

# Dispergiranje zraka v posodi z mešali pri velikem pretoku zraka

Andrej BOMBAČ, Ivan MATIJEVIČ

**Izvleček:** V tem delu je zajeta analiza nekaterih osnovnih karakteristik pri dispergiranju zraka v mešalni posodi, ki so bile izračunane z računalniško dinamiko tekočin (Computational Fluid Dynamics, CFD). V mešalni posodi so bila nameščena naslednja mešala: radialno mešalo ABT kot spodnje, turbinsko mešalo 6PBT45 kot srednje in aksialno mešalo tipa Scaba 3SHP1 kot zgornje mešalo. Vsa mešala so bila enakega premera 0,5 T. Dispergiranje zraka na modelni mešalni napravi s premerom posode 450 mm je bilo obravnavano pri pretoku zraka  $28,3 \text{ m}^3/\text{h}$  in vrtilni frekvenci mešala 178 vrt/min. Vsi izračuni so bili opravljeni s programsko opremo ANSYS FLUENT 16.2 za reševanje enačb v eno- in dvofaznih sistemih. Na podlagi izračuna CFD tokovnega polja je omogočen lokalni 'vpogled' različnih veličin, kot so npr. tokovno polje kapljevine, hitrostno polje kapljevine ter plinaste faze, tlačne razmere, turbulentna kinetična in disipirana energija, delež plinaste faze itn. Pri obravnavi plinaste faze je bil uporabljen model ravnotežne porazdelitve s šestimi razredi velikosti mehurčkov zraka. S CFD je bila izračunana tudi moč tristopenjskega mešala pri mešanju vode in pri dispergiranju zraka v vodo. Rezultati se zelo dobro ujemajo z izmerjenimi vrednostmi predhodno opravljenih del na modelni mešalni napravi. Za delovno kapljevino je bila uporabljena vodovodna voda.

**Ključne besede:** izračun CFD, mešanje, dispergiranje zraka, večstopenjsko mešalo, mešalo ABT, turbinsko mešalo, mešalo 3SHP1, moč mešanja, poplavno stanje

## 1 Uvod

Mešalni reaktorji imajo zelo široko uporabo v procesni tehniki, še posebno v kombinaciji hkratnega dovajanja zraka. Ti reaktorji so lahko opremljeni z različnimi mešali, ki proizvajajo radialni, aksialni ali križni (kombiniran) iztok iz mešala. Medtem ko se aksialna mešala bolj uporabljajo pri procesih suspendiranja trdninskih delcev, so radialna mešala pogostejše uporabljajo za dispergiranje plina v kapljevino. Pri tem je najpogostejše raziskovano in uporabljano Rushtonovo mešalo [1, 5, 7, 15–20], ki lahko v veliki večini primerov zagotovi dobro pomešanje v kapljevini kot tudi dispergiranje pli-

na. Pri nekaterih procesih, kot je npr. fermentacija, se zaradi zahteve po vnosu večjih količin zraka uporablja večstopenjsko mešalo v kombinaciji z vitko mešalno posodo. Takšno večstopenjsko mešalo je lahko sestavljeno iz radialnih [5, 17, 18, 22, 28, 29, 30], aksialnih [8, 21] in protitočnih mešal [8, 24, 26] ali pa iz kombinacije omenjenih mešal [8, 26]. V zadnjem času se najpogostejše uporabljajo kombinacije različnih izvedb aksialnih mešal kot zgornja mešala in spodnjega radialnega mešala [8], ki so zaradi svojih prednosti skoraj v celoti izrinile nekoč zelo uporabljana večstopenjska Rushtonova mešala [2, 18, 20].

Vzajemno z razvojem računalniške moči in računalniške dinamike tekočin (Computational Fluid Dynamics – CFD) je v zadnjem času najti v literaturi številna dela, ki obravnavajo npr. tokovna polja, povzročena z različnimi mešali pri homogeniziranju newtonske [1, 21, 24, 26, 34, 35] in psevdoplastične kapljevine [26, 27] s časi pomešanja [1, 3, 19, 36], dispergiranje plina v kapljevino [31]

[36] ter primerno uporabo različnih modelov obravnave turbulence [6, 35] in porazdelitve plinaste faze [27, 29, 31, 36] ter moč mešanja [1, 5] itn. Skoraj vsak izračun CFD potrebuje številne vstopne in robne pogoje, ki so lahko pridobljeni iz lastnih eksperimentalnih preverjanj ali pa so povzeti po literaturi.

V tem delu so predstavljene nekatere karakteristike izračunov CFD pri mešanju vode in pri dispergiranju zraka v vodo v mešalni posodi premera 450 mm s tristopenjskim mešalom. Predhodno so bile že opravljena eksperimentalna dela z vidika moči mešanja v vodi in pri dispergiranju [9], časi pomešanja [1, 3] ter nastanek poplavnega stanja različnih mešal z različnimi premeri [10], da bi zagotovili dispergiranje pri veliki količini vnesenega zraka in pri nižjih vrtilnih frekvencah mešala.

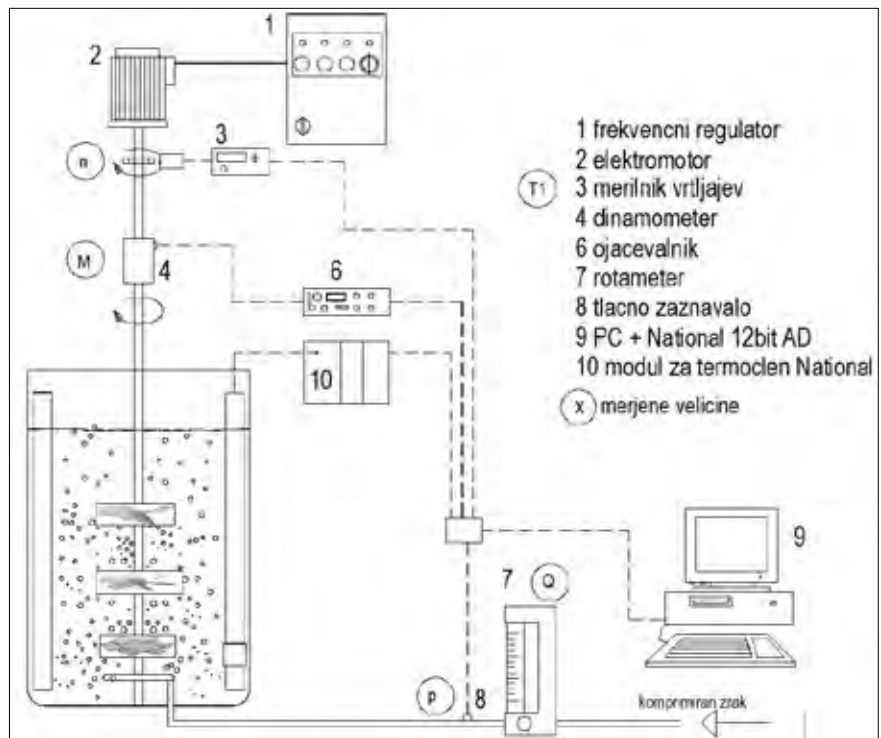
Za mešanje je bilo uporabljeno tristopenjsko mešalo; spodaj je bilo nameščeno radialno diskasto mešalo, nad njim turbinsko mešalo s

Doc. dr. Andrej Bombač, univ. dipl. inž., Univerza v Ljubljani, Fakulteta za strojništvo  
Ivan Matijević, univ. dipl. inž., Univerza v Ljubljani, Fakulteta za strojništvo in Calcit d.o.o., Proizvodnja kalcitnih polnil, Stahovica

poševnimi lopaticami ter zgornje *hydrofoil* mešalo s tremi lopaticami. Obravnavan je bil hidrodinamski režim pri vrtilni frekvenci mešala 178 vrt/min ( $Fr = 0,2$ ) in pretoku zraka  $28,3 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $Fl = 0,23$ ). Izračun CFD je omogočil prikaz tokovnega polja pri mešanju kapljevine in pri dispergiranju zraka v kapljevino, delež plinaste faze pri dispergiranju zraka v kapljevino, napoved moči pri mešanju kapljevine in pri dispergiranju. Delo je bilo opravljeno s programsko opremo ANSYS FLUENT 16.2 znotraj LFDT na računalniku *Prelog s 768 jedri* na Fakulteti za strojništvo v Ljubljani.

## 2 Eksperiment

Mešanje in dispergiranje zraka v vodo je potekalo s tristopenjskim mešalom. Spodnje mešalo je bilo radialno diskasto mešalo z asimetrično zapognjenimi lopaticami (ABT), ki zagotavlja dispergiranje večjih količin plina [23], srednje je bilo turbinsko mešalo s šestimi lopaticami z nagibom  $45^\circ$  (6PBT45) za dispergiranje in cirkulacijo plina [8] ter zgornje aksialno mešalo tipa Scaba (3SHP1) za zagotavljanje cirkulacije kapljevine pri širokem razponu viskoznosti [33]. Posoda premera  $T = 450 \text{ mm}$  (ravno dno z zaobljenimi robovi) je bila opremljena s štirimi motilniki toka in višino vode v posodi  $H = 910 \text{ mm}$ . Namestitev spodnjega mešala je bila  $c = 150 \text{ mm}$  od dna posode, razdalja med mešali  $280 \text{ mm}$ , višina namestitve dispergirnega obroča  $75 \text{ mm}$ . Dispergirni obroč je imