aparatura, wyd. 3. Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne 1998.
- [69] Wodociągi i kanalizacja. Poradnik. Praca zbiorowa. Warszawa: Arkady 1971.
- [70] Zima P.: Approximated boundary conditions of the equation of diffusion. *Arch. of Hydro-Engineering and Environmental Mechanics*, 2002, vol. 49, nr 2.

Hidraulika recirkulacijskih reaktora

1. Konceptija recirkulacijskog tečenja

Protočni sustavi mogu se podijeliti u pet glavnih kategorija:

- prostorni objekti (spremnici i reaktori),
- transportni sustavi (cjevovodi, otvoreni kanali, slobodni mlazovi),
- protočni strojevi (crpke, puhalo, kompresori, turbine, mašine na gorivo, vijčani propeleri, vjetrenjače ...),
- spojnice i regulatori (armature i oblikovni komadi),
- instrumenti i naprave za mjerenje.

Među mnogim drugim važnim klasifikacijama, mogu se istaknuti one funkcionalne, između kojih se razlikuju:

- hidraulički objekti s translatorskim kretanjem (glavni tok od ulaza prema izlazu),
- hidraulički objekti s povratnim tokom (posebno potaknuti povratni tok).

Druga grupa hidrauličkih objekata objedinjuje:

- sustave cirkulacije (koji uglavnom služe miješanju, aeraciji i/ili održavanju zahtijevanih hidrauličkih uvjeta – Sl. 1),
- sustave recirkulacije (koji uglavnom služe za transport reaktanata i/ili potpomažu minimalno ispuštanje tekućine).

Glavni cilj ovog rada je hidraulička analiza recirkulacijskih protočnih reaktora.

2. Karakteristike recirkulacije

Glavni parametar razmatranog procesa je omjer recirkulacije (Jedn. 1). Sa stajališta funkcije svrhovito je razlikovati glavne dijagrame toka (Sl. 2). Svaki je definiran utjecajem recirkulacije na hidrauličke karakteristike građevine, iz čega proizlaze četiri mogućnosti:

- distributivni reaktori (Sl. 2a),
- spojni reaktori (Sl. 2b),
- kombinirani reaktori (Sl. 2c),
- neutralni reaktori (Sl. 2d).

Očigledno da se pojedinačne građevine mogu oblikovati na različite načine, ali općenito se može govoriti o tradicionalnim sustavima (kad je nekoliko reaktora povezano cijevima i/ili otvorenim kanalima) i objedinjenim sustavima (Sl. 3).

3. Kvantitativni opis reaktora bez recirkulacije

3.1. Opće napomene

Široka primjena sve učinkovitijih računala i numeričkih proračuna u zadnjoj četvrtini XX. stoljeća, proizvela je temeljni utjecaj na tehničku teoriju i praksu. Sve do ključne promjene, inženjeri su mogli primjenjivati jednostavne algebarske odnose u opisivanju razmatranih procesa i sustava. Zbog toga je točnost u dimenzioniranju i oblikovanju bila ograničena.

Danas je moguće rješavati složene jednadžbe, obično diferencijalne ili integralne koji opisuju fizikalna polja (funkcije prostora i vremena koje imaju konkretan fizikalni ili tehnički smisao). Za neke tehničke probleme, analiza tih polja je nezamjenjivi element u procesu projektiranja (vidi pogl. 3.4). Ipak, ova nova mogućnost u nekim slučajevima stvara zbunjujući višak informacija – razmjer dobivenih numeričkih informacija je prevelik za razmatrati zadatak. Zbog toga su inženjeri ponekad zainteresirani za posebne metode, kompaktne i sintetske. Ovakav pristup će se predstaviti u nastavku.

3.2. Kinetika reakcija i pretvorbi

Kinetika se bavi kvantitativnim opisom tijeka kemijske i/ili biološke i/ili fizikalne reakcije i/ili pretvorbe. Temeljna informacija o stanju sustava koja se razmatra u ovoj knjizi, dana je kroz koncentraciju (Jedn. 4) svake komponente raspršene (npr. otopljene ili suspenzirane) u tekućini koja ispunjava reaktor.

Intenzitet tijeka reakcije opisan je veličinom reakcije (Jedn. 7). Potrebno je naglasiti da pored tipičnih (tradicionalnih) reakcija, okolišni inženjeri moraju ponekad uvažiti neke specifične pretvorbe koje su posljedice fizikalnog transfera mase ili energije kroz polje tekućine (taloženje, isplivavanje, aeracija kroz slobodnu površinu vode ...) Čak i ove procese moguće je opisati uz pomoć tradicionalnog modela kontinuirane kemijske reakcije (vidi Sl. 4)

Općenito, opis tijeka razmatrane pretvorbe stvara formalni problem. Vrlo često veličina reakcije može se izraziti monomno (Jedn. 8). Suma (Jedn. 9) određuje red reakcije. Nasreću u mnogo slučajeva potrebno je primijeniti transformaciju prvog reda (Jedn. 12), koja se opisuje eksponencijalnom funkcijom (Jedn. 18). S praktičkog gledišta povoljno je opisati stvarne učinke pretvorbe veličinom smanjenja koncentracije (Jedn. 19), uzimajući pritom brzinu reakcije k_{ij} konstantnom.

U razmatranju protočnog sustava potrebno je analizirati utjecaj brzine medija na brzinu reakcije (Jedn. 12). Direktan odnos između te dvije veličine se vrlo rijetko razmatra, pretežito u fizikalnim (ili ponekad biološkim) procesima (taloženje suspenzija, aeracija vode ...). Može se primijetiti indirektni utjecaj brzine medija izražen kroz vrijeme zadržavanja, koje je praktično isto vremenu trajanja reakcije.

Ovaj se učinak može formulirati kroz zakon o očuvanju disperzirane mase, koji ima matematički oblik jednadžbe advekcije – difuzije s izvorima. U općenitom slučaju ovaj izraz ima oblik kao Jedn. 21, ali u praksi interesantan je pojednostavljen oblik, posebno za:

- turbulentno tečenje (Jedn. 25),
- plošnu (2D) disperziju (Jedn. 27),
- uzdužnu (1D) disperziju (Jedn. 35).

3.3. Dinamika toka kroz reaktor

3.3.1. Značenje dinamičkih aspekata

Dinamičke varijable (pretežito brzina u i protok Q) primarno djeluju na razmatrani problem, iako taj učinak ima obično razmjerno indirektan karakter (npr. može se izraziti vremenom zadržavanja).

S druge strane fizikalna svojstva tekućine koja protiče (voda ili otpadna voda), značajno određuje dinamičke karakteristike toka.

Nasreću, analizirajući praktične probleme okolišnog inženjerstva, često se može zanemariti utjecaj kemijskog sastava na tečenje, uvođenjem modela dinamički pasivne tvari. U drugom slučaju morat će se uvesti dinamički aktivna tvar.

3.3.2. Opći slučaj tečenja

Osnovni sustav jednadžbi sastoji se od dva izraza – jednadžbe kontinuiteta (Jed. 36) i dinamičke jednadžbe (Jedn. 37), koja nastaje kombinacijom jednadžbe očuvanja momenta i odgovarajuće konstitutivne jednadžbe, gotovo uvijek određene Newton-ovom hipotezom.

3.3.3. Turbulentno tečenje

U ovom posebnom i vrlo važnom slučaju koristi se vremenski usrednjena jednadžba kontinuiteta (Jedn. 38) i Reynolds-ova jednadžba (Jed. 39). Temeljni problem kod ove vrste problema je određivanje turbulentne viskoznosti (Jedn. 40).

3.3.4. Prostorno usrednjeno tečenje

Među nekoliko različitih pojednostavljenih modela mogu se nabrojiti tri opće varijante:

- ravninski horizontalan tok (Jedn. 42, 43),
- ravninski vertikalni tok (Jedn. 45, 46),
- jednodimenzionalni tok, opisan Saint-Venant-ovim sustavom (Jedn. 49, 50).

3.3.5. Kinematički modeli

Druga kategorija modela tečenja, formalno i fizikalno vrlo jednostavna, stvorena je na temelju nekih kinematičkih pretpostavki. Posebno interesantni u praksi su:

- model ravninskog potencijala (Jedn. 57)
- biharmonički model, koji proizlazi iz Stokes-ove pretpostavke (Jedn. 58).

3.4. Kriterijske varijable stanja

Postojeće varijable stanja mogu se klasificirati u odnosu na značaj svake od njih u postupku dimenzioniranja tehničkih objekata. Mogu se razlikovati:

- temeljne varijable funkcionalnosti,
- pomoćne varijable funkcionalnosti.

Prva grupa je primjerena tehničkoj praksi i mogu se nazvati kriterijske varijable stanja. Usput, vrlo je korisno uvođenje drugih klasifikacija koje definiraju:

- intenzivne (lokalne, diferencijalne) varijable,
- ekstenzivne (globalne, integralne) varijable.

3.5. Metode dimenzioniranja reaktora

3.5.1. Praktična klasifikacija

Moguće je definirati četiri različite klase tehničkih postupaka, vodeći računa o razini fizičke točnosti proračuna. Srž svake od klasa je određena:

- tehničkim preporukama,
- pojednostavljenim (obično algebarskim) fizikalnim modelima,
- diferencijalnim jednadžbama,
- racionalnim parametrima.

3.5.2. Tehnički modeli

Ovi su modeli u stvari stvoreni uz pomoć nekih statistički određenih parametara, na temelju tehničkog promatranja postojećih objekata koji pravilno rade (npr. vidi Tabl. 1). Osnovna prednost ove klase proizlazi iz njezine formalne jednostavnosti, ali je ista vrlo netočna.

3.5.3. Algebarski modeli

Ova porodica metoda za projektiranje je formalno također jednostavna, ali je svaka od njih nastala na nekoj fizikalnoj pretpostavci. Zbog toga je omogućena (barem aproksimativno) izrada tehničkih simulacija razmatranog procesa.

3.5.4. Diferencijalne metode

S formalnog gledišta ova kategorija sadrži najtočnije metode, jer svaka opisuje fizičko polje za svaku intenzivnu varijablu. Ove metode treba koristiti kad se tehnički problem mora riješiti vrlo temeljito i točno (npr. vidi Sl. 8). Ipak one su razmjerno složene s matematičkog gledišta i k tome skupe i vremenski zahtjevne. U nekim situacijama diferencijalne metode stvaraju već spomenuti zbunjujući višak informacija – proračunata fizička polja sadrže prevelik broj informacija u usporedbi s tehničkim potrebama stručnjaka.

3.5.5. Racionalne metode

Ovo je interesantna grupa metoda projektiranja, posebno važna kad se problem može opisati globalnim kriterijskim varijablama (vidi pogl. 3.4). Moguće je primijeniti neke integralne tehnike koje su formalno kompaktne, iako proizlaze iz vrlo preciznih diferencijalnih proračuna. Ove su metode vrlo atraktivne kad se razmatraju protočni reaktori.

3.6. Funkcionalne karakteristike protočnih reaktora

3.6.1. Gustoća distribucije vremena zadržavanja

Vrijeme zadržavanja treba se prepoznati kao temeljni tehnički parametar koji objedinjuje hidrauličke i tehnološke karakteristike protočnih reaktora. Zbog prostorne promjenjivosti polja brzina, svaki pod-element „odsječka tekućine“ koji ulazi u reaktor u određenom vremenu, kreće se različitim trajektorijama i različitom brzinom. U stvarnosti vrijeme zadržavanja svakog pod-elementa je različito. Ovaj se proces naziva disperzijom. Gustoća distribucije navedenih individualnih vremena zadržavanja može se izraziti završnom koncentracijom posebno obilježenog uzorka tekućine. Ovaj inicijalni element može se uvesti u reaktor na različite načine i analizirati teoretski i eksperimentalno.

Najpogodniji oblik uvođenja trase u oba slučaja je matematički impuls (Jedn. 74), obično u njegovom „tehničkom obliku“ (Jedn. 77). Klasična transformacija ovog izraza preko jednodimenzionalnog sustava dana je jednadžbom 75 i shematski prikazana na Sl. 10.

3.6.2. Posebni slučajevi transformacije impulsa

U tehnologiji posebno su popularna dva pojednostavljena slučaja protoka mase kroz reaktor:

- klipni model tečenja (kad je konstantno vrijeme zadržavanja određeno Jedn. 67)
- model idealnog miješanja (Jedn. 81).

3.6.3. Završna koncentracija kao funkcionalna karakteristika reaktora

Završna koncentracija inicijalnog impulsa konzervativnog (nerazgradivog) trase izražava gustoću realne distribucije vremena zadržavanja. Da bi se uzele u obzir reakcije koje se odvijaju u reaktoru („funkcija izvora” Z u Jedn. 21), potrebno je odrediti funkciju $r(t)$ teoretski (Jedn. 20) ili empirički (npr. Sl. 4) i tada – izračunati završnu koncentraciju reaktivne tvari (Jedn. 82). Nakon toga moguće je izračunati ukupni stupanj učinkovitosti reaktora (Jedn. 83). Grafička interpretacija ovog slijeda proračuna prikazana je na Sl. 11.

3.6.4. Kontinuirano tečenje disperzirane tvari

U gornjim razmatranjima analizirano je ponašanje posebno obilježenog „odsječka tekućine“. U realnim objektima kad se tekućina kontinuirano kreće kroz reaktor, može se vidjeti interferencija uzastopnih „odsječaka“ kako je prikazano na Sl. 14 (za stacionarno tečenje) i na Sl. 15 (za nestacionarno tečenje).

3.6.5. Učinkovitost reaktora i postupka projektiranja

Izračun ukupne učinkovitosti reaktora je složen postupak koji se može ostvariti za dani skup podataka o objektu (npr. za postojeći i već projektirani objekt). U praksi pak postoji interes za određivanjem ovih parametara učinkovitosti reaktora unaprijed. Drugim riječima postoji interes za rješavanjem inverznog problema. Rješavanjem tog zadatka moguće je iskoristiti postojeće matematičke metode.

3.7. Laboratorijsko ispitivanje učinkovitosti reaktora

3.7.1 Opće napomene

Razmatrani problem, vrlo važan u tehničkoj praksi, široko je predstavljen u stručnoj bibliografiji. Iz tog razloga u slijedećim poglavljima razmotrit će se samo jedan element ovog zadatka; utjecaj određivanja vremena zadržavanja.

3.7.2. Mjerenje veličine reakcije

Postoje dvije mogućnosti motrenja i kontrole reakcije:

- u zatvorenom sustavu (bez izmjene tekućine), kad se koncentracija mijenja u vremenu prema Jedn. 91,
- u protočnom sustavu, kad u obzir treba uzeti advekciju (Jedn. 92).

Zadnja mogućnost može se opisati korištenjem dva različita mjerenja vremena:

- prema modelu klipnog tečenja,
- mjerenjem stvarnog vremena zadržavanja (Jedn. 83).

U nastavku, moguće je izračunati veličinu reakcije na tri različita načina:

- za realno vrijeme u zatvorenom sustavu,
- za „klipno vrijeme tečenja” u protočnom reaktoru,
- za realno vrijeme u protočnom reaktoru.

Neki su primjeri pokazani u Tabl. 2. Može se utvrditi da „aproksimacija klipnog tečenja” daje očito različite rezultate od ostala dva modela.

3.7.3. Mjerenje traserima

Kao što je već poznato, u namjeri da se dobiju empiričke karakteristike učinkovitosti reaktora, potrebno je mjeriti koncentracije traseira u završnom poprečnom presjeku reaktora. Konačni rezultat ovisi jako o odabiru traseira. Potrebno je razmotriti slijedeće uvjete:

- kemijski sastav traseira mora se razlikovati od tekućine u reaktoru,
- traser ne smije biti štetan i skup,
- osobine traseira ne smiju mijenjati dinamičke karakteristike medija,
- traser se treba detektirati i kod malih koncentracija.

U istraživanjima predstavljenim u ovoj knjizi, korišten je Rodamin WT.

3.7.4. Praktični primjer

U namjeri da se pokaže tehnička primjena prethodno predloženih metoda, prikazana su dva laboratorijska modela – pravokutni naknadni taložnik (bez recirkulacije, npr. za $Q_R = 0$; Sl. 17) i separator ulja (Sl. 19). Neki primjeri izmjerenih završnih koncentracija (Sl. 18 i 20) daju mogućnost ilustracije stvarnih karakteristika ovih reaktora u usporedbi s „modelom klipnog tečenja”.

4. Distribucijski reaktori

4.1. Funkcionalna shema distribucijskog reaktora

Analizirana vrsta reaktora široko se koristi u tehničkoj praksi u sanitarnom inženjstvu i industriji. Osnovni cilj ovakvog sustava je raspodjela dotoka u dva razdvojena dijela (Sl. 23).

Potrebno je naglasiti da je u ovom slučaju nemoguće primijeniti tako popularan (i vrlo jednostavan s formalnog stanovišta) „model klipnog tečenja” - iako su poznate komponente ukupnog dotoka (Jedn. 100), lokalni volumeni dviju istjecajnih zona su nepoznati (Jedn. 99).

4.2. Opće napomene o verifikaciji modela

Bit verifikacije sastoji se u usporedbi izračunatih i izmjerenih rezultata simulacija objekta u eksploataciji. Ova je postupak vrlo važan, ali obično vrlo skup i vremenski zahtjevan. Zbog toga se u praksi verifikacija često reducira na potrebni minimum. U slučaju koji se ovdje razmatra ova se faza obično razdvaja na dva elementa:

- empiričku identifikaciju funkcije $r(t)$,
- empiričku verifikaciju završne koncentracije traseira.

4.3. Model polja brzina

Konačni skup osnovnih jednažbi bitno ovisi o individualnim osobinama razmatranog problema. Tražeći te jednažbe pokušalo se zadovoljiti dva naizgled kontradiktorna uvjeta – fizikalnu preciznost i matematičku jednostavnost. U primjeru niže prikazanom razmatran je laboratorijski model naknadnog taložnika (Sl. 17a), ovog puta s otjecanjem na dnu. Uz uvažavanje karakteristika tečenja odabrana je biharmonijska jednažba (58) za model polja brzina.

Odgovarajući rubni uvjeti izraženi su relacijama (103, 104), grafički prikazanim na Sl. 24. Problem je riješen numerički (Jedn.105, Sl. 25). Primjer dobivenog rješenja prikazan je na Sl. 26 strujnicama.

4.4. Izračun završne koncentracije trasera

U nastavku, koncentracija trasera opisana je uz pomoć jednažbe plošne disperzije (Jedn. 27), s početnim i rubnim uvjetima dobivenim jednažbama 74, 106 i 107. Neki primjeri numeričkog rješenja pokazani su na Sl. 27–31.

4.5. Empirička verifikacija proračuna

U nastojanju da se vrednuju rezultati proračuna, završne koncentracije su mjerene u laboratoriju. Kao traser korišten je Rodamin WT. Koncentracije su određivane uz pomoć fluorimetra CYCLOPS-7 (proizvođač Turner Design, SAD). Usporedbom proračunatih i mjerenih završnih koncentracija (Sl. 27–31) može se utvrditi da je kompatibilnost između ova dva pristupa (teoretskog i empiričkog) sasvim zadovoljavajuća. Uz to problem je riješen primjenom razmjerno jednostavne metode.

5. Spojni reaktori

5.1. Funkcionalna shema spojnih reaktora

Ova je vrsta tehničkih objekata također vrlo važna. Ponekad ona slijedi distribucijske reaktore, nekad djeluje individualno. S hidrauličkog stanovišta spojni reaktori se razlikuju od distributivnih, jer se u njima javlja izražena zona miješanja (Sl. 32).

5.2. Istraživanje spojnih reaktora

Oblik i osnovne dimenzije analiziranih objekata prikazani su na Sl. 33. Uvažavajući njihov karakter, razmatrani problem je opisan istim modelom kao prije – korištenjem polja brzina (Jedn. 58, 103 i 104, Sl. 34) i transferom otopljene mase (Jedn. 27, 74, 106 i 107). Također su i mjerenja obavljena na isti način (vidi pogl. 4.5).

Primjeri proračunatih i mjerenih vrijednosti prikazani su na Sl. 35–40 (brzina) i Sl. 41–46 (koncentracije trasera). U ovom je slučaju također, analiza rezultata pokazala opravdanost primjene predloženog modela.

Legenda

- Sl. 1. Primjer cirkulacijskog reaktora (a – aeracijski spremnik, b – aerirani pjeskolov)
- Sl. 2. Shematski dijagram recirkulacijskog reaktora (SG – glavni tok, RC – recirkulacija)
- Sl. 3. Shematski poprečni presjek integriranog recirkulacijskog reaktora
- Sl. 4. Slijed taloženja suspendirane tvari (SP – prelazna zona između mulja na dnu i čiste tekućine)
- Sl. 5. Krivulja mineralizacije organske tvari
- Sl. 6. Primjer polja brzina izračunatog uz pomoć kinematičkog modela (a – ravninsko potencijalno tečenje, b – biharmonijski model)
- Sl. 7. Određivanje vremena zadržavanja – opće pravilo
- Sl. 8. Primjer polja brzina zraka u ventiliranoj konferencijskoj sobi
- Sl. 9. Disperzija mase u reaktoru – opće pravilo
- Sl. 10. Transformacija impulsa trasera
- Sl. 11. Određivanje učinkovitosti reaktora – opće pravilo
- Sl. 12. Struktura kontinuiranog disperzijskog miješanja u reaktoru – stacionarno tečenje
- Sl. 13. Struktura kontinuiranog disperzijskog miješanja u reaktoru – nestacionarno tečenje
- Sl. 14. Primjer funkcionalnih karakteristika reaktora
- Sl. 15. Mjerenje veličine samoočišćenja na rijeci – opće pravilo
- Sl. 16. Određivanje krivulje veličine reakcije
- Sl. 17. Laboratorijski poprečni presjek (naknadni taložnik; PZ – mjesto mjerenja koncentracije trasera; a – vertikalni čeonni zid, zakrivljeni čeonni zid, c – čeonni zid s horizontalnom pregačom)
- Sl. 18. Mjerenje završne koncentracije u naknadnom taložniku (vidi Sl. 17)
- Sl. 19. Laboratorijski aksijalni presjek (separator ulja; PZ – točka mjerenja koncentracije trasera)
- Sl. 20. Mjerenje završna koncentracija u separatoru ulja (vidi Sl. 19)
- Sl. 21. Integralna krivulja za proračun površinskog vremena zadržavanja
- Sl. 22. Trokutasta aproksimacija završne koncentracije trasera – opće pravilo
- Sl. 23. Funkcijska shema distributivnog reaktora (SO – glavna izlazna zona, SR – recirkulacijska zona, SM – mrtva zona)
- Sl. 24. Rubni uvjeti (Jedn. 58, Sl. 17a)
- Sl. 25. Numerička mreža (Sl. 17a)
- Sl. 26. Primjeri pružanja strujnica u recirkulacijskim reaktorima (Sl. 17a) za različite omjere Q_R/Q_K
- Sl. 27. Završna koncentracija trasera za $Q_R : Q_K = 3:1$
- Sl. 28. Završna koncentracija trasera za $Q_R : Q_K = 2:1$
- Sl. 29. Završna koncentracija trasera za $Q_R : Q_K = 1:1$
- Sl. 30. Završna koncentracija trasera za $Q_R : Q_K = 1:2$
- Sl. 31. Završna koncentracija trasera za $Q_R : Q_K = 1:3$
- Sl. 32. Funkcijska shema spojnih reaktora (SM – zona miješanja)
- Sl. 33. Plošna shema laboratorijskog spojnog reaktora (DZ – točka doziranja trasera, PZ – točka mjerenja trasera, A, B, C – različite pozicije bočnih ulaza)
- Sl. 34. Rubni uvjeti (Jedn. 58, Sl. 33)
- Sl. 35. Primjeri pružanja strujnica u spojnom reaktoru (Sl. 33) za različite položaje bočnog ulaza ($Q_0 : Q_B = 1:3$)
- Sl. 36. Primjeri pružanja strujnica u spojnom reaktoru (Sl. 33) za različite položaje bočnog ulaza ($Q_0 : Q_B = 1:2$)

- Sl. 37. Primjeri pružanja strujnica u spojnom reaktoru (Sl. 33) za različite položaje bočnog ulaza ($Q_0 : Q_B = 1 : 1$)
- Sl. 38. Primjeri pružanja strujnica u spojnom reaktoru (Sl. 33) za različite položaje bočnog ulaza ($Q_0 : Q_B = 2 : 1$)
- Sl. 39. Primjeri pružanja strujnica u spojnom reaktoru (Sl. 33) za različite položaje bočnog ulaza ($Q_0 : Q_B = 3 : 1$)
- Sl. 40. Primjer polja brzina
- Sl. 41. Primjer polja koncentracija trasera
- Sl. 42. Primjeri završne koncentracije trasera u spojnom reaktoru (Sl. 33) za različite položaje bočnog ulaza ($Q_0 : Q_B = 1 : 3$)
- Sl. 43. Primjeri završne koncentracije trasera u spojnom reaktoru (Sl. 33) za različite položaje bočnog ulaza ($Q_0 : Q_B = 1 : 2$)
- Sl. 44. Primjeri završne koncentracije trasera u spojnom reaktoru (Sl. 33) za različite položaje bočnog ulaza ($Q_0 : Q_B = 1 : 1$)
- Sl. 45. Primjeri završne koncentracije trasera u spojnom reaktoru (Sl. 33) za različite položaje bočnog ulaza ($Q_0 : Q_B = 2 : 1$)
- Sl. 46. Primjeri završne koncentracije trasera u spojnom reaktoru (Sl. 33) za različite položaje bočnog ulaza ($Q_0 : Q_B = 3 : 1$)

Popis simbola

- B – širina
- c – koncentracija
- C – Chezy-ev koeficijent
- D – promjer
- D_M – koeficijent molekularne difuzije
- D_T – koeficijent turbulentne difuzije
- f – sila jedinične mase
- g – akceleracija gravitacije
- h – srednja dubina
- H – dubina
- i_o – nagib dna
- k – konstanta veličine reakcije
- K_{ij} – koeficijent disperzije
- K_L – uzdužna disperzivnost
- K_T – poprečna disperzivnost
- L – udaljenost
- L_M – geometrijski omjer
- m – masa
- M – intenzitet impulsa
- M_C – ukupna masa trasera
- n_M – Manning-ov koeficijent
- n_R – veličina recirkulacije
- \mathbf{n}_v – jedinični vektor
- O_Z – omočeni obod
- p – tlak
- Q – protok
- r – učinkovitost reaktora
- r_{dop} – tražena učinkovitost reaktora
- r_{ef} – rezultatna učinkovitost reaktora

Re	– Reynolds-ov broj
R_H	– hidraulički radijus
s_Z	– stupanj konsolidacije
S	– površina poprečnog presjeka
Sc	– Schmidt-ov broj
t	– vrijeme
t_n	– trajanje aeracije
t_p	– vrijeme zadržavanja
t_{ps}	– srednje vrijeme zadržavanja
\mathbf{u}	– vektor brzine
u_i	– komponente brzine
v	– srednja brzina
v_{cs}	– brzina taloženja
V	– volumen
x, y, z	– Kartezijanske koordinate
z_i	– koncentracija aktivnog mulja
z_{ij}	– funkcija izvora
Z_i	– rezultirajuća funkcija izvora
∂	– Dirac-ova funkcija
∂_S	– udaljenost od zida
μ	– dinamička viskoznost
ν	– kinematička viskoznost
ρ	– gustoća
τ_S	– posmično naprezanje
ψ	– funkcija toka

Oznake

B	– bočni priliv
i	– broj komponenti
j	– broj postupka
K	– završno stanje
0	– početno stanje
p	– proizvod
R	– recirkulacija
s	– supstrat
S	– sirova otpadna voda
T	– turbulentno

Hydraulics of recirculative reactors

1. Concept of recirculative flow

Fluid-flow systems can be divided into five main categories:

- cubature objects (reservoirs and reactors);
- transit systems (pipelines, open-channels and free jets);
- fluid-flow machines (pumps, fans, compressors, turbines, fuel engines, screw propellers, windmills...);
- connectors and regulators (fittings);
- measuring instruments and devices.

Among many other important classifications one should underline a functional one, according to which we can distinguish:

- hydraulic objects with translatory motion (main flow from the inlet to the outlet);
- hydraulic objects with returnable motion (especially induced return flow).

The second group of hydraulic objects covers:

- circulative systems (which are of service mainly to mixing, aerating and/or maintaining the required hydraulic conditions – Fig. 1);
- recirculative systems (serving mainly for transport of reactants and/or support of the minimal fluid discharge).

The main goal of this paper is the hydraulic analysis of recirculative fluid-flow reactors.

2. Characteristics of recirculation

As a main parameter of the considered process one should recognize the circulation ratio (Eq. 1). From the functional point of view it is purposeful to distinguish main diagrams of flow (Fig. 2). Each one is defined by the influence of the recirculation into the hydraulic characteristics of the object, what yields four possibilities:

- distributive reactors (Fig. 2a);
- connecting reactors (Fig. 2b);
- combined reactors (Fig. 2c);
- neutral reactors (Fig. 2d).

Obviously, individual objects can be designed in different ways, but generally we can speak about traditional systems (when several reactors are connected by means of pipes and/or open-channels) and integrated systems (Fig. 3).

3. Quantitative description of reactors acting without recirculation

3.1. General remarks

Wide spreading of more and more efficient computers and effective methods of numerical calculations, observed since the last quarter of XX-th century, have exerted a fundamental influence on technical theory and practice. Up to this turning point, engineers could apply simple, usually algebraic relations, describing considered processes and systems. In consequence, the accuracy of dimensioning and designing was rather limited.

Nowadays, we can solve many complex equations, usually differential or integral, describing physical fields (functions of space and time, which have a concrete physical or technical sense). In some technical problems the analysis of these fields is an indispensable element of the designing process (see par. 3.4). However, this new possibility in some situations creates an *embarras de richesse* – the scale of the numerically obtained information is too large for the considered task. In consequence engineers are sometimes interested in specific methods, compact and synthetic. Such attitude will be presented below.

3.2. Kinetics of reactions and conversions

Kinetics deals with the quantitative description of the course of chemical and/or biological and/or physical reactions and/or conversions. The basic information about the state of the system, considered in this book, is given by the concentration (Eq. 4) of each component, dispersed (i.e. dissolved or suspended) in the fluid medium, which fills the reactor.

The intensity of the reaction course is described by the reaction rate (Eq. 7). One should underline, that in addition to typical (“traditional”) reactions, environmental engineers sometimes have to consider some specific conversions, which are consequences of physical transfer of mass or energy through the fluid medium (sedimentation, flotation, aeration through the water free surface...). Even these processes can be described by means of the traditional continuous model of chemical reaction (see Fig. 4).

Generally, the description of the course of considered transformation makes up formal problems. Quite often the reaction rate can be expressed by the monomial (Eq. 8). The sum (Eq. 9) defines the reaction order. Fortunately, in many cases we have to do with the transformation of the first order (Eq. 12), which is described by the exponential function (Eq. 18). From practical point of view it is convenient to describe the actual effects of the conversion by the degree of concentration reduction (Eq. 19), containing the reaction velocity constant k_{ij} .

Considering the fluid-flow systems, we should analyse the influence of the medium velocity on the reaction rate (Eq. 12). The direct relations between these factors are observed rather seldom, mainly in physical (or sometimes biological) processes (sedimentation of suspension, aeration of water...). But one should note the indirect influence of the medium velocity, expressed by the detention time, which is practically equal to the time of duration of the reaction.

This effect can be formulated by the law of dispersed mass conservation, which has the mathematical shape of the equation of advection-diffusion with sources. In a general case this expression has the form of Eq. 21, but in practice we are interested in simplified forms, especially:

- for the turbulent flow (Eq. 25);
- for the plane (2D) dispersion (Eq. 27);
- for the longitudinal (1D) dispersion (Eq. 35).

3.3. Dynamics of the flow through the reactor

3.3.1. Meaning of dynamic aspects

The dynamic variables (mainly velocity \mathbf{u} and discharge Q) essentially influence the considered phenomena, although this effect has usually rather indirect character (i.e. can be expressed by the detention time).

From the other hand, the physical properties of the flowing medium (water or wastewater) considerably determine the dynamic characteristic of the flow.

Fortunately, analysing practical problems of environmental engineering, we can quite often neglect the influence of the medium chemical constitution on the flow, introducing the model of the dynamically passive substance. In the other case we would have to do with a dynamically active substance.

3.3.2. General case of the fluid flow

The basic system of the governing equations consists of two expressions – equation of continuity (Eq. 36) and dynamic equation (Eq. 37), formed by the combination of the momentum conservation equation and proper constitutive equation, almost always given by the Newton's hypothesis.

3.3.3. Turbulent flow

In this special and very important case we use the time-averaged equation of continuity (Eq. 38) and Reynolds equation (Eq. 39). A basic difficulty in this kind of problems is determination of the turbulent viscosity (Eq. 40).

3.3.4. Space-averaged flows

Among some different simplified models, one can here enumerate three following general variants:

- plane horizontal flow (Eqs. 42, 43);
- plane vertical flows (Eqs. 45, 46);
- one-dimensional flow, described by de Saint-Venant system (Eqs. 49, 50).

3.3.5. Kinematic models

Another category of the flow models, very simple formally and physically, have been derived on the base of some kinematic assumptions. Especially interesting in practice are:

- plane potential model (Eq. 57);
- biharmonic model, resulting from the Stokes assumption (Eq. 58).

3.4. Criterial state variables

Existing state variables can be classified with respect to the significance of each one in the process of technical objects dimensioning. In consequence one can distinguish:

- functionally basic variables;
- functionally auxiliary variable.

The first group plays a key role in technical practice, so can be called as criterial state variables. By the way, it is also very useful to introduce another classification, defining:

- intensive (local, differential) variables;
- extensive (global, integral) variables.

3.5. Methods of reactors dimensioning

3.5.1. Practical classification

One can define four different classes of technical methods, taking into account the level of physical accuracy of calculations. The main core of each class is given by;

- technical recommendations;
- simplified (usually algebraic) physical models;
- differential equations;
- rational parameters.

3.5.2. Technical models

As a matter of fact, these models are formed by some statistically determined parameters, on the base of technical observations of existing objects, which work properly (e.g. See Table 1). The main advantage of this class results from the formal simplicity, but they are very inaccurate.

3.5.3. Algebraic models

This family of designing methods is formally also very simple, but each one has been derived on some physical assumptions. In consequence, they enable us to make (at least approximated) technical simulations of the considered processes.

3.5.4. Differential methods

From the formal point of view, this category contains the most precise methods, as each one describes physical fields for each intensive variable. These methods should be applied when the technical problem must be solved very thoroughly and precisely (e.g. see Fig. 8). However, they are rather difficult from the mathematical point of view and moreover – expensive and time-consuming. In some situations differential methods create (already mentioned) *embarras de richesse* – calculated physical fields contain too many pieces of information, comparing with the technical needs of working specialist.

3.5.5. Rational methods

It is an interesting group of design methods, especially important when the problem can be described by global criterial variables (see par. 3.4). One can use here some integral technical, which are formally compact, although result from very precise differential calculations. These methods are very attractive when the fluid-flow reactors are considered.

3.6. Functional characteristics of fluid-flow reactors

3.6.1. Density of detention time distribution

The detention time must be recognized as the basic technical parameter, which combines hydraulic and technological characteristics of the fluid-flow reactors. Due to the spatial variability of the velocity field, each sub-element of a “fluid-slice”, entering the reactor in one moment of time, moves along different trajectories and with different velocity. In effect the detention time of each sub-element can be different. This process is called “dispersion”.

The density of distribution of these individual detention times can be expressed by the terminal concentration of a specially marked sample of fluid. This initial element can be introduced into the reactor in different forms, and analysed both theoretically and experimentally.

The most convenient form of tracer introduction in both cases is a mathematical impulse (Eq. 74), usually in its “technical form” (Eq. 77). Classical transformation of this expression through the one-dimensional system is given by the Eq. 75 and schematically shown in Fig. 10.

3.6.2. Special cases of the impulse transformation

In technology, especially popular are two simplified cases of the mass flow through the reactor:

- plug flow model (when the constant detention time is given by the Eq. 67);
- ideal mixing model) Rq. 81).

3.6.3. Terminal concentration as a functional characteristics of reactor

The terminal concentration of the initial impulse of a conservative (non-degradable) tracer expresses the density of real detention time distribution. In order to take into account reactions, which run in the considered reactor (“source function” Z in Eq. 21), we should determine the function $r(t)$, theoretically (Eq. 20) or empirically (e.g. Fig. 4), and then – calculate the terminal concentration of reacting matter (Eq. 82). In consequence we can calculate the total degree of the reactor efficiency (Eq. 83). The graphical interpretation of this sequence of calculations is shown in Fig. 11.

