

BIOREAKTORY

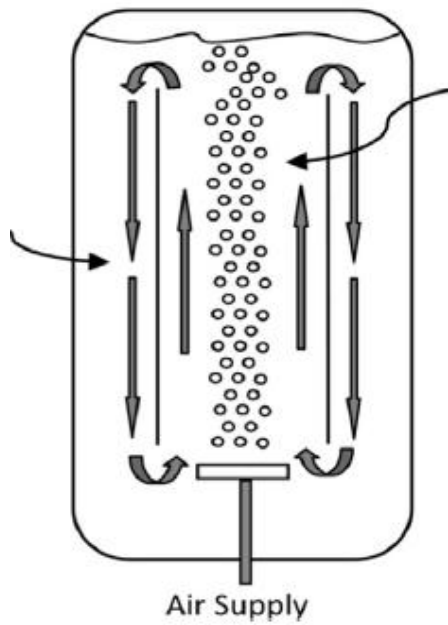
W - 4

Dynamika bioreaktorów

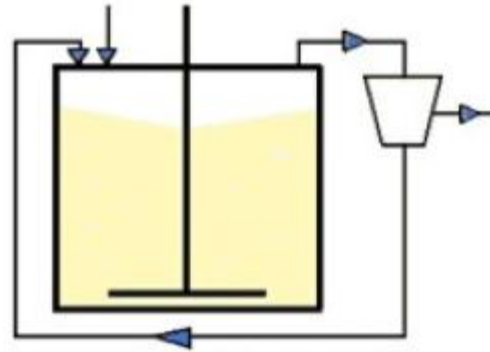
– czas przebywania / dyspersja masy -

- *Zbiornikowych z mieszaniem – okresowych*
- *Zbiornikowych z mieszaniem – półciągłych*
- *Rurowych / komorowych przepływowych*
- *Przepływowych z immobilizowanym osadem czynnym*
- *Typu „air lift” – z przepływem zawiesiny osadu czynnego wymuszonym napowietrzaniem*

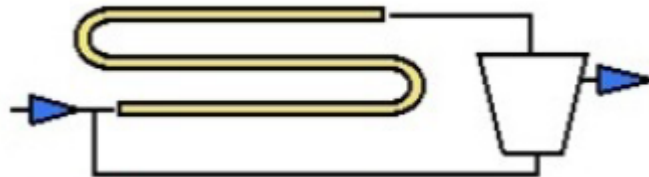
Rodzaje bioreaktorów



Reaktory „air lift”



Reaktor zbiornikowy

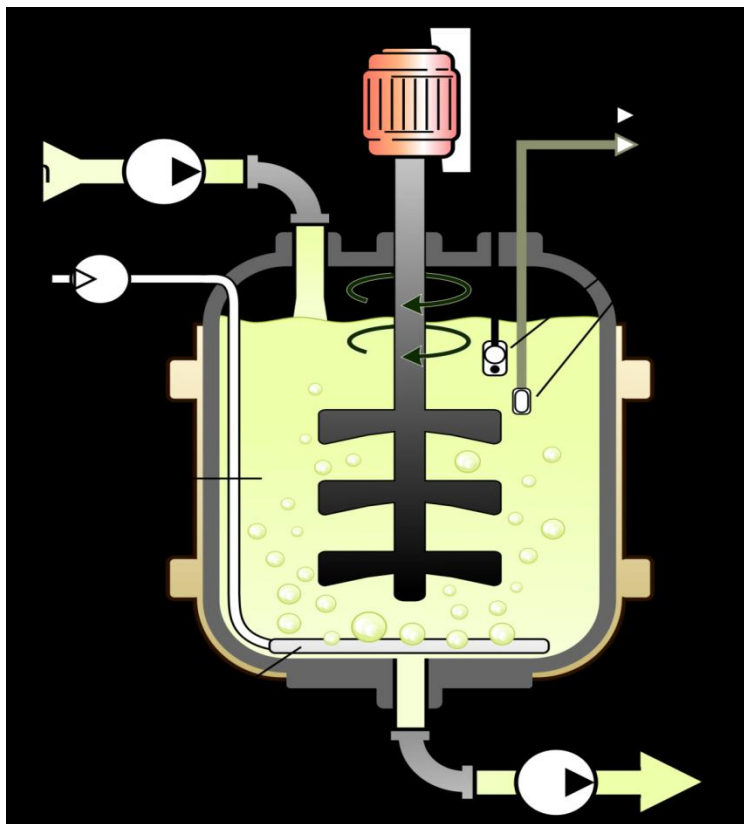


Reaktor rurowy

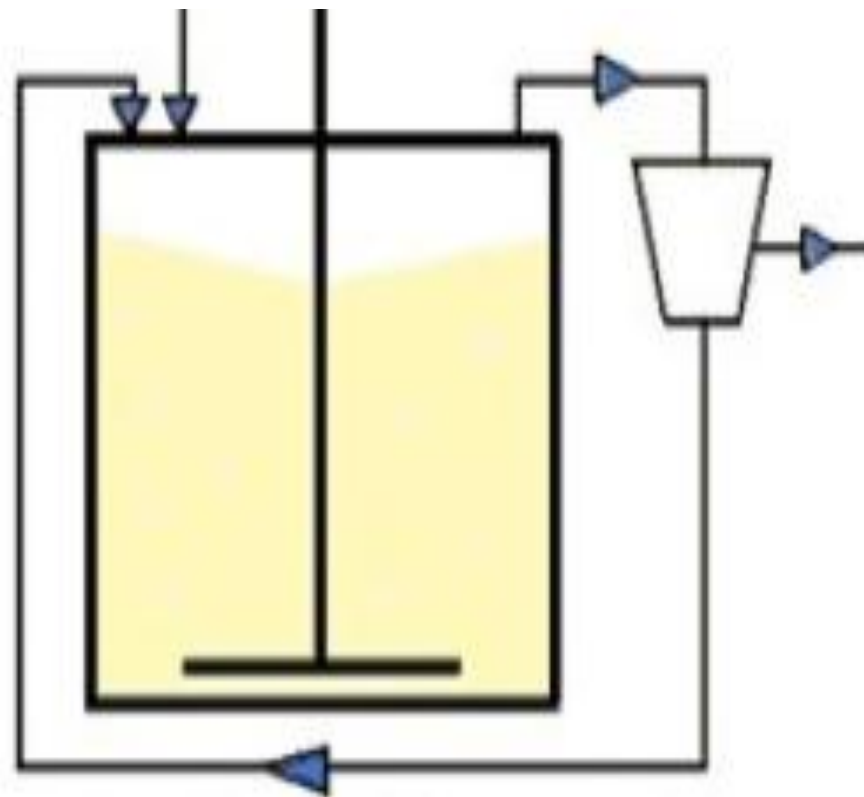


Reaktor wielodziałowy

Badanie dynamiki „obiekta”, w tym bioreaktora, to określenie odpowiedzi na skokowe / impulsowe / prostokątne – „wymuszenie” – metoda matematycznego przewidywania / doświadczalnego opisu czasu zatrzymania, dyspersji, efektywnej dyfuzji



Zbiornikowy z mieszaniem – okresowy



Zbiornikowy z mieszaniem – półciągły

ROZKŁAD RZECZYWISTEGO CZASU PRZEBYWANIA (RCP) W REAKTORACH

W idealnych reaktorach okresowych czas przebywania jest określony jednoznacznie i jest stały dla wszystkich cząsteczek. W reaktorach przepływowych pojęcie czasu przebywania ma własności zmiennej przypadkowej. Czas τ_x lub τ'_x jest tzw. czasem zastępczym przebywania.

Rzeczywisty czas przebywania cząsteczek substancji w reaktorze przepływowym jest związany z charakterem przepływu. Przepływ w reaktorach rzeczywistych jest czymś pośrednim pomiędzy przepływem z idealnym mieszaniem a przepływem tłokowym. W reaktorach zbiornikowych nie zawsze osiągany jest stan idealnego wymieszania zaś w reaktorach rurowych wystąpi zjawisko mieszania w kierunku zgodnym z kierunkiem przepływu.

ROZKŁAD RZECZYWISTEGO CZASU PRZEBYWANIA (RCP) W REAKTORACH

W dowolnym aparacie przepływowym zaburzenia i wiry powodują że drogi poszczególnych elementów objętości płynu pomiędzy wejściem a wyjściem aparatu są różne i różne są ich czasy przebywania w aparacie. Nie ma sposobu określenia czasu przebywania wybranego elementu płynu w reaktorze.

Rzeczywisty czas przebywania τ w reaktorze przepływowym jest zmienną przypadkową i podlega określonemu prawu rozkładu. Wyraża to ogólnie funkcja $E(\tau)$ tzw. *widmo czasu przebywania*. Jest ona tak zdefiniowana że iloczyn $E(\tau)d\tau$ określa ułamek molowy cząsteczek o czasie przebywania od τ do $\tau+d\tau$ w strumieniu wylotowym z aparatu.

ROZKŁAD RZECZYWISTEGO CZASU PRZEBYWANIA (RCP) W REAKTORACH

Jest to funkcja gęstości prawdopodobieństwa czasu przebywania

$$\int_0^{\infty} E(\tau) d\tau = 1$$

Używa się również pojęcia funkcji rozkładu lub tzw. *dystrybuanty czasu przebywania* $F(\tau)$. Wartość tej funkcji dla czasu τ określa udział molowy cząsteczek o czasie przebywania od 0 do τ w strumieniu wylotowym.

