

Bogdan GICALA¹, Elżbieta SZATKOWSKA²

¹ Redor Sp. z o.o.

ul. Grażyńskiego 71, 43-300 Bielsko-Biała

² Akademia Techniczno-Humanistyczna, Wydział Budowy Maszyn i Informatyki

ul. Willowa 2, 43-309 Bielsko-Biała

e-mail: bgicala@redor.com.pl, ela.szatkowska@gmail.com

Ocena skuteczności mieszania osadów w wydzielonych komorach fermentacyjnych na podstawie wyników symulacji numerycznej pola prędkości

Evaluation of Sludge Mixing Effectiveness in Digestion Chambers Based on Numerical Simulation Results

The most commonly used criterion for the selection of mixers for anaerobic digestion is the value of mixing power value (per unit volume). Another criterion for selection is the average mixing velocity gradient. Due to the fact that in some cases the above criteria are insufficient, the aim of the article was investigation of additional parameters, helpful especially in engineering practice during the mixers selection. The results of modelling of the sewage sludge flow in digestion chamber, carried out using Computational Fluid Dynamics (CFD) methods are presented in the paper. The sludges with total suspended solids (TSS) content 3.7, 5.0 and 6.5% were taken in to account. The calculations were carried out for fixed rotational speed equal 15.7 rpm. Among models describing the rheological properties of the sludge, the Herschel-Bulkley model was used to describe the analysed case. The steady state simulation was carried out by for two pumping directions (top-down and down-top). The results of the calculations have been presented as velocity magnitude contour plots of the sewage sludges flow in the chamber. Its allows for a qualitative assessment of mixing effectiveness in the tank. Furthermore the surfaces of chosen velocity magnitude (0.1 m/s) were shown in the paper. The quantitative criteria of mixing effectiveness, based on statistical analysis of calculated velocity field were proposed. As the parameter of mixing effectiveness, the arithmetic average and median value of velocity magnitude distribution were assumed. Another parameter is cumulative distribution function for the minimum value of velocity which can be assumed as the measure of “dead zones” in the digestion chamber - the areas in which the flow velocity is close to zero or less than the assumed velocity considered as limit. The values of the mixing power were also compared. The above parameters can be used to compare different mixing methods, and to determine the optimal variant of the mixer construction from the viewpoint of the process requirements.

Keywords: anaerobic digestion, sewage sludges, computational fluid dynamics, mixers

Wstęp

W 2014 roku ilość osadów ściekowych pochodzących z oczyszczalni komunalnych, według danych Głównego Urzędu Statystycznego, wyniosła 556 tys. ton s.m. Konieczność ograniczania ilości ich wytwarzania oraz potrzeba uzyskania jak naj-

wyższej efektywności procesu unieszkodliwiania ścieków skutkuje rosnącymi obostrzeniami w gospodarce komunalnymi osadami ściekowymi oraz szeroko pojętej ochronie środowiska. W celu sprostania tym wymaganiom stosuje się odpowiednie procesy przeróbki osadów ściekowych. Jednym z istotnych etapów przeróbki osadów jest stabilizacja beztlenowa w wydzielonych komorach fermentacyjnych. Wydajność procesu fermentacji zależy m.in. od cech biologicznych, fizykochemicznych, struktury osadów oraz w dużej mierze od skuteczności homogenizacji zawartości komory. Wykazano, że spośród różnych sposobów mieszania ze względu na jego skuteczność w odniesieniu do zużycia energii najodpowiedniejsze jest mieszanie za pomocą mieszadeł mechanicznych [1, 2]. Jako kryterium doboru wielkości mieszadła mechanicznego najczęściej stosuje się wartość mocy mieszania na jednostkę objętości. Przyjmuje się, że w przypadku mieszadeł wolnoobrotowych wartość ta powinna zawierać się w przedziale $1 \div 1,5 \text{ W/m}^3$ [3]. W przypadku mieszadeł z rurą centralną wartość ta jest znacznie wyższa i zawiera się w przedziale $5,3 \div 8 \text{ W/m}^3$ [4]. Innym kryterium doboru jest średni gradient prędkości mieszania określony wg równania:

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu V}} \quad (1)$$

gdzie:

P - moc mieszania, W,

μ - dynamiczny współczynnik lepkości, Pa·s,

V - objętość czynna komory, m^3 .

W pracy Kaparaju i innych [5] ustalono, że wartość G dla wydzielonych komór fermentacyjnych powinna zawierać się w przedziale $50 \div 85 \text{ s}^{-1}$.

Przy zastosowaniu powyższych kryteriów doboru mieszadeł dla procesu stabilizacji beztlenowej szczególnego znaczenia nabierają właściwości reologiczne mieszanych osadów. W licznych pracach dowiedziono, że właściwości reologiczne osadów ściekowych silnie zależą od zawartości suchej masy. Analiza krzywych płynięcia pozwala stwierdzić, że osady ściekowe o zawartości powyżej 1% suchej masy wykazują cechy cieczy nienewtonowskiej [6]. Oznacza to, że we wzorze (1) lepkość dynamiczna nie jest wartością stałą, lecz zależy od szybkości ścinania. Do opisu właściwości reologicznych osadów najczęściej stosuje się model potęgowy Ostwalda, Bingham lub Herschela-Bulkleya [7]. W celu prawidłowego dobrania mieszadeł, umożliwiających uzyskanie pożądanego rozkładu prędkości w fermentorze, należy wziąć pod uwagę właściwości reologiczne mieszanych osadów. Kryterium doboru mieszadła w oparciu o wartość jednostkowej mocy mieszania lub wartość gradientu prędkości mieszania G, obliczonego wg wzoru (1), wydaje się niewystarczające.

W ostatnim dziesięcioleciu znaczny postęp w technice obliczeniowej umożliwił rozwiązywanie zagadnień przepływu za pomocą metod numerycznej mechaniki płynów (ang. *Computational Fluid Dynamics*, CFD). Metody te pozwalają (poprzez

numeryczne rozwiązanie równań różniczkowych transportu masy, pędu i energii) na określenie pola prędkości, ciśnienia, temperatury i innych wielkości, opisujących warunki fizyczne panujące w komorze fermentacyjnej. Na podstawie wyników symulacji komputerowych można rozszerzyć liczbę parametrów kryterialnych dla doboru mieszadła. Na przykład, wizualizacja pól skalarnych i wektorowych w postaci barwnych wykresów konturowych pozwala na jakościową ocenę skuteczności mieszania w zbiorniku. Jednak w celu jednoznacznego wskazania optymalnego sposobu mieszania należałoby dokonać wyboru odpowiednich parametrów, umożliwiających porównywanie otrzymanych pól prędkości. W pracy zaproponowano prostą analizę statystyczną pola prędkości w wydzielonej komorze fermentacyjnej obliczonego metodą CFD. Zastosowane miary statystyczne rozkładu posłużyły do przykładowej oceny skuteczności mieszania zawartości komory dla osadów o różnych właściwościach reologicznych. Analizie poddano osady, w których zawartość suchej masy wynosiła 3,7; 5,0 oraz 6,5%.

1. Model matematyczny przepływu

Przepływ jednofazowego płynu opisują równania transportu masy i pędu. Równanie zachowania masy (równanie ciągłości) przyjmuje postać [8]:

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho + \nabla \cdot (\rho \vec{v}) = S_m \quad (2)$$

a równanie pędu [2]:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \vec{v}) + \nabla \cdot (\rho \vec{v} \vec{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot \vec{\tau} + \rho \vec{g} + \vec{F} \quad (3)$$

gdzie:

\vec{v} - prędkość, m/s,

ρ - gęstość, kg/m³,

S_m - dodatkowe źródło masy, zmienne lub stałe, kg/s,

p - ciśnienie, Pa,

$\vec{\tau}$ - tensor naprężeń, Pa,

\vec{g} - przyspieszenie grawitacyjne, m/s²,

\vec{F} - wektor sił zewnętrznych, N.

W modelowanej komorze fermentacyjnej występują zarówno obszary o przepływie turbulentnym, jak i laminarnym. W pobliżu wirników mieszadeł występuje ruch turbulentny, a bliżej ścian zewnętrznych komory - ruch laminarny. Do opisu turbulencji zastosowano półempiryczny dwurównaniowy model k-ε oparty o uśrednione równania Naviera-Stokesa [9-11]. W pracy Wu [12] wykazano, że spośród wielu dostępnych modeli turbulencji dla przypadku symulacji przepływu w komo-

rach fermentacyjnych przy zastosowaniu tego modelu otrzymuje się wyniki obarczone najmniejszym błędem. W modelu k - ε równania transportu dla energii kinetycznej turbulencji k i współczynnika dyssypacji energii kinetycznej turbulencji ε stanowią dwa kolejne równania transportu. Dla układu jednofazowego równania te przyjmują postać [10]:

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho k + \nabla \cdot (\rho \vec{v} k) = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] + G_k + \rho \varepsilon \quad (4)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho \varepsilon + \nabla \cdot (\rho \vec{v} \varepsilon) = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right] + \frac{\varepsilon}{k} (C_{1\varepsilon} G_k + C_{2\varepsilon} \rho \varepsilon) \quad (5)$$

gdzie:

k - energia kinetyczna turbulencji, m^2/s^2 ,

ε - szybkość dyssypacji energii kinetycznej turbulencji, m^2/s^3 ,

μ_t - współczynnik lepkości burzliwej,

μ - dynamiczny współczynnik lepkości,

G_k - współczynnik produkcji k ,

$C_{1\varepsilon}$ - stała,

$C_{2\varepsilon}$ - stała,

σ_k - stała,

σ_ε - stała.

Wielkości $C_{1\varepsilon} = 1,44$ i $C_{2\varepsilon} = 1,92$ są stałymi eksperymentalnymi. Wartości turbulenta liczby Prandtla również zostały określone eksperymentalnie i wynoszą $\sigma_k = 1$ i $\sigma_\varepsilon = 1,3$, odpowiednio dla k i ε [10].

Symulacje przeprowadzono przy następujących założeniach:

- zbiornik wypełnia ciecz jednofazowa (osady ściekowe), w której pomija się oddziaływania międzycząsteczkowe,
- gęstość osadów wynosi 1050 kg/m^3 , charakteryzują się one stałą temperaturą, są nieściśliwe,
- osady ściekowe przejawiają cechy płynu nienewtonowskiego, pseudoplastycznego, którego właściwości reologiczne w analizowanym zakresie szybkości ścinania dobrze opisuje model Herschela-Bulkleya (H-B). Lepkość pozorną w modelu H-B opisuje równanie [8]:

$$\eta = \begin{cases} \frac{\tau_0}{\dot{\gamma}} + k \left(\frac{\dot{\gamma}}{\dot{\gamma}_c} \right)^{n-1}, & \dot{\gamma} \geq \dot{\gamma}_c \\ \frac{\tau_0}{\dot{\gamma}_c} \left(2 - \frac{\dot{\gamma}}{\dot{\gamma}_c} \right) + k \left[(2-n) + (n-1) \frac{\dot{\gamma}}{\dot{\gamma}_c} \right], & \dot{\gamma} \leq \dot{\gamma}_c \end{cases} \quad (6)$$

gdzie:

k - współczynnik konsystencji, Pa·s,

n - wskaźnik płynięcia, –,

τ_0 - granica płynięcia, Pa,

γ_c - graniczna prędkość ścinania, 1/s.

Wartości parametrów modelu Herschela-Bulkleya dla analizowanych osadów przedstawiono w tabeli 1.

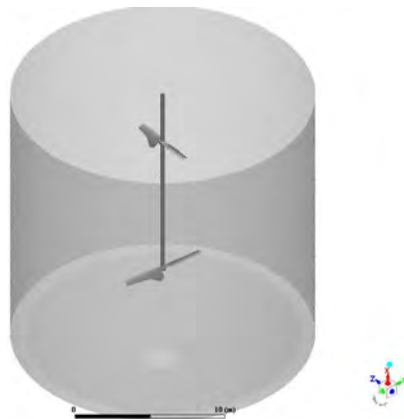
Tabela 1. Wartości parametrów modelu Herschela-Bulkleya, wyznaczone na podstawie danych eksperymentalnych zawartych w pracy F. Markis i współautorów [13]

Table 1. The parameter values of Herschel-Bulkley viscosity model, estimated from experimental data included in publication of F. Markis et al. [13]

| s.m., % | k , Pa·s | n , – | τ_0 , Pa | γ_c , 1/s |
|---------|------------|---------|---------------|------------------|
| 3,7 | 0,449 | 0,176 | 0,25 | 0,1 |
| 5,0 | 1,638 | 0,260 | 1 | 0,1 |
| 6,5 | 3,597 | 0,255 | 1,8 | 0,1 |

2. Wyniki obliczeń dla stanu ustalonego

Obliczenia symulacyjne przeprowadzono dla cylindrycznej komory fermentacyjnej z dnem stożkowym o pojemności roboczej około 2000 m³. Wewnątrz komory umieszczono mieszadło pionowe. Mieszadło posiada dwa stalowe wirniki dwułopatowe. Średnica wirnika dolnego wynosi 4200 mm, a górnego 3200 mm. Zastosowano siatkę objętości skończonych złożoną z elementów wielościennych. Algorytm zagęszczania siatki oparto na krzywiznie powierzchni. Ilość elementów objętościowych siatki wynosiła 422 090, elementów powierzchniowych 2 781 993, a węzłów 2 322 252. Model geometryczny komory zbiornika wraz z mieszadłem przedstawiono na rysunku 1.

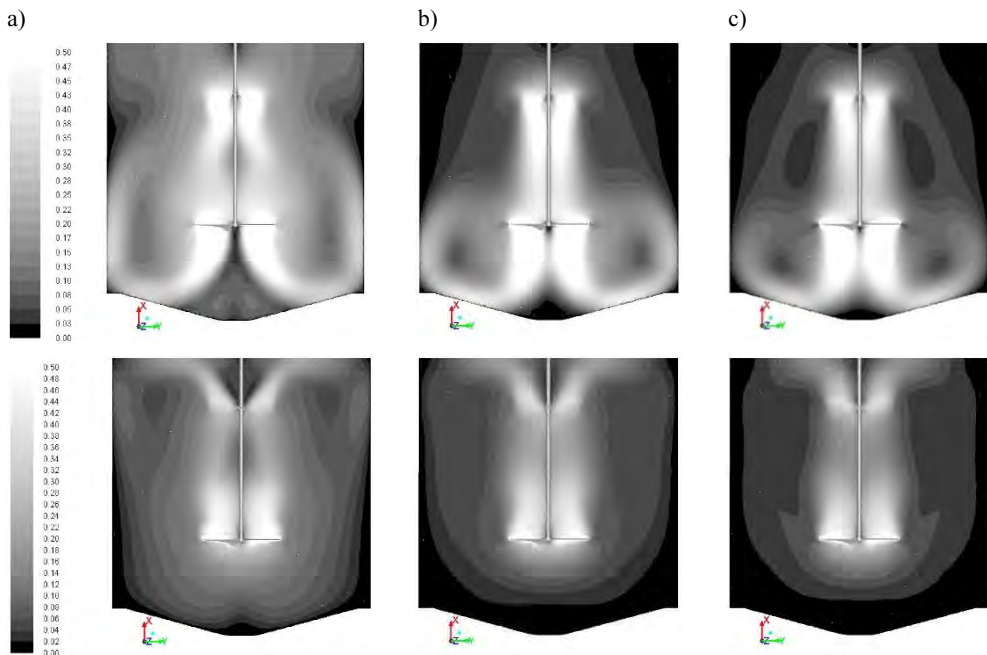


Rys. 1. Model geometryczny komory zbiornika WKF

Fig. 1. Geometric model of digestion chamber

Celem eksperymentu numerycznego było obliczenie pola prędkości dla stanu ustalonego, dla kierunków pompowania medium w dół oraz w górę. Zmiana kierunku pompowania ma na celu między innymi przeciwdziałanie tworzeniu się kożucha na powierzchni. Zadano stałą prędkość obrotową mieszadeł, wynoszącą 15,7 obr/min dla obydwu kierunków pompowania.

Wyniki obliczeń przedstawiono w postaci wykresów konturowych prędkości przepływu w pionowej płaszczyźnie przekroju XY dla kierunku pompowania medium w dół i w górę (rys. 2). W celu zobrazowania obszarów o małej prędkości przepływu na rysunku 3 przedstawiono izopowierzchnie prędkości $v = 0,1$ m/s.

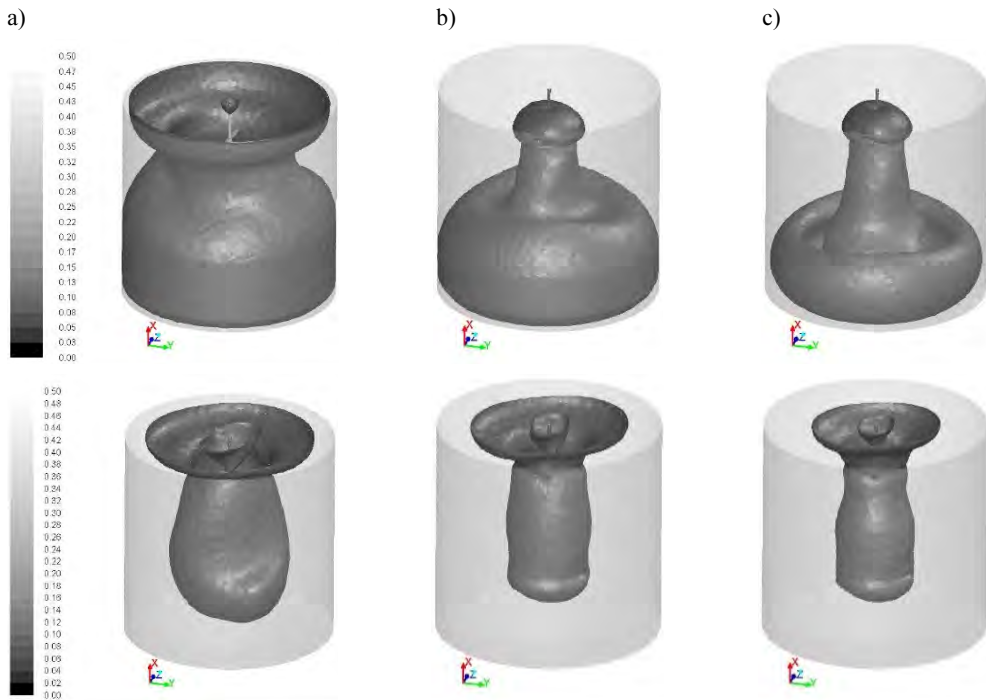


Rys. 2. Wykresy konturowe prędkości przepływu (w m/s) dla kierunku pompowania medium w dół i w górę, prezentowane w płaszczyźnie xy. Zawartość suchej masy wynosi: a) 3,7%, b) 5,0% oraz c) 6,5% [5]

Fig. 2. Contour plots of velocity magnitude (m/s) for up and down pumping (xy plane). Dry matter content: a) 3.7%, b) 5.0%, c) 6.5%

Ocena wizualna wykresów konturowych i izopowierzchni prędkości jest niewystarczająca do oceny skuteczności mieszania. Pozwala jedynie na stwierdzenie, że proces mieszania jest znacznie bardziej intensywny dla osadów o zawartości 3,7% s.m. niż w pozostałych przypadkach. Jednoznacznego porównania wyników symulacji i oceny skuteczności mieszania można dokonać na podstawie analizy statystycznej rozkładu prędkości. Rozkład prędkości można przedstawić w postaci szeregu rozdzielczego. Miarę częstości w rozkładzie stanowi udział objętościowy elementów siatki objętości skończonych o prędkościach zawierających się w okreś-

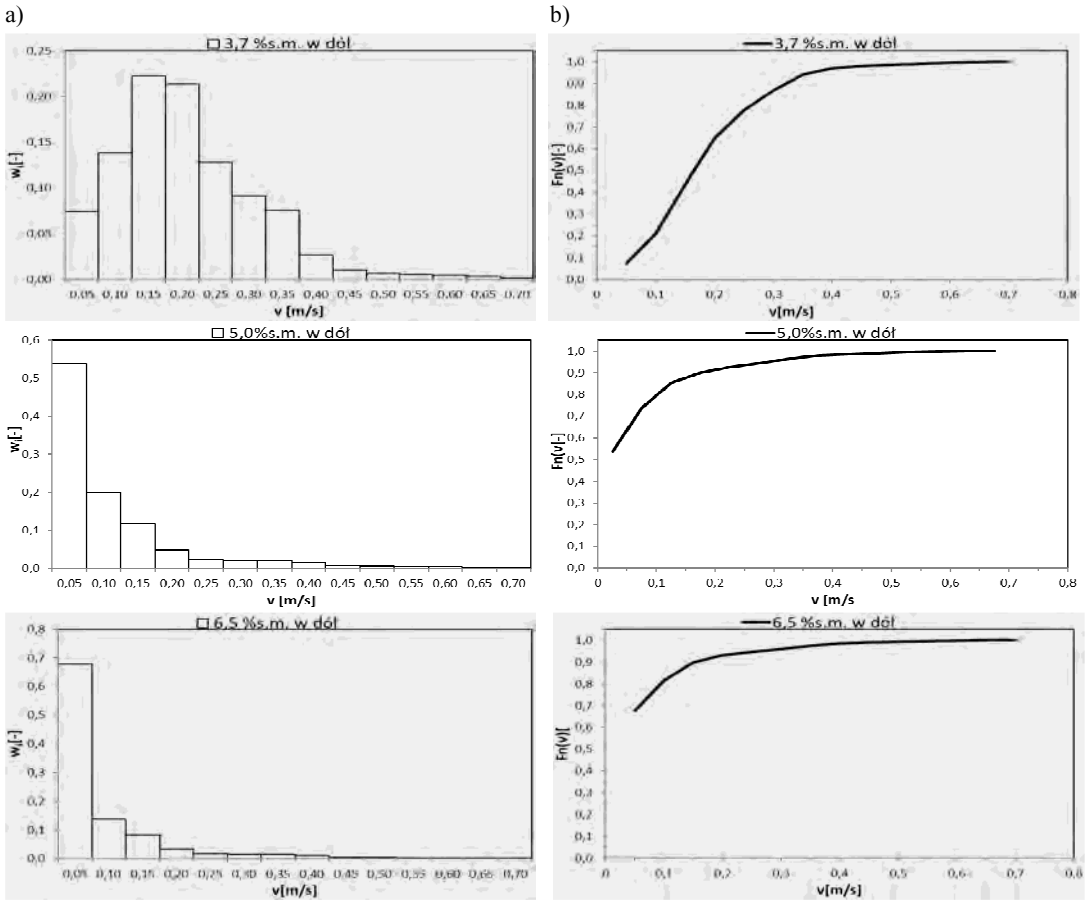
lonym przedziale. Szeregi rozdzielcze dla omawianych wariantów mieszania przedstawiono w postaci histogramów oraz wykresu dystrybuanty (rys. 4 i 5). Cechą charakterystyczną prezentowanych rozkładów jest silna asymetria lewostronna zwiększająca się ze wzrostem zawartości suchej masy w osadach. W celu porównania rozkładów obliczono średnią arytmetyczną oraz odchylenie standardowe odniesione do wartości średniej (współczynnik zmienności). Ponieważ w przypadku rozkładów o silnej asymetrii miary pozycyjne lepiej opisują tendencję centralną i zróżnicowanie cechy statystycznej, dla analizowanych rozkładów obliczono również medianę oraz odchylenie ćwiartkowe [14].



Rys. 3. Izopowierzchnie prędkości $v = 0,1$ m/s dla pompowania medium w dół i w górę. Zawartość suchej masy wynosi: a) 3,7%, b) 5,0% oraz c) 6,5%

Fig. 3. The surfaces of constant velocity magnitude $v = 0,1$ m/s for down and top pumping direction. Dry matter content: a) 3.7%, b) 5.0%, c) 6.5%

Z punktu widzenia efektywności procesów biochemicznych zachodzących w fermentorze istotne jest określenie miejsca występowania i wielkości tzw. „stref martwych”. Są to obszary, w których prędkość przepływu jest bliska zero lub jest mniejsza od przyjętej wartości prędkości uznanej za graniczną. Jako miarę wielkości stref martwych w zbiorniku można przyjąć dystrybuantę empiryczną rozkładu dla wartości prędkości przyjętej jako „graniczna”. Wartość dystrybuanty jest równa udziałowi objętościowemu osadów w komorze poruszających się z prędkością niższą niż graniczna.



Rys. 4. Rozkład prędkości w zbiorniku: a) histogramy, b) rozkład skumulowany (dystrybuanta empiryczna $F_n(v)$): pompowanie w dół

Fig. 4. The velocity magnitude distribution: a) histogram, b) empirical cumulative distribution: top-down pumping

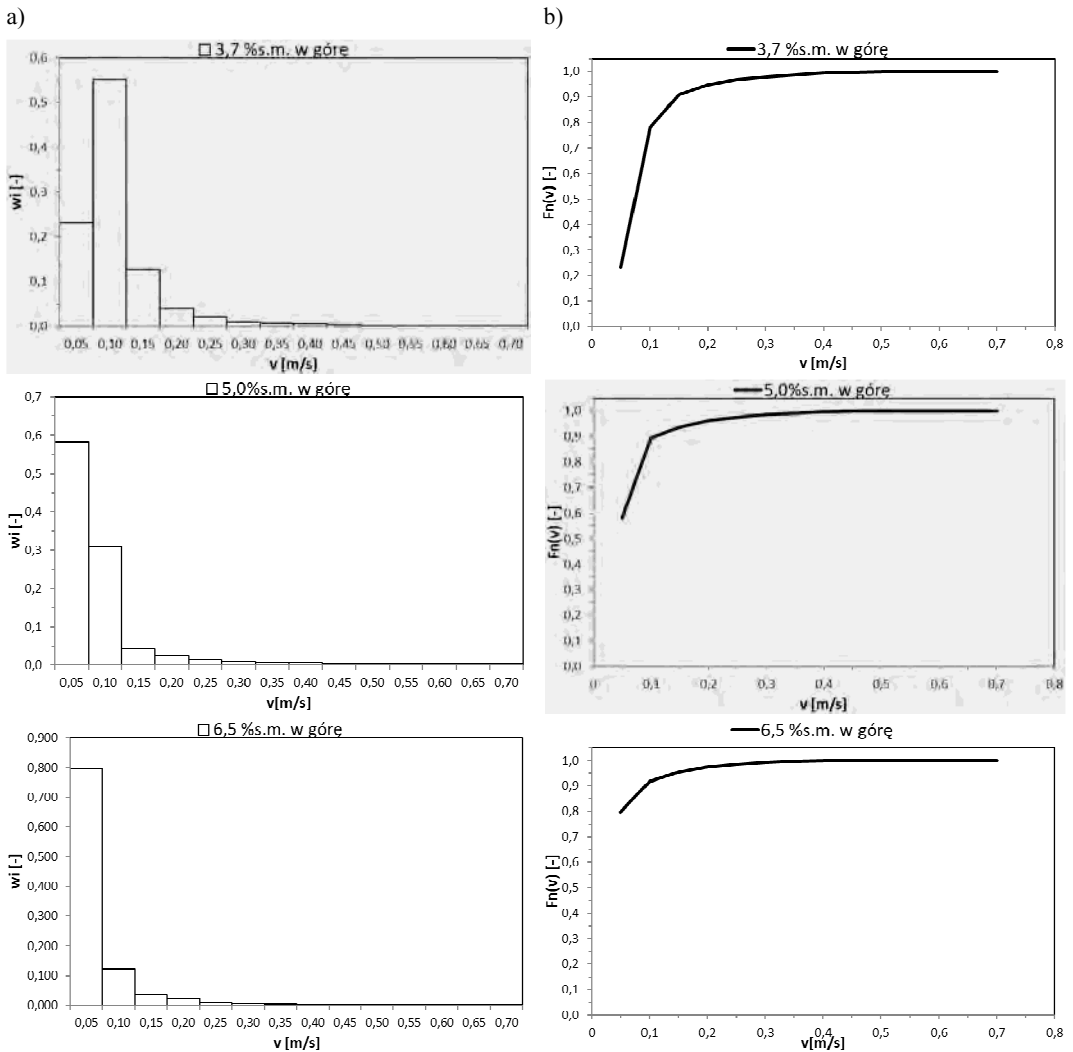
W omawianym przypadku przyjęta wartość graniczna (0,1 m/s) jest wartością umowną (przykładową). Wartość ta powinna wynikać z wymagań technologicznych, jako wartość minimalnej prędkości medium, zapewniającej optymalny przebieg procesu fermentacji metanowej. Na podstawie wyników symulacji obliczono również wartości mocy mieszania oraz wartości średniej gradientu prędkości G wg wzoru:

$$G = \sqrt{\left(\frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x}\right)^2 + \left(\frac{\partial v_x}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial x}\right)^2 + \left(\frac{\partial v_x}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial y}\right)^2} \quad (7)$$

gdzie:

v_x, v_y, v_z - składowe wektora prędkości, m/s,

x, y, z - składowe wektora położenia, m.



Rys. 5. Rozkład prędkości w zbiorniku: a) histogramy, b) rozkład skumulowany (dystrybuanta empiryczna $F_n(v)$): pompowanie w górę

Fig. 5. The velocity magnitude distribution: a) histogram, b) empirical cumulative distribution: top-down pumping

Wartości omówionych powyżej parametrów mieszania zestawiono w tabeli 2.

Jak wspomniano we wstępie, najczęściej stosowanym w praktyce inżynierskiej kryterium doboru mieszadła do wydzielonej komory fermentacyjnej jest jednostkowa moc mieszania. Z danych zawartych w tabeli 2 wynika, że obliczona moc mieszania wzrasta ze wzrostem zawartości suchej masy. Dla osadu o zawartości 6,5% wzrost ten wynosi około 30%. Jednostkowa moc mieszania dla każdego z analizowanych osadów mieści się w zalecanym przedziale $1\div 1,5$ W/m^3 [3], co sugeruje, że mieszadło zapewni prawidłowe wymieszanie zawartości komory.

Tabela 2. Parametry mieszania i ich wartości uzyskane z symulacji dla obu wariantów pompowania osadów

Table 2. Calculation results of mixing parameters (top-down and down-top pumping)

| Zawartość s.m. | % | 3,7 | 5,0 | 6,5 |
|-------------------------------------|------------------|-------|-------|-------|
| Pompowanie z góry do dołu | | | | |
| Moc mieszania | W | 2357 | 2852 | 3092 |
| Średnia prędkość w zbiorniku | m/s | 0,181 | 0,085 | 0,067 |
| Względne odchylenie standardowe | – | 0,58 | 1,17 | 1,31 |
| Mediana prędkości w zbiorniku | m/s | 0,165 | 0,046 | 0,037 |
| Odchylenie ćwiartkowe | – | 0,80 | 1,79 | 1,57 |
| Dystrybuanta dla $v = 0,1$ m/s | – | 0,21 | 0,74 | 0,82 |
| Gęstość mocy mieszania | W/m ³ | 1,14 | 1,38 | 1,50 |
| Średni gradient prędkości mieszania | s ⁻¹ | 0,200 | 0,165 | 0,125 |
| Pompowanie z dołu do góry | | | | |
| Moc mieszania | W | 1932 | 2239 | 2448 |
| Średnia prędkość w zbiorniku | m/s | 0,085 | 0,059 | 0,044 |
| Względne odchylenie standardowe | – | 0,75 | 1,01 | 1,16 |
| Mediana prędkości w zbiorniku | m/s | 0,074 | 0,043 | 0,031 |
| Odchylenie ćwiartkowe | – | 0,60 | 1,00 | 0,33 |
| Dystrybuanta dla $v = 0,1$ m/s | – | 0,78 | 0,89 | 0,92 |
| Gęstość mocy mieszania | W/m ³ | 0,94 | 1,09 | 1,19 |
| Średni gradient prędkości mieszania | s ⁻¹ | 0,099 | 0,075 | 0,066 |

Jednocześnie, ze wzrostem zawartości suchej masy w osadach, można zaobserwować spadek wartości średniej i mediany prędkości. Dla osadów o zawartości suchej masy 5,0 i 6,5%, mimo znacząco wyższej jednostkowej mocy mieszania, otrzymano kilkukrotnie niższe wartości prędkości średniej. O ile w przypadku osadów o zawartości 3,5% wartości średniej arytmetycznej i mediany prędkości są do siebie zbliżone, to w pozostałych przypadkach mediana jest około dwukrotnie niższa od średniej arytmetycznej. Wzrost wartości odchylenia standardowego oraz odchylenia ćwiartkowego świadczy o zwiększającym się zróżnicowaniu lepkości pozornej mieszanej osadu. Ponieważ fermentujący osad jest cieczą nienewtonowską rozrzedzaną ścinaniem, w pobliżu wirników mieszadła, gdzie prędkości ścinania są największe, lepkość pozorna przyjmuje najniższe wartości. Im dalej od wirnika, tym wyższa lepkość pozorna. Zjawisko to sprzyja powstawaniu „stref martwych” w komorze fermentacyjnej. Potwierdza to wartość dystrybuanty prędkości dla $v = 0,1$ m/s. Dla osadu o zawartości suchej masy 3,7% jedynie 21% objętości osadu w komorze porusza się z prędkością mniejszą lub równą 0,1 m/s. Dla osadów o zawartości 5,0 i 6,5% suchej masy wartość ta wzrasta odpowiednio do 74 i 82%. Oznacza to, że ze wzrostem zawartości suchej masy objętość „stref martwych” wzrasta znacząco pomimo wzrostu jednostkowej mocy mieszania. Na podstawie powyższej analizy można stwierdzić, że w przypadku cieczy o silnie nienewtonow-

skich właściwościach, jakimi są osady ściekowe, dobór mieszadła wyłącznie w oparciu o jednostkową moc mieszania może okazać się niewłaściwy.

Podsumowanie

Wyniki symulacji prędkości przepływu osadów ściekowych w komorze fermentacyjnej wskazują na znaczący spadek skuteczności mieszania mieszadłem mechanicznym wraz ze wzrostem zawartości suchej masy w osadach. Oceny skuteczności mieszania można dokonać na podstawie wartości średniej arytmetycznej, mediany, odchylenia standardowego oraz odchylenia ćwiartkowego dla obliczonego numerycznie rozkładu prędkości.

Występowanie stref martwych można ocenić na podstawie dystrybuanty rozkładu dla minimalnej prędkości spełniającej wymagania procesu fermentacji metanowej. Jeżeli za miarę skuteczności mieszania przyjąć udział objętościowy „stref martwych” w objętości czynnej komory, to wzrost zawartości suchej masy w osadach od 3,5 do 6,5% powoduje około czterokrotne zmniejszenie skuteczności przy jednoczesnym wzroście mocy mieszania o około 30%.

Posługując się powyższymi parametrami, można dokonać porównania różnych sposobów mieszania, a także ustalić optymalny wariant wykonania mieszadła z punktu widzenia spełnienia wymagań procesowych, tj.: ilości, geometrii i rozmieszczenia wirników, prędkości obrotowej i mocy napędu. Ustalenie na drodze eksperymentalnej wartości progowych dla wyżej wymienionych parametrów umożliwi ich zastosowanie jako uzupełniających kryteriów doboru mieszadeł do komór fermentacyjnych.