3.6.4. Continuous flow of the dispersed matter

In the considerations presented above, the behaviour of especially marked “fluid-slice” have been discussed. However in real structures, when the fluid moves continuously through the reactor, we can observe an interference of the successive “slices”, as it is presented in Fig. 14 (for steady flow) and in Fig. 15 (for unsteady flow).

3.6.5. Efficiency of the reactor and the design procedure

Calculation of the total reactor efficiency is a complex procedure, which can be realised for a given set of the object parameters (i.e. for the existing or already designed object). However in practice we are very often interested in determination of these parameters for the reactor efficiency known in advance. In the other words – we are interested in an inverse problem. Solving such a task we can make use of the existing mathematical methods.

3.7. Laboratory investigation of reactor efficiency

3.7.1. General remark

The considered problem, very important in technical practice, is widely presented in the professional bibliography. For this reason, in the following paragraphs only one element of this task will be discussed, namely the influence of the detention time determination.

3.7.2. Measurements of the reaction rate

There are two main possibilities of the reaction observation and control:

- in a closed system (without the fluid exchange), when the concentration varies in time according to the Eq. 91;
- in a fluid-flow system, when the advection should be taken into account (Eq. 92).

The last one can be described using two different measures of time:

- according to the plug flow model;
- for the real detention time (Eq. 83).

In consequence we can calculate the reaction rate in three different ways:

- for the real time in a closed system;
- for the “plug flow time” in a fluid-flow reactor;
- for the real time in a fluid-flow reactor.

Some examples are shown in Table 2. As we can state, the “plug flow approximation” gives apparently different results than two other models.

3.7.3. Tracer measurements

As we already know, in order to obtain the empirical characteristics of the reactor efficiency, we should measure the tracer concentration in the terminal reactor cross-section. The final result strongly depends on the tracer choice. One should take here into account the following conditions:

- the chemical constitution of the tracer should differ from the flowing medium;
- the tracer should not be harmful, nor expensive;
- the tracer properties should not change the dynamic characteristics of the medium;
- the tracer should be detectable, even at low concentration.

In the investigations presented in this book, the Rhodamine WT was used.

3.7.4. Practical example

In order to demonstrate the technical application of the method proposed above, two laboratory models have been presented – a rectangular secondary settling tank (but without recirculation, i.e. for $Q_R = 0$; Fig. 17) and the oil-separator (Fig. 19). Some examples of measured terminal tracer concentration (Figs. 18 and 20) give possibility to illustrate the real characteristics of these reactors, in comparison with the “plug-flow-model”.

4. Distributive reactors

4.1. Functional scheme of distributive reactor

The analysed kind of the reactor is widely applied in technical practice, both in sanitary engineering and industry. The main goal of such a system is to split the inflowing stream into two separated parts (Fig. 23).

One has to underline, that in this case it is impossible to apply so popular (and very simple from the formal point of view) “plug-flow-model” – although we know the components of the total fluid discharge (Eq. 100), the local volumes of two outflowing zones are unknown (Eq. 99).

4.2. General remarks about the model verification

The essence of verification consists in comparison of the calculated and measured results of the simulation of the object exploitation. This process is very important, but usually very expensive and time-consuming. So, in practice the range of verification is very often reduced to the necessary minimum. In the case considered here, we usually confine this stage to two elements:

- empirical identification of the function $r(t)$;
- empirical verification of the tracer terminal concentration.

4.3. Velocity field model

The final set of governing equations strongly depends on the individual features of the considered problem. Looking for these equations, we should try to fulfil two rather contradictory conditions – physical precision and mathematical simplicity. In the example presented below, a laboratory model of the secondary settling tank was considered (Fig. 17a), with operating bottom outflow this time. Taking into account the flow characteristics, the biharmonic equation (58) was chosen as the model of velocity field.

Proper boundary conditions are expressed by the relations (103, 104), graphically presented in Fig. 24. The problem was solved numerically (Eq. 105, Fig. 25). An example of the obtained solution is shown in Fig. 26, by the system of streamlines.

4.4. Calculation of terminal tracer concentration

Consequently, the tracer concentration was described by means of the equation of plane dispersion (Eq. 27), with the initial and boundary conditions given by Eqs. 74, 106 and 107. Some examples of numerical solutions are shown in Figs. 27–31.

4.5. Empirical verification of calculations

In order to evaluate the results of calculations, the terminal concentration was measured in the laboratory stand. Rhodamine WT was used as a tracer. The concentration was determined by means of the fluorimeter CYCLOPS-7 (produced by Turner Design, USA).

Comparing calculated and measured terminal concentrations (Figs. 27–31) one can state, that the compatibility between these two attitudes (theoretical and empirical) is quite acceptable. The more so, that the problem has been solved by means of rather simplified methods.

5. Connecting reactors

5.1. Functional scheme of connecting reactor

This kind of technical objects is also very important. Sometimes it follows the distributing reactors, sometimes – acts individually. From the hydraulic point of view, connecting reactors differ from the distributive ones, as inside these objects a distinct mixing zone appears (Fig. 32).

5.2. Investigation of connecting reactor

The shape and main dimensions of the analysed object are shown in Fig. 33. Taking into account its character, the considered problem was described by the same model as before – both for the velocity field (Eqs. 58, 103 and 104, Fig. 34) and dissolved mass transfer (Eqs. 27, 74, 106 and 107). Also the measurements were performed in the same way (see par. 4.5).

Examples of the calculated and measured results are shown in Figs. 35–40 (velocity) and Figs. 41 – 46 (tracer concentration). Also in this case, the analysis of results leads to the positive opinion about the proposed model.