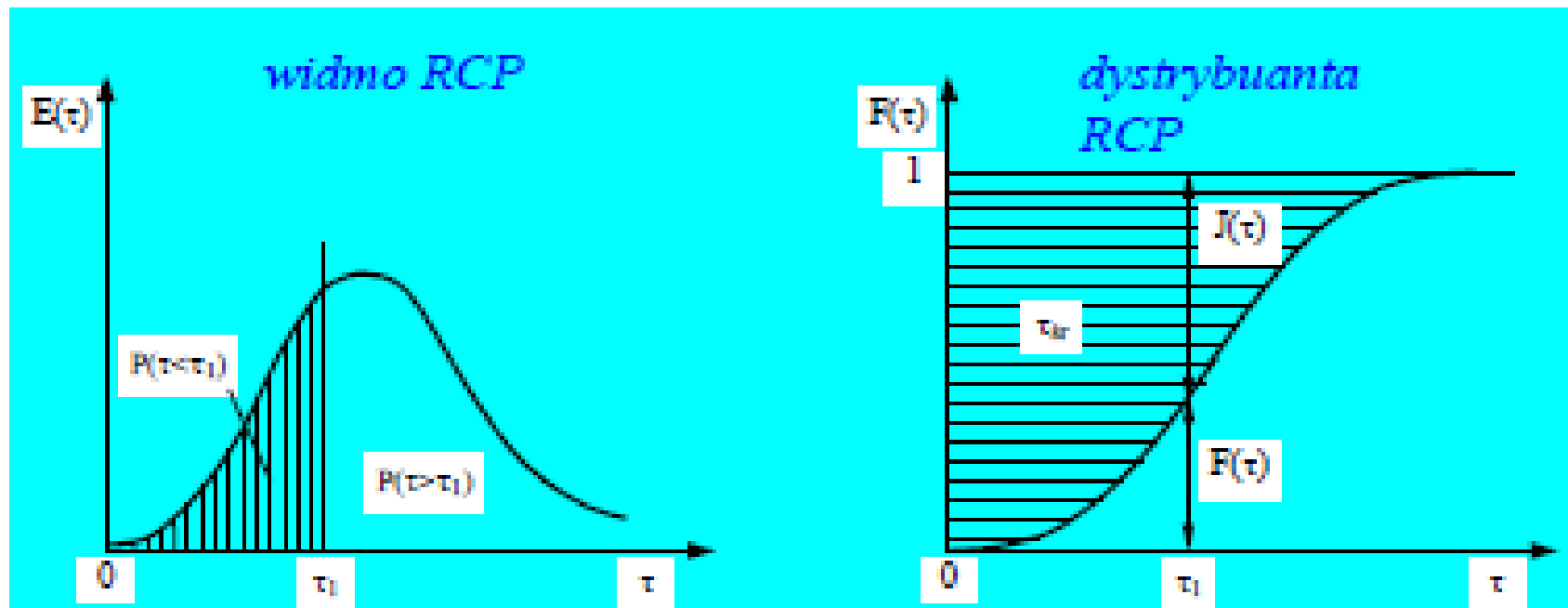
Jednocześnie $F(\tau) = \int_0^{\tau} E(\tau) d\tau$

Wynika stąd że $F(0) = 0$ a $F(\infty) = 1$.

A średni czas przebywania

$$\bar{\tau} = \frac{\int_0^{\infty} \tau E(\tau) d\tau}{\int_0^{\infty} E(\tau) d\tau} = \int_0^{\infty} \tau dF(\tau)$$

ROZKŁAD RZECZYWISTEGO CZASU PRZEBYWANIA (RCP) W REAKTORACH



ROZKŁAD RZECZYWISTEGO CZASU PRZEBYWANIA (RCP) W REAKTORACH

Do określenia czasu przebywania używa się czasem parametru Θ zwanego względnym czasem przebywania:

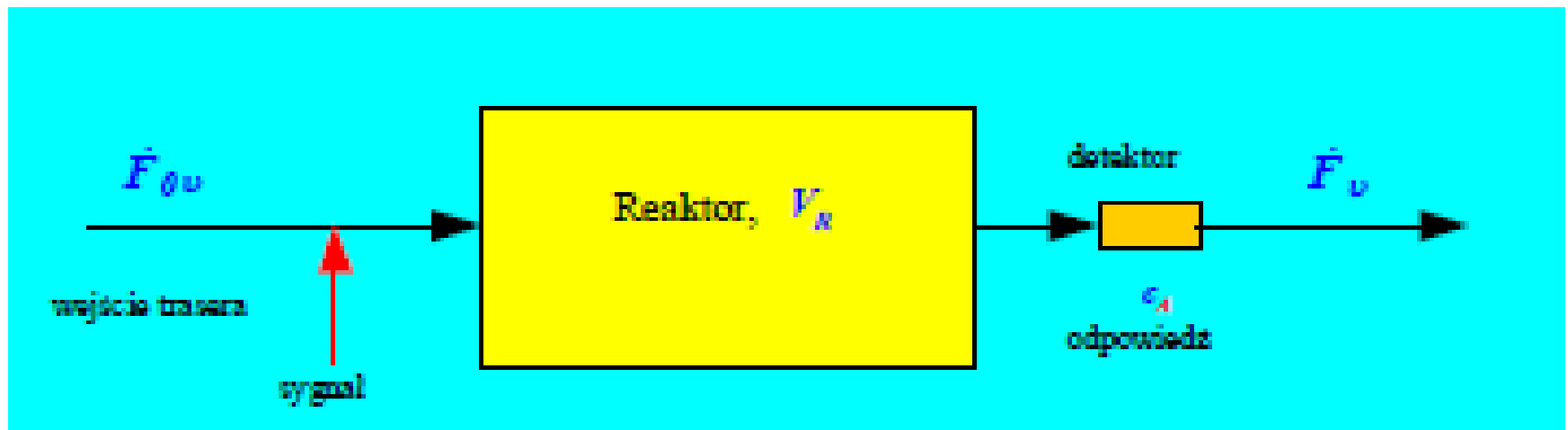
$$\Theta = \frac{\tau}{\bar{\tau}}; \quad d\Theta = \frac{d\tau}{\bar{\tau}}; \quad \tau = \tau'_2 = \frac{V_R}{F_{0v}}; \quad \rho_m = \text{const}$$

Jednocześnie całka prawdopodobieństwa obu zmiennych musi mieć taką samą wartość:

$$F(\Theta) = F(\tau) \rightarrow E(\Theta)d\Theta = E(\tau)d\tau \rightarrow E(\Theta) = \bar{\tau} E(\tau)$$

ROZKŁAD RZECZYWISTEGO CZASU PRZEBYWANIA (RCP) W REAKTORACH

Funkcje rozkładu wyznacza się doświadczalnie stosując metodę badania odpowiedzi układu na sygnał zakłócający:

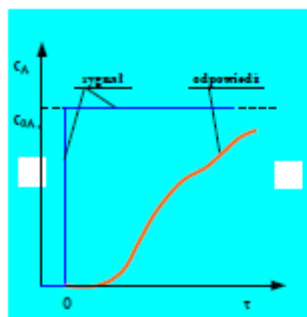


W doświadczeniach stosuje się najczęściej sygnały w postaci funkcji „schodkowej” (zakłócenie skokowe) lub impulsowej, a odpowiedzią układu jest funkcja

$$\dot{n}_A = f(\tau) \quad \text{lub} \quad c_A = f(\tau)$$

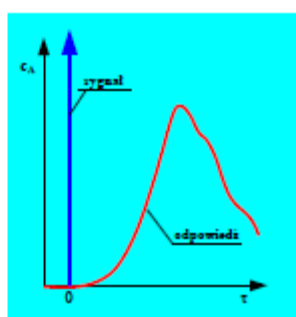
ZAKŁÓCENIA: SKOKOWE I IMPULSOWE

zakłócenie skokowe



$$c_A(\tau) = \begin{cases} 0 & \text{dla } \tau < 0 \\ c_{0,A} & \text{dla } \tau \geq 0 \end{cases} \quad l=0$$

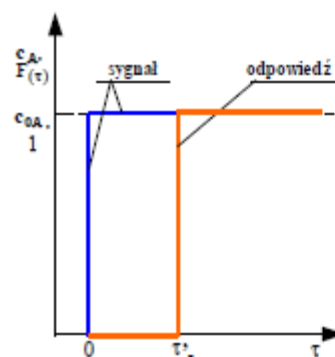
zakłócenie impulsowe



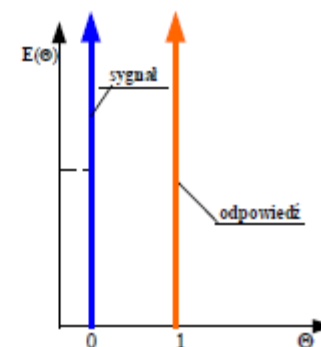
$$c_A(\tau) = \begin{cases} 0 & \text{dla } \tau < 0 \\ c_{0,A} & \text{dla } 0 < \tau \leq \Delta\tau_{imp} \\ 0 & \text{dla } \tau > \Delta\tau_{imp} \end{cases} \quad l=0$$

FUNKCJE RCP W REAKTORACH IDEALNYCH

REAKTOR RUROWY



zakłócenie skokowe

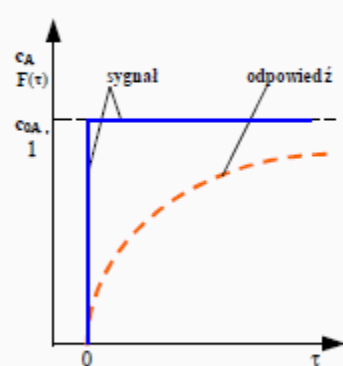


zakłócenie impulsowe

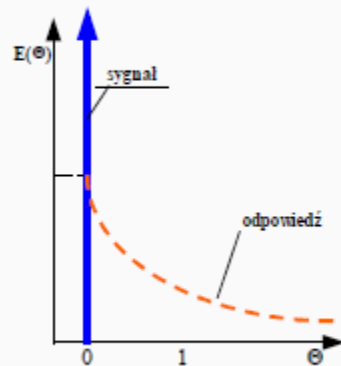
8

FUNKCJE RCP W REAKTORACH IDEALNYCH

REAKTOR ZBIORNIKOWY



zakłócenie skokowe



zakłócenie impulsowe

10

FUNKCJE RCP W REAKTORACH IDEALNYCH

REAKTOR RUROWY

$$F(\tau) = \frac{c_A}{c_{0,A}} = \begin{cases} 0 & \text{gdym } \tau < \bar{\tau} \\ 1 & \text{gdym } \tau \geq \bar{\tau} \end{cases}$$

$$E(\tau) = \frac{c_A \dot{F}_{0v}}{n_{0,A}} = \begin{cases} 0 & \text{gdym } \tau \neq \bar{\tau} \\ \infty & \text{gdym } \tau = \bar{\tau} \end{cases}$$

zakłócenie skokowe

zakłócenie impulsowe

9

FUNKCJE RCP W REAKTORACH IDEALNYCH

REAKTOR ZBIORNIKOWY

$$F(\tau) = F(\Theta) = \frac{c_A}{c_{0A}} = 1 - \exp\left(-\frac{\tau}{\tau}\right)$$

$$E(\Theta) = \frac{c_A}{c_{0A}} = \exp(-\Theta)$$

$$F(\tau) = \begin{cases} 0 & \text{gdy } \tau = 0 \\ 0,63 & \text{gdy } \tau = \tau \\ 1 & \text{gdy } \tau = \infty \end{cases}$$

$$E(\Theta) = \begin{cases} 1 & \text{gdy } \Theta = 0 \\ 0,37 & \text{gdy } \Theta = 1 \\ 0 & \text{gdy } \Theta = \infty \end{cases}$$

zakłócenie skokowe

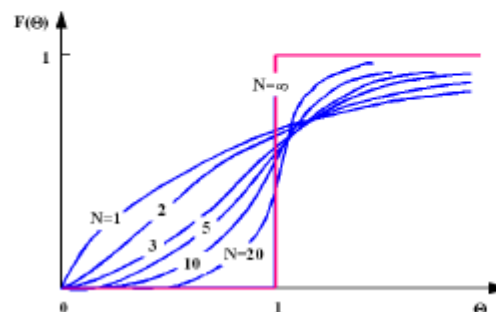
zakłócenie impulsowe

11

FUNKCJE RCP W REAKTORACH IDEALNYCH

KASKADA REAKTORÓW

W kaskadzie idealnych reaktorów zbiornikowych zwykle określa się RCP dla zakłócenia skokowego. Zakłada się jednakową objętość V_R pojedynczego N -tego reaktora w kaskadzie.



Funkcja $E(\Theta) = f(\Theta, N)$ w przypadku kaskady reaktorów idealnych dla rosnącego N przypomina coraz bardziej krzywą Gaussa z "ogonem" z prawej strony przy czym dla $N = \infty$ maksimum jej przypada dla $\Theta = 1$.

12

FUNKCJE RCP W REAKTORACH RZECZYWISTYCH

Doświadczalnie wyznaczone krzywe $E(\tau)$ i $F(\tau)$ nie są zgodne z krzywymi dla warunków idealnych. Obrazem funkcji $E(\tau)$ dla reaktora rurowego będzie zdeformowana krzywa Gaussa.

Praktyczne znaczenie ma umiejętność interpretacji krzywych rzeczywistych i powiązanie ich ze zmodyfikowaną dyfuzyjną liczbą Pecleta:

$$Pe_L = \frac{uL}{D_L}$$

gdzie L – długość reaktora, u – prędkość liniowa, D_L – współczynnik dyspersji wzdłużnej. Liczba Pe_L jest miarą intensywności mieszania zachodzącego wzdłuż osi reaktora. Kształt krzywych $E(\Theta)$ i $F(\Theta)$ zależy od wartości Pe_L .

Przepływ, w którym zjawisko mieszania daje się opisać liczbą Pe_L i w którym nie występuje zróżnicowanie stężeń w przekroju poprzecznym nazywamy przepływem dyspersyjnym.

1

FUNKCJE RCP W REAKTORACH RZECZYWISTYCH

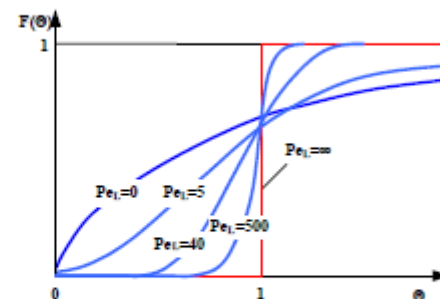
Przepływ dyspersyjny

Ogólne równanie dla przepływu dyspersyjnego ma postać:

$$\frac{\partial c_A}{\partial \tau} = -u \frac{\partial c_A}{\partial z} + D_L \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2}$$

gdzie:

z – współrzędna długości reaktora



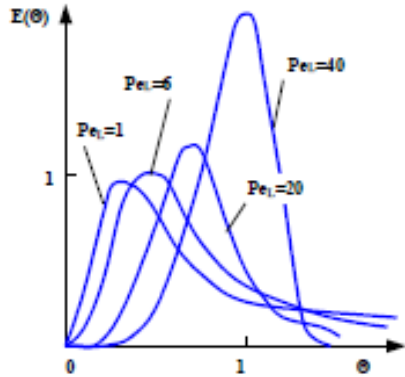
Dla sygnału schodkowego otrzymano rozwiązanie typu $F(\Theta) = f(\Theta, Pe_L)$. Wykres ten jest analogiczny do wykresu dla kaskady. Przepływ dyspersyjny może być opisany modelem kaskady zastępczej.

2

FUNKCJE RCP W REAKTORACH RZECZYWISTYCH

W przypadku zakłócenia impulsowego typu δ -Diraca równanie opisujące funkcję $E(\Theta)$ jest bardziej skomplikowane;

$E(\Theta) = f(\Theta, Pe_L, z_w)$ i dla $z_w = 1$ przedstawione zostało na wykresie:



Dla $Pe_L < 1$ przepływ zbliża się do warunków idealnego mieszania zaś dla $Pe > 40$ mamy do czynienia z przepływem tłokowym.

Porównanie doświadczalnej krzywej $E(\Theta)$ z teoretycznymi umożliwia określenie liczby Pe_L a stąd wartości wsp. dyspersji wzdłużnej.

Dla warunków rzeczywistych stosowane są wzory empiryczne umożliwiające obliczenie wartości Pe_L .

3

FUNKCJE RCP W REAKTORACH RZECZYWISTYCH

RCP czasu przebywania nie jest jedynym czynnikiem wpływającym na końcowy stopień przemiany.

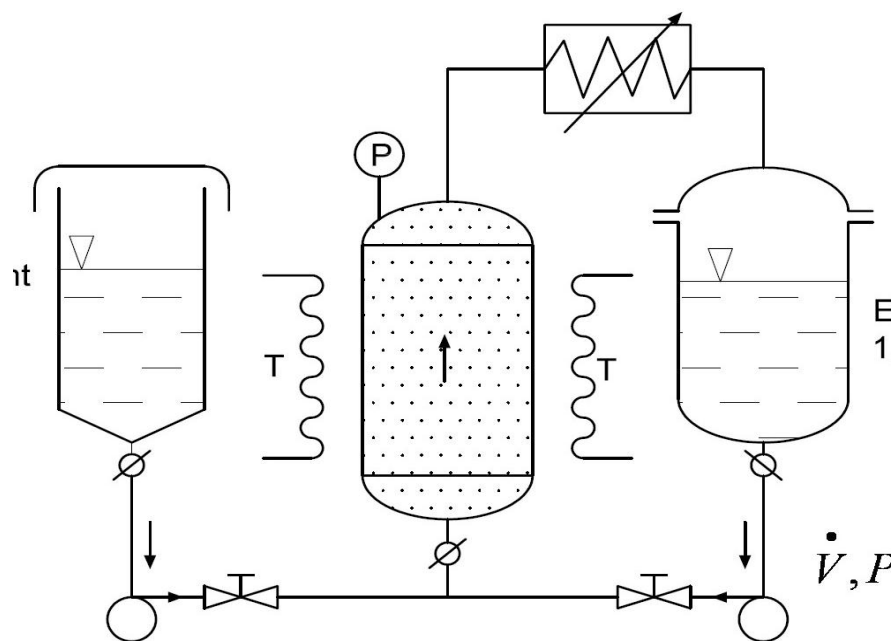
Mieszanie może zachodzić w skali cząsteczek lub też w skali makroskopowej, gdy mieszanemu ulegają różne elementy płynu zawierające większą ilość cząsteczek. Daje to częściowe zróżnicowanie strumienia wylotowego i prowadzi do tzw. przepływu segregacyjnego.

4

W rzeczywistych reaktorach zbiornikowych nie mamy do czynienia z idealnym mieszaniem. Czasem ma też miejsce przepływ segregacyjny. Wówczas w sposób doświadczalny określa się funkcję odpowiedzi dozując „prostokątną” porcję traseru i badając przebieg funkcji odpowiedzi. Określa się rząd kaskady idealnych mieszalników o objętości V oraz opóźnienie transportowe.

Opóźnienie transportowe należy też konieczne określić w przypadku reaktora rurowego albo reaktora ze złożem porowatym. W przypadku tego typu reaktorów konieczne jest też wyznaczenie współczynnika efektywnej dyfuzji (D_{eff}) w funkcji liczby Pecleta ($Pe = udp/Dm$), albo wartości HETP (H) w funkcji prędkości (u) przepływu płynu dla warstwy porowatej.

**Reaktory rurowe niewypełnione / z wypełnieniem
ziarnistym i immobilizowanym enzymem lub
„osadem czynnym”,**



We wszystkich procesach heterogenicznych reakcja zachodzi na powierzchni zetknięcia się faz. Powoduje to wystąpienie zjawisk transportowych masy i ciepła, które to etapy cząstkowe (+ etap tzw. kinetyczny dotyczący obszaru reakcji chemicznej) mogą często decydować o ogólnej szybkości procesu.

Szybkość reakcji może być odniesiona nie do objętości lecz do wielkości powierzchni międzyfazowej. Wymiarem będzie $\text{kmol/m}^2\cdot\text{s}$, a wielkość rozwinięcia powierzchni międzyfazowej ma kolosalny wpływ na wydajność procesu heterogenicznego.

Transport masy.

Rozróżnia się dwa rodzaje mechanizmów transportu masy:

- dyfuzja cząsteczkowa – samorzutne nieodwracalne wyrównywanie się stężeń składników mieszaniny gazowej lub ciekłej. Siłą napędową jest gradient stężenia lub ciśnienia cząstkowego. Ruch masy zachodzi zawsze w kierunku spadku stężenia.

- konwekcja – ruch masy polegający na przenoszeniu składnika z miejsca o stężeniu większym do miejsc o stężeniu mniejszym za pośrednictwem wirów, prądów...

Transport konwekcyjny jest spowodowany burzliwym przepływem płynu i zróżnicowaniem gęstości poszczególnych jego elementów (lub mieszaniem).

Najbardziej ogólne ujęcie – różniczkowe równanie dyfuzji i konwekcji, które ma postać:

$$\underbrace{\frac{dc_A}{d\tau}}_1 + u \underbrace{\frac{dc_A}{dz}}_2 - \underbrace{D_{AB} \frac{d^2c_A}{dz^2}}_3 - \underbrace{R_A}_4 = 0$$

Poszczególne człony opisują:

1. - zmiany stężenia w czasie
2. - konwekcję
3. - dyfuzję cząsteczkową
4. - zmiany stężenia w czasie powstałe wskutek reakcji chemicznej.

Zwykle procesy chemiczne przebiegają poprzez etapy pośrednie. Jeśli proces wymaga szeregu etapów następujących po sobie to **ogólna (całkowita) szybkość procesu będzie ograniczona szybkością etapu najwolniejszego.**

W przypadku procesu heterogenicznego takim etapem kontrolującym szybkość procesu może być transport zewnętrzny do powierzchni międzyfazowej a także reakcja chemiczna.

W przypadku reakcji z fazą stałą na szybkość mogą mieć również wpływ zjawiska adsorpcji na powierzchni ciała stałego.

Gdy reakcja chemiczna jest tym etapem kontrolującym szybkość procesu mówi się, że proces przebiega w obszarze kinetycznym, zaś gdy najwolniejsze są zjawiska transportu – proces biegnie w obszarze dyfuzyjnym.

W tym ostatnim przypadku w warstwie granicznej wystąpi duży gradient stężenia, zaś reakcja osiąga jakiś stan równowagi i biegnie w tym stanie w miarę jak dostarczane są substraty.

W różnych obszarach różne parametry wywierają różny wpływ na ogólną szybkość procesu.

W obszarze dyfuzyjnym szybkość ta zależy od intensywności mieszania i burzliwości przepływu strumienia zaś w obszarze kinetycznym od temperatury (wg równania Arrheniusa).

Określenie charakteru obszaru daje informacje o zjawisku limitującym. Metody wyznaczania obszaru dominującego zależą od tego czy wielkością testowaną jest **szybkość procesu** czy **stopień przemiany**.

Jeżeli szybkość procesu rośnie wraz ze wzrostem temperatury a mieszanie lub szybkość przepływu reagentów nie mają istotnego znaczenia to **mówi się o obszarze kinetycznym**.

Jeśli temperatura ma niewielki wpływ a szybkość procesu rośnie w miarę wzrostu intensywności mieszania lub stopnia burzliwości przepływu to **proces biegnie w obszarze dyfuzyjnym**.

Gdyby trzeba było posłużyć się stopniem przemiany jako wielkością testowaną to **metoda identyfikacji oparta jest o badanie funkcji**

$$\log \alpha_A = f(1/T) \quad \text{i} \quad \alpha_A = \psi(Re).$$

Liniowość tej pierwszej funkcji z dużym współczynnikiem kierunkowym jest właściwością procesów biegnących w **obszarze kinetycznym**.

W tym samym obszarze biegnie reakcja gdy brak jest jakiegokolwiek wyznaczonej doświadczalnie zależności między stopniem przemiany a liczbą Reynoldsa.

Mechanizm procesu kontaktowego

Przyjmuje się, że reakcje tego typu mogą przechodzić przez następujące etapy pośrednie:

1. dyfuzja substratów z wnętrza fazy płynnej do powierzchni katalizatora;
2. dyfuzja substratów do wnętrza porów katalizatora;
3. adsorpcja substratów na powierzchni katalizatora;
4. reakcja na powierzchni katalizatora;
5. desorpcja produktów z powierzchni katalizatora;
6. dyfuzja produktów z wnętrza ziarna do powierzchni zewnętrznej
7. dyfuzja produktów z powierzchni katalizatora do wnętrza płynu.

9

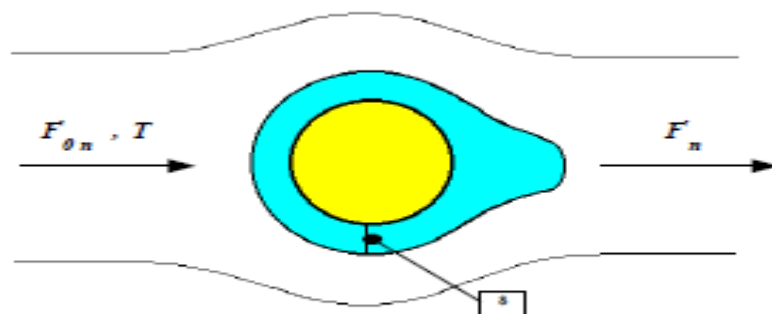
Charakter fizyczny mają zjawiska dyfuzyjne w etapach **1, 2, 6 i 7**.

Pozostałe trzy etapy **3, 4 i 5** obejmują zjawiska powierzchniowe.

Jeśli w danym procesie występują zjawiska dyfuzyjne, to szybkość ogólna procesu jest mniejsza od szybkości zjawisk powierzchniowych.

Wykorzystywanie pojęcia **ogólnej szybkości procesu** jest bardzo wygodne, gdyż równania bilansowe reaktorów dla reakcji heterogenicznych stają się identyczne z równaniami bilansowymi dla reakcji homogenicznych.

REAKCJE KONTAKTOWE



dyfuzja zewnętrzna - etapy 1 i 7

PRZYPOMNIENIE O DYFUZJI

Wartości współczynników dyfuzji są określone poprzez rozmiary dyfundujących cząsteczek, rozmiary przestrzeni (cząstek) gdzie poruszają się dyfundujące cząsteczki, masy obu, temperaturę i ciśnienie w przypadku gazów.

W gazach wartości współczynników dyfuzji D_{AB} są proporcjonalne do T w potęgze $3/2$, odwrotnie proporcjonalne do P i w warunkach normalnych wynoszą $0,1 - 0,7 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$.

W cieczach są one znacznie niższe niż w gazach i są rzędu $10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$. Zależą od T i w niewielkim stopniu zależą od ciśnienia. Szybkość dyfuzji w cieczach nie musi być jednak pięć rzędów wielkości niższa niż w gazach – wartość gradientu stężenia w cieczach może być bardzo duża. Opisu teoretycznego dyfuzji w cieczach można dokonać w oparciu o teorię Eyringa (model krystaliczny) lub hydrodynamiczną (prawa Stokesa).

Dyfuzja w ciałach stałych zachodzi bardzo wolno – współczynniki dyfuzji są bardzo niskie 10^{-20} do $10^{-35} \text{ m}^2/\text{s}$.

DYFUZJA W CIAŁACH POROWATYCH

W ciałach porowatych dyfuzja zachodzi w płynie wypełniającym pory. Dla dużej średnicy porów, gdy długość drogi swobodnej dyfundujących cząsteczek jest znacznie od niej mniejsza, mamy do czynienia ze zwykłą **dyfuzją cząsteczkową**, określoną przez zastępczy (efektywny) współczynnik dyfuzji odniesiony do stężenia liczonego na jednostkę objętości płynu w porach ciała stałego

$$D_{\text{eA}} = D_A \cdot (\epsilon/\tau).$$

Jeśli średnica porów jest dużo mniejsza od długości średniej drogi swobodnej – cząsteczki częściej zderzają się ze ściankami poru niż ze sobą wzajemnie – jest to tzw. **dyfuzja Knudsen**.

D_{eK} jest tak samo związany z D_K poprzez porowatość i współczynnik krętości porów.

Wartości D_K są o rząd niższe od D_A . D_K są proporcjonalne do $T^{1/2}$ i do promienia poru R_p (!). Dyfuzja Knudsen zachodzi w małych porach o średnicy do 10 nm (pod ciśnieniem atmosferycznym).

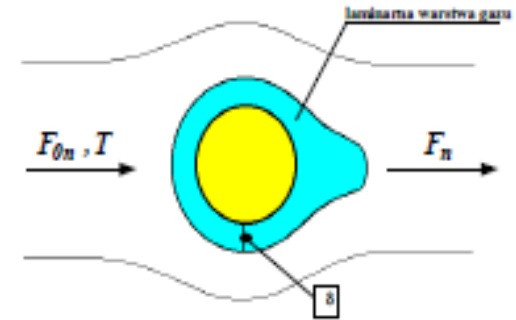
DYFUZJA ZEWNĘTRZNA

Kiedy proces ulega przesunięciu w obszar dyfuzji zewnętrznej?

- 1) wskutek wzrostu aktywności katalizatora;
 - 2) ze wzrostem temperatury;
 - 3) ze wzrostem wymiarów ziarna;
 - 4) ze spadkiem prędkości strumienia mieszaniny reakcyjnej;
 - 5) ze zmianą stężenia substratów:
- wskutek wzrostu stężenia, gdy rząd reakcji jest większy od 1;
 - ze zmniejszeniem stężenia substratu, gdy rząd reakcji jest mniejszy niż 1.

DYFUZJA ZEWNĘTRZNA

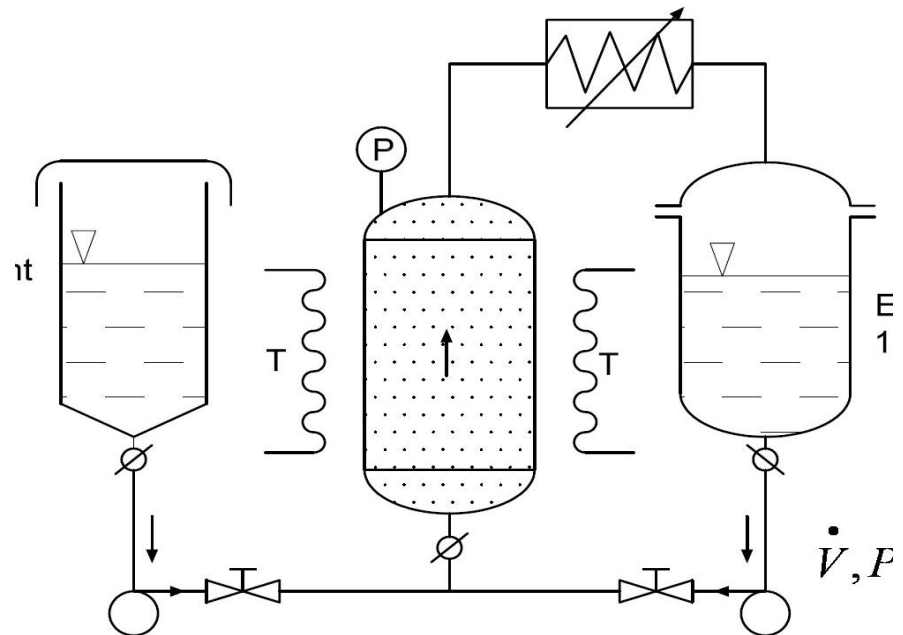
W procesach kontaktowych zjawisko **dyfuzji zewnętrznej** posiada często decydujący, na ogół **niekorzystny**, wpływ na ogólną szybkość procesu.



Modelowo, ziarno katalizatora otacza cienki, nieruchomy film płynu gdzie skupiony jest cały opór transportu masy i ciepła. Jeśli szybkość transportu składnika odniesiemy do jednostki masy kontaktu mamy:

$$r_D = a_g k_c (c_A - c_{\text{LA}}) = a_g \beta_A (x_A - x_{\text{LA}}) \quad , \text{ mol/(kg}\cdot\text{s)}$$

przy czym, gdy dyfuzja kontroluje proces to reakcja chemiczna biegnie w stanie równowagi i $c_{\text{LA}} = 0$.

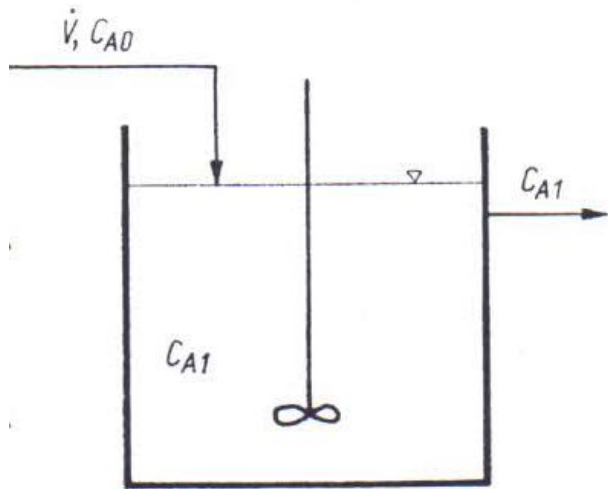


Rozkład czasów przebywania w reaktorach przepływowych

Iwona Hołowacz

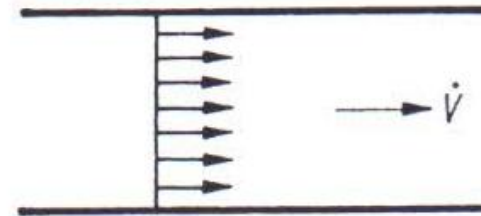
Czas przebywania w reaktorach przepływowych

a) Model idealnego wymieszania



$$\tau = 0 \rightarrow \infty$$

b) Model przepływu tłokowego



$$\tau = \tau_m$$

Funkcje rozkładu czasu przebywania

$E(\tau)$ – funkcja gęstości prawdopodobieństwa czasu przebywania; widmo rozkładu czasu przebywania

$F(\tau)$ - funkcja rozkładu/dystrybuanta czasu przebywania;

$$F(\tau) = \int_0^{\tau} E(\tau) d\tau$$

$$F(0) = 0 \quad F(\infty) = 1$$

$$\int_0^{\infty} E(\tau) d\tau = 1$$

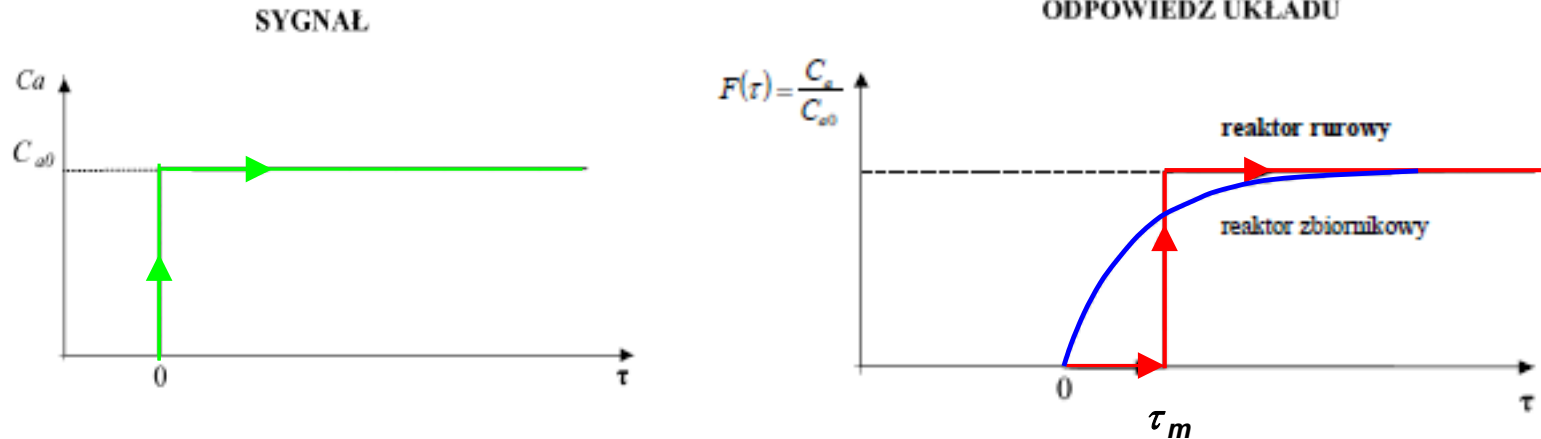
$$\tau_m = \int_0^{\infty} \tau \cdot E d\tau = \int_0^{\infty} \tau \cdot dF(\tau)$$

Rozkład czasu przebywania – residence time distribution RTD

Metody znacznikowe:

- skokowa
- impulsowa

Metoda skokowa



J. Szarawara - Podstawy inżynierii reaktorów chemicznych, WNT 1991

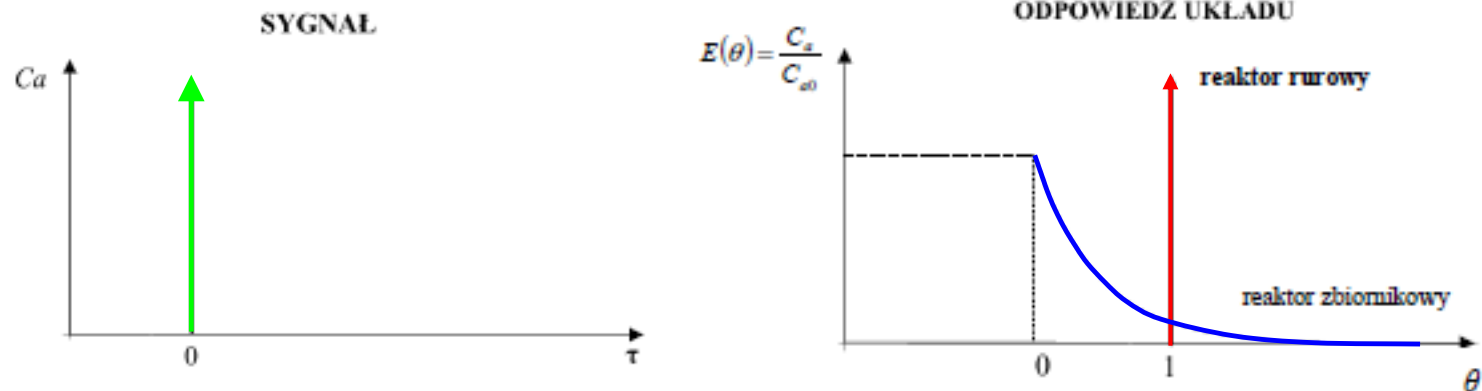
Idealne
wymieszanie

$$F(\theta) = F(\tau) = 1 - \exp(-\theta)$$

Przepływ
tłokowy

$$F(\theta) = F(\tau) = \frac{c_A}{c_{A0}} = \begin{cases} 0 & \text{dla } \tau < \tau_m \\ 1 & \text{dla } \tau \geq \tau_m \end{cases}$$

Metoda impulsowa



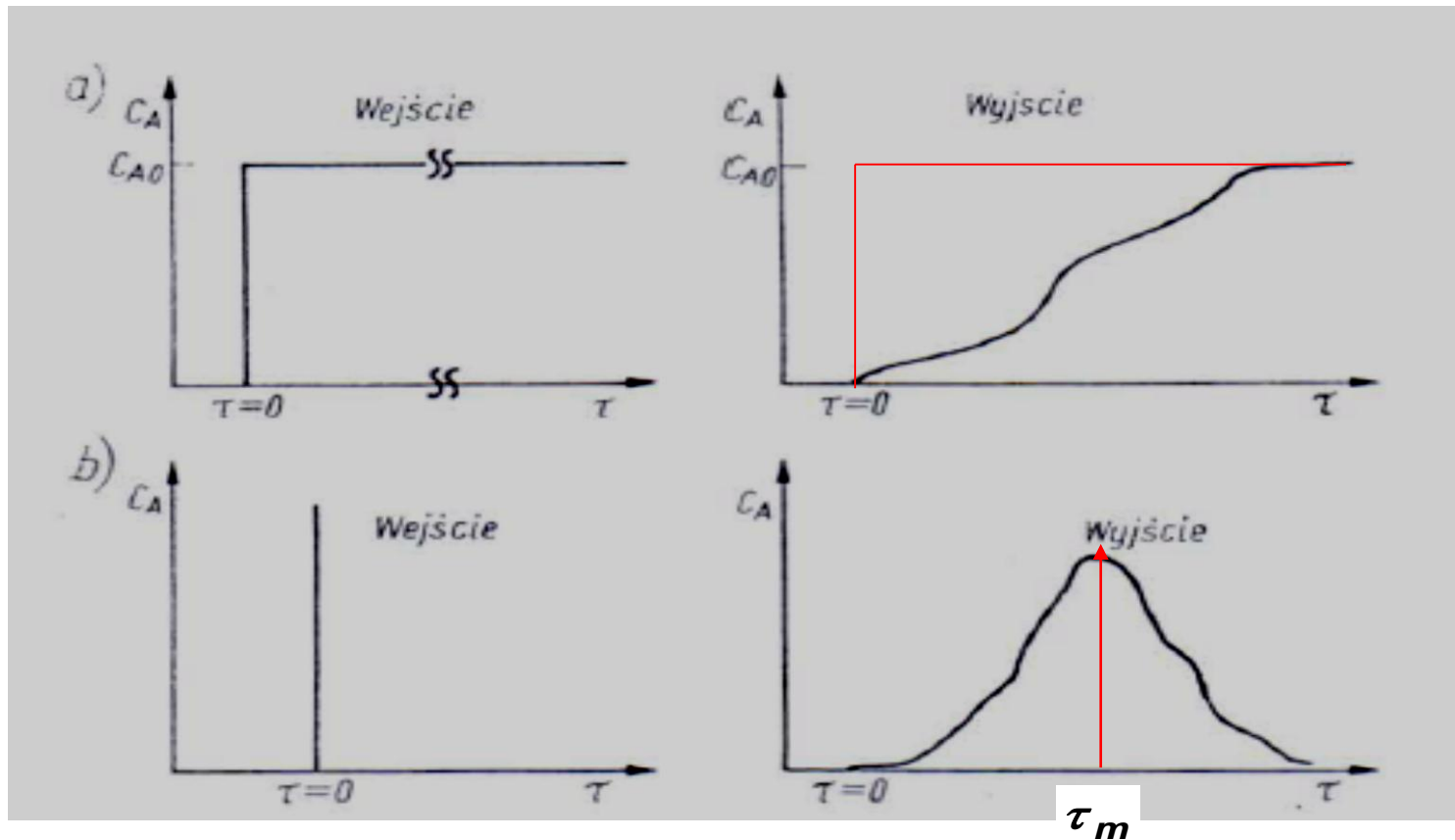
J. Szarawara - Podstawy inżynierii reaktorów chemicznych, WNT 1991

Idealne
wymieszanie

$$E(\theta) = \tau_m E(\tau) = \exp(-\theta)$$

Przepływ
łukowy

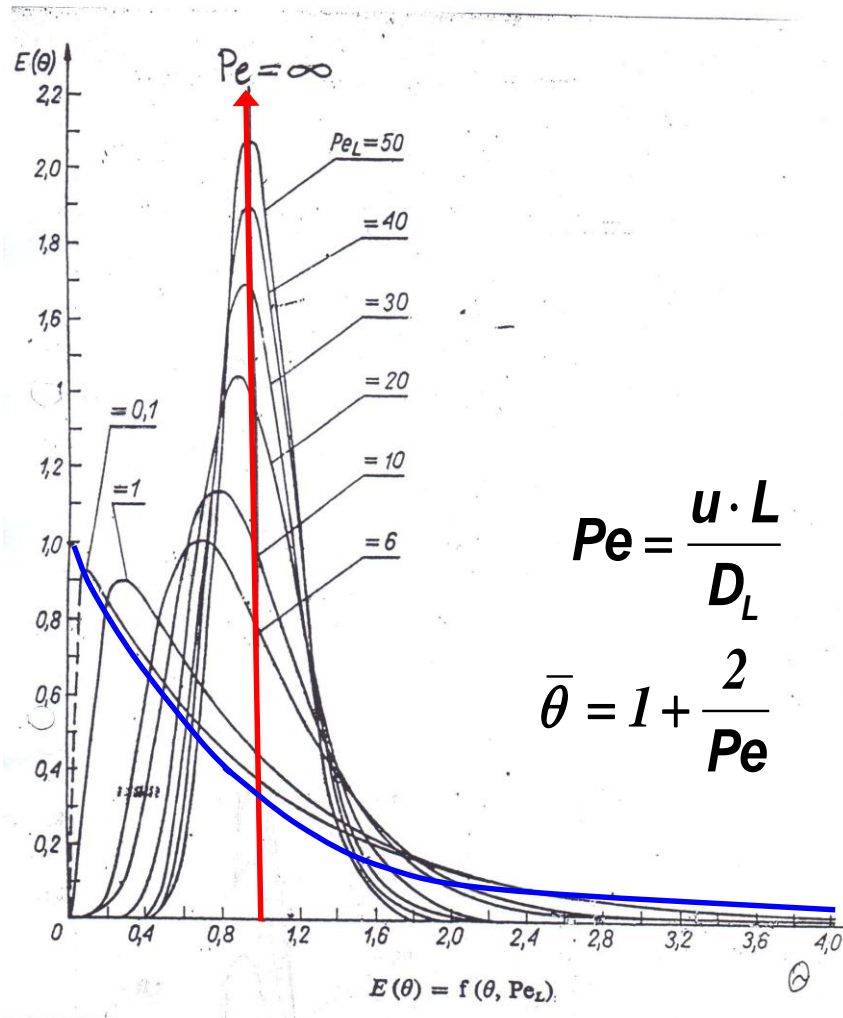
$$E(\theta) = \tau_m E(\tau) = \frac{c_A}{c_{A0}} \cdot \frac{1}{\tau} = \begin{cases} 0 & \text{dla } \tau \neq \tau_m \\ \infty & \text{dla } \tau = \tau_m \end{cases}$$



Przebieg zmian stężenia znacznika w strumieniu opuszczającym reaktor przepływowy rzeczywisty:

- a) metoda skokowa
- b) metoda impulsowa

Model dyspersyjny



$$Pe = \frac{u \cdot L}{D_L}$$
$$\bar{\theta} = 1 + \frac{2}{Pe}$$

$Pe = 0$

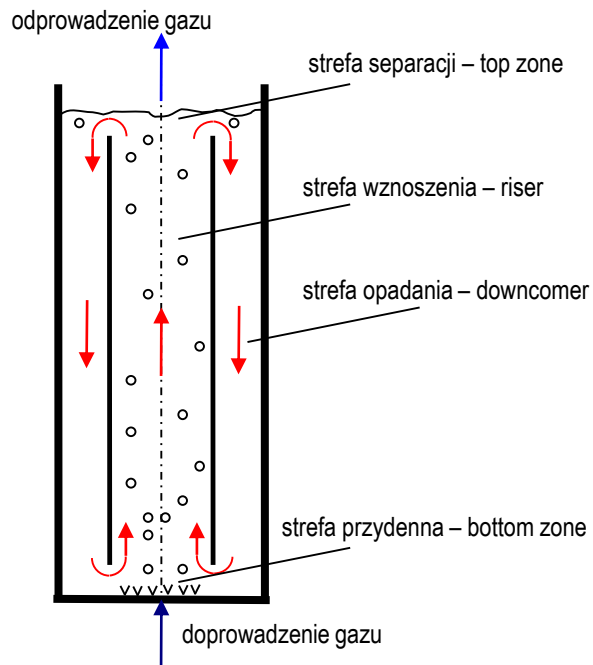
Idealne
Wymieszanie

$Pe \rightarrow \infty$

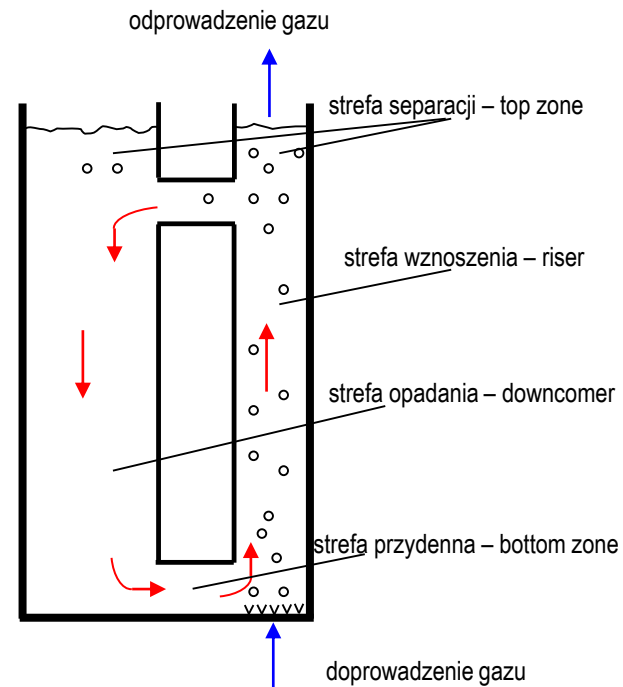
Przepływ
tłokowy

Bioreaktory airlift

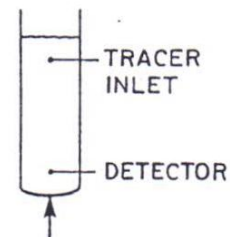
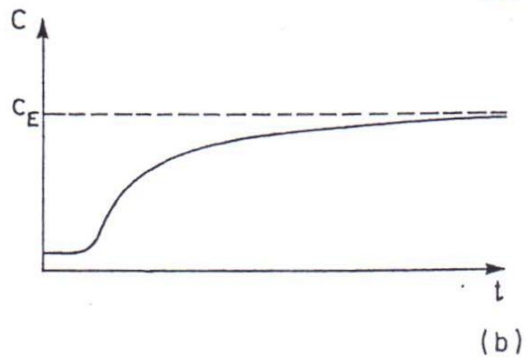
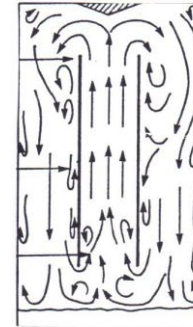
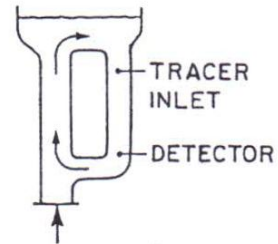
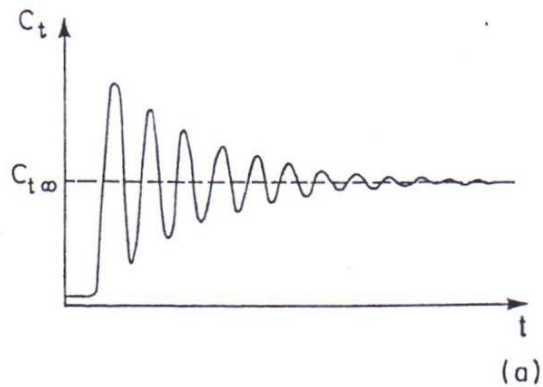
reaktory airlift z
cyrkulacją wewnętrzną



reaktory airlift z
cyrkulacją zewnętrzną

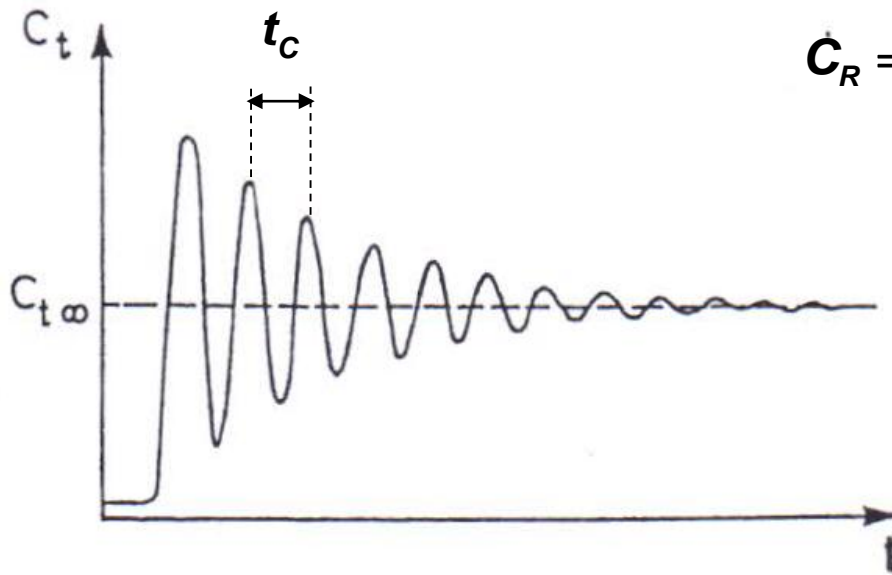


Bioreaktory airlift – mieszanie w fazie ciekłej



M. Y. Chisti - Airlift bioreactors, Elsevier Applied Science, 1989

Bioreaktory airlift – mieszanie w fazie ciekłej



$$C_R = \sqrt{\frac{Bo}{4\pi \cdot \theta}} \sum_i^{\infty} \exp\left[-\frac{Bo(i+Z-\theta)^2}{4\theta}\right]$$

$$C_R = \frac{C_{ti}}{C_{t\infty}}$$

$$\theta = \frac{t_i}{t_c}$$

$$Z = \frac{l_i}{L}$$

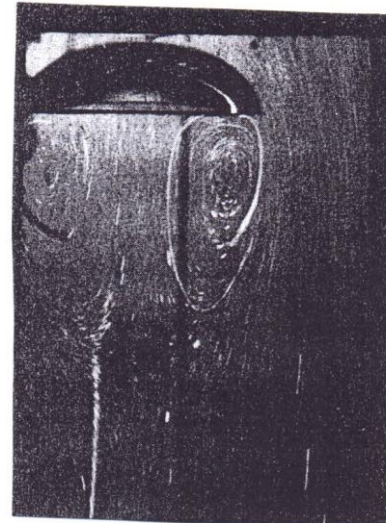
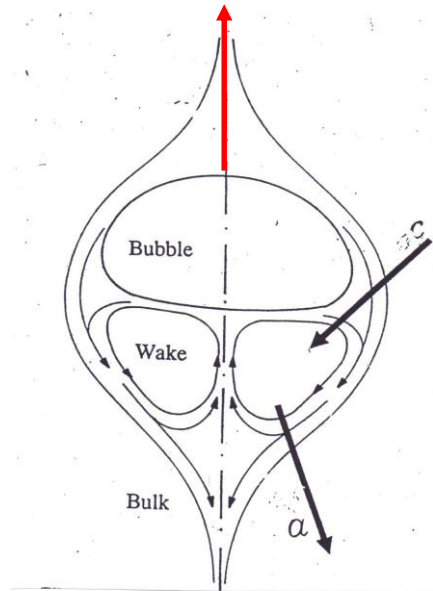
$$u_L = \frac{L}{t_c}$$

$$Bo = \frac{u_L L}{D_L} = \frac{L^2}{D_L t_c}$$

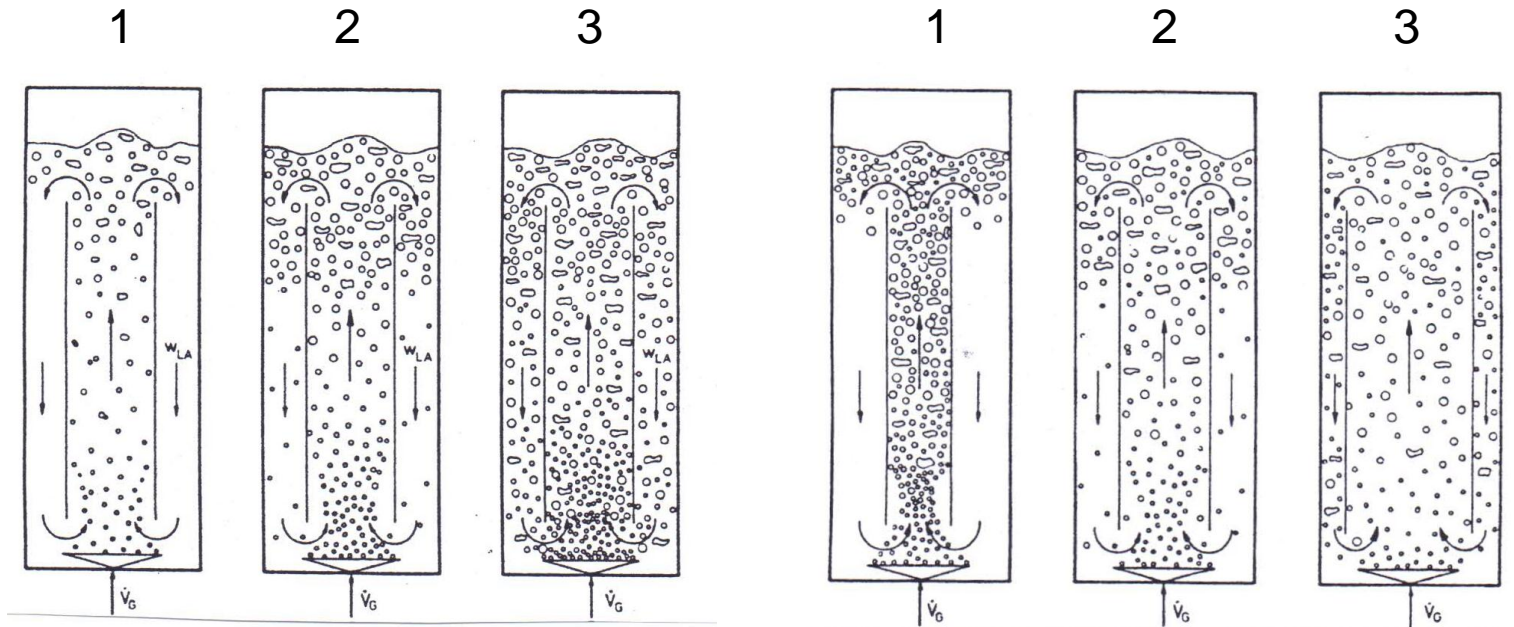
Bioreaktory airlift – mieszanie w fazie ciekłej

Mieszanie wzdłużne w fazie ciekłej w układzie barbotażowym:

1. Ślady fazy zdyspergowanej
2. Cyrkulacja cieczy
3. Burzliwość przepływu fazy ciekłej



- A. Pinto, J. Campos, *Coalescence of two gas slugs rising in a vertical column of fluid*. Chem.Eng.Sci. 51(1)1996
- D. Bhaga, M. Weber, *In-line interaction of a pair of bubbles in a viscous liquid*. Chem.Eng.Sci. 35,1980



$$\dot{V}_1 < \dot{V}_2 < \dot{V}_3$$

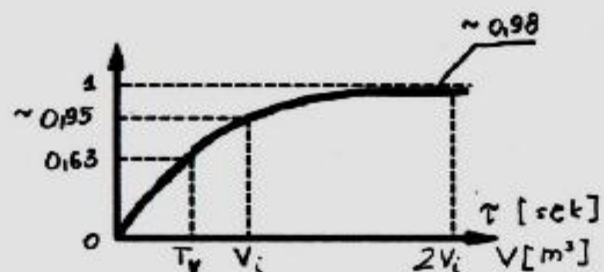
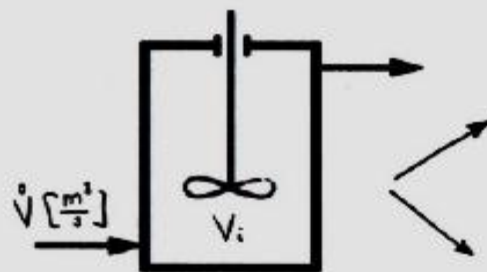
$$u_{R1} < u_{R2} < u_{R3}$$

$$D_{R1} < D_{R2} < D_{R3}$$

$$u_{R1} > u_{R2} > u_{R3}$$

P. Weiland, *Influence of draft tube diameter on operation behaviour of airlift loop reactors.*
 Ger.Chem.Eng. 7, 1984

1)

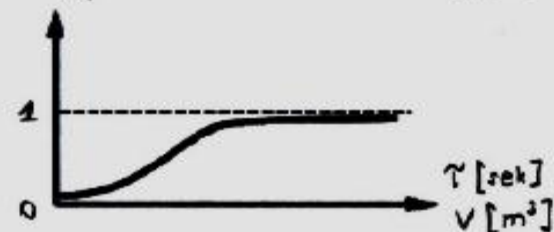
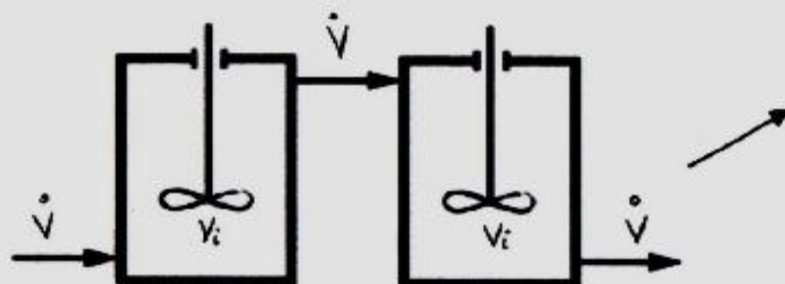


1A



1B

2)



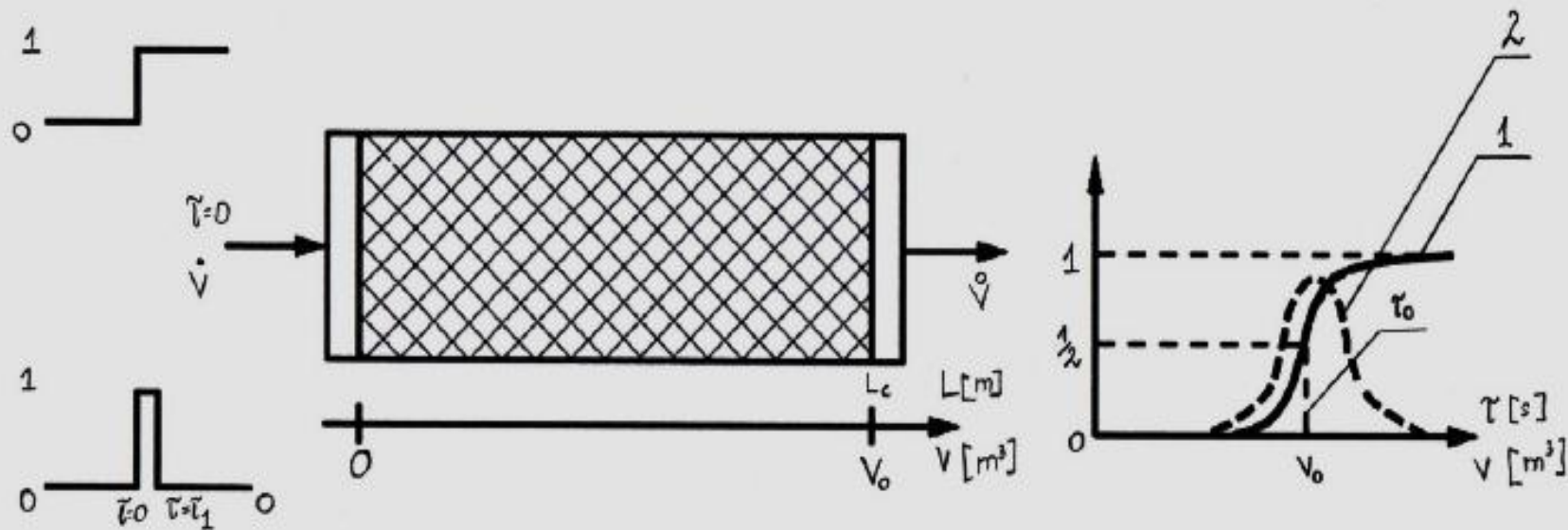
2A



2B

Rys. Elementy inercyjne I-ego rzędu z idealnym mieszaniem. Rozkład czasu przebywania w mieszalniku, w przypadku:

- 1) Jednego mieszalnika o pojemności V_i : 1A. zasilanym w sposób ciągły („skok jednostkowy”) z natężeniem \dot{V} [m^3/s], 1B. zasilanym impulsowo („impuls skokowy”)
- 2) Dwóch połączonych mieszalników: 2A. zasilanych w sposób ciągły, 2B. zasilanych impulsowo („impuls skokowy”).



$$\varepsilon = \frac{V_0}{V_c} = \frac{V_0}{\frac{\pi d_c^2}{4} \cdot L_c} \quad u = \frac{L_c}{\tau_0} = \frac{\dot{V}}{\frac{\pi d_c^2}{4} \cdot \varepsilon} \quad [\text{m/s}]$$

Rys. Rozkład czasu przebywania 1. W przypadku zasilania skokowego („skok jednostkowy”); 2. W przypadku zasilania impulsowego („impuls skokowy”). Warstwa porowata ziarnista o długości L_c , średnicy d_c , o objętości fazy ciekłej V_0 , porowatości ε

$$\varepsilon = \frac{V_0}{V_c} = \frac{V_0}{\frac{\pi d_c^2}{4} \cdot L_c} \quad u = \frac{L_c}{\tau_0} = \frac{\dot{V}}{\frac{\pi d_c^2}{4} \cdot \varepsilon} \quad \left[\frac{\text{m}}{\text{s}}\right]$$