Porównując skuteczność mieszania dla obydwu kierunków pompowania, można stwierdzić, że objętości „stref martwych” dla pompowania w dół są niższe dla każdej zawartości suchej masy w osadzie niż dla pompowania w górę. Pompowanie w górę wywołuje intensywniejszy ruch osadu w strefie przypowierzchniowej dla zawartości suchej masy w osadzie 5,0 i 6,5%. Oznacza to, że szczególnie przy większych zawartościach suchej masy rewersyjna praca mieszadła jest konieczna do skutecznego usuwania kożucha.

Literatura

- [1] Wu B., CFD analysis of mechanical mixing in anaerobic, Transactions of the ASABE 2009, 52, 4, 1371-1382.
- [2] Wu B., CFD simulation of gas and non-Newtonian fluid, Wat. Res. 2010, 44, 13, 3861-3874.
- [3] Klaczyński E., Cz. IV Oczyszczalnie ścieków - stabilizacja osadów, Wodociagi i Kanalizacja 2013, 11, 117, 44-45.
- [4] Meroney R.N., Colorado P.E., CFD simulation of mechanical draft tube mixing in anaerobic digester tanks, Wat. Res. 2009, 43, 4, 1040-1050.
- [5] Kaparaju P., Buendia I., Ellegaard L., Angelidakia I., Effects of mixing on methane production during thermophilic anaerobic digestion of manure: Lab-scale and pilot-scale studies, Bioresour. Technol. 2008, 99, 11, 4919-4928.

- [6] Forster C.F., The rheological and physico-chemical characteristics of sewage sludges, *Enzyme Microb. Tech.* 2001, 30, 340-345.
- [7] Khalili Garakani A.H., Mostoufi N., Sadeghi F., Hosseinzadeh M., Fatourehchi H., Sarrafzadeh M.H., Mehrnia M.R., Comparison between different models for rheological characterization of activated sludge, *Iran. J. Environ. Health. Sci. Eng.* 2011, 8, 3, 255-264.
- [8] Ansys Inc., Ansys Fluent v 14.0, Theory guide, Ansys Inc, 2011.
- [9] Reynolds W., *Fundamentals of turbulence for turbulence modeling and simulation*, 1987.
- [10] Launder B.E., Spalding D.B., *Lectures in Mathematical Models of Turbulence*, Academic Press, London 1972.
- [11] Shih T.H., Liou W.W., Shabir A., Yang Z., Zhu J., A new k-ε eddy-viscosity model for high Reynolds number turbulent flows - model development and validation, *Comp. Fluids* 1995, 24(3), 227-238.
- [12] Wu B., CFD investigation of turbulence models for mechanical, *Wat. Res.* 2011, 45, 2082-2084.
- [13] Markis F., Baudez J.-C., Parthasarathy R., Rheological characterisation of primary and secondary sludge: Impact of solids concentration, *Chem. Eng. J.* 2014, 253, 526-537.
- [14] Józwiak J., Podgórski J., *Statystyka od podstaw*, Polskie Wydawnictwo Ekonomiczne, Warszawa 1997.



**INNOWACYJNA
GOSPODARKA**
NARODOWA STRATEGIA SPÓJNOŚCI

Unia Europejska
Europejski Fundusz
Rozwoju Regionalnego



**Praca współfinansowana w ramach działania 1.4
Program Operacyjny Innowacyjna Gospodarka 2007-2013**

¹ Redor Sp. z o.o.

ul. Grażyńskiego 71, 43-300 Bielsko-Biała

² University of Bielsko-Biała, Faculty of Mechanical Engineering and Computer Science

ul. Willowa 2, 43-309 Bielsko-Biała

e-mail: bgicala@redor.com.pl, ela.szatkowska@gmail.com

Streszczenie

W pracy zaproponowano sposób oceny skuteczności mieszania w wydzielonych komorach fermentacyjnych. Ocenę oparto o prostą analizę statystyczną rozkładu pola prędkości w komorze fermentacyjnej, obliczonego przy zastosowaniu metod numerycznej mechaniki płynów (CFD). Obliczenia symulacyjne prędkości przeprowadzono dla osadów o zawartości suchej masy 3,7; 5,0 i 6,5%. Do opisu właściwości reologicznych osadów zastosowano model Herschela-Bulkleya. Symulacje przeprowadzono dla dwóch kierunków pompowania - w górę i w dół. Obliczenia przeprowadzono dla zadanej, stałej prędkości obrotowej mieszadła 15,7 obr/min. Wyniki obliczeń przedstawiono w formie wykresów konturowych pól prędkości przepływu. Do oceny skuteczności mieszania zastosowano średnią arytmetyczną i medianę prędkości. Dodatkowy parametr stanowi wartość dystrybucyjny rozkładu dla minimalnej prędkości przepływu, przyjętej jako graniczna. Wartość ta stanowi miarę udziału objętościowego „stref martwych” w komorze fermentacyjnej. W pracy porównano ponadto wartości mocy mieszania dla analizowanych przypadków.

Słowa kluczowe: stabilizacja beztlenowa, osady ściekowe, numeryczna mechanika płynów, mieszadła