Legend

- Fig. 1. Example of circulative reactors (a – aeration tank, b – aerated grit chamber)
- Fig. 2. Schematic diagram of recirculative reactor (SG – mean stream, RC – recirculation)
- Fig. 3. Schematic cross-section of integrated recirculative reactor
- Fig. 4. Course of suspended matter sedimentation (SP – transient zone between bottom sludge and cleared fluid)
- Fig. 5. Organic matter mineralization curve
- Fig. 6. Examples of velocity field, calculated by means of kinematic models (a – plane potential flow, b – biharmonic model)
- Fig. 7. Determination of detention time – general rule
- Fig. 8. Example of air velocity field in ventilated conference room.
- Fig. 9. Mass dispersion in reactor – general rule
- Fig. 10. Transformation of tracer impulse
- Fig. 11. Determination of reactor efficiency – general rule
- Fig. 12. Structure of continuous dispersive mixing in reactor – steady flow
- Fig. 13. Structure of continuous dispersive mixing in reactor – unsteady flow
- Fig. 14. Example of reactor functional characteristics
- Fig. 15. Measurements of river self-purification rate – general rule
- Fig. 16. Determination of reaction rate curve
- Fig. 17. Laboratory stand cross-section (secondary settling tank; PZ – tracer concentration measuring point; a – vertical headwall, b – curved headwall, c – headwall with horizontal baffle)
- Fig. 18. Measured tracer terminal concentrations in secondary settling tank (see Fig. 17)
- Fig. 19. Laboratory stand axial cross-section (oil separator; PZ – tracer concentration measuring point)
- Fig. 20. Measured tracer terminal concentration in oil separator (see Fig. 19)
- Fig. 21. Integral curve for calculation of surface-detention-time
- Fig. 22. Triangular approximation of terminal tracer concentration – general rule
- Fig. 23. Functional scheme of distributive reactor (SO – main outflow zone, SR – recirculation zone, SM – dead zone)
- Fig. 24. Boundary conditions (Eq. 58, Fig. 17a)
- Fig. 25. Numerical grid (Fig. 17a)
- Fig. 26. Examples of streamlines course in recirculative reactor (Fig. 17a) for different rates Q_R/Q_K
- Fig. 27. Terminal tracer concentration for $Q_R : Q_K = 3:1$
- Fig. 28. Terminal tracer concentration for $Q_R : Q_K = 2:1$
- Fig. 29. Terminal tracer concentration for $Q_R : Q_K = 1:1$
- Fig. 30. Terminal tracer concentration for $Q_R : Q_K = 1:2$
- Fig. 31. Terminal tracer concentration for $Q_R : Q_K = 1:3$
- Fig. 32. Functional scheme of connecting reactor (SM – mixing zone)

- Fig. 33. Plane scheme of laboratory connecting reactor (DZ – tracer dosage point, PZ – tracer measuring point, A, B, C – different positions of side inlets)
- Fig. 34. Boundary conditions (Eq. 58, Fig. 33)
- Fig. 35. Examples of streamlines course in connecting reactor (Fig. 33) for different positions of side inlet ($Q_0 : Q_B = 1:3$)
- Fig. 36. Examples of streamlines course in connecting reactor (Fig. 33) for different positions of side inlet ($Q_0 : Q_B = 1:2$)
- Fig. 37. Examples of streamlines course in connecting reactor (Fig. 33) for different positions of side inlet ($Q_0 : Q_B = 1:1$)
- Fig. 38. Examples of streamlines course in connecting reactor (Fig. 33) for different positions of side inlet ($Q_0 : Q_B = 2:1$)
- Fig. 39. Examples of streamlines course in connecting reactor (Fig. 33) for different positions of side inlet ($Q_0 : Q_B = 3:1$)
- Fig. 40. Example of velocity field
- Fig. 41. Example of tracer concentration field
- Fig. 42. Examples of terminal tracer concentration in connecting reactor (Fig. 33) for different positions of side inlet ($Q_0 : Q_B = 1:3$)
- Fig. 43. Examples of terminal tracer concentration in connecting reactor (Fig. 33) for different positions of side inlet ($Q_0 : Q_B = 1:2$)
- Fig. 44. Examples of terminal tracer concentration in connecting reactor (Fig. 33) for different positions of side inlet ($Q_0 : Q_B = 1:1$)
- Fig. 45. Examples of terminal tracer concentration in connecting reactor (Fig. 33) for different positions of side inlet ($Q_0 : Q_B = 2:1$)
- Fig. 46. Examples of terminal tracer concentration in connecting reactor (Fig. 33) for different positions of side inlet ($Q_0 : Q_B = 3:1$)

List of symbols

B	– width
c	– concentration
C	– Chezy coefficient
D	– diameter
D_M	– coefficient of molecular diffusion
D_T	– coefficient of turbulent diffusion
\mathbf{f}	– unit mass force
\mathbf{g}	– gravity acceleration
h	– mean depth
H	– depth
i_o	– bottom slope
k	– reaction rate constant
K_{ij}	– coefficient of dispersion
K_L	– longitudinal dispersivity
K_T	– transversal dispersivity
L	– distance
L_M	– geometrical scale
m	– mass
M	– impulse intensity
M_C	– total tracer mass
n_M	– Manning coefficient
n_R	– recirculation rate
\mathbf{n}_v	– unit vector

O_Z	– wetted perimeter
p	– pressure
Q	– discharge
r	– reactor efficiency
r_{dop}	– required reactor efficiency
r_{ef}	– resultant reactor efficiency
Re	– Reynolds number
R_H	– hydraulic radius
s_Z	– degree of consolidation
S	– cross-section area
Sc	– Schmidt number
t	– time
t_n	– aeration time
t_p	– detention time
t_{ps}	– mean detention time
\mathbf{u}	– velocity vector
u_i	– velocity components
v	– mean velocity
v_{cs}	– sedimentation velocity
V	– volume
x, y, z	– Cartesian coordinates
z_i	– concentration of activated sludge
z_{ij}	– source function
Z_i	– resultant source function
δ	– Dirac function
∂_S	– distance from the wall
μ	– dynamic viscosity
ν	– kinematic viscosity
ρ	– density
τ_S	– shear stress
ψ	– stream function

Indices

B	– lateral inflow
i	– number of component
j	– number of process
K	– terminal state
O	– initial state
p	– product
R	– recirculation
s	– substrate
S	– crude waste water
T	– turbulent

WYDAWNICTWO POLITECHNIKI GDAŃSKIEJ

Wydanie I. Ark. wyd. 7,2. Ark. druku 7,25, 71/533

Druk: PPH ZAPOL Dmochowski, Sobczyk, Sp. Jawna
al. Piastów 42, 71-062 Szczecin, tel. 091 435 19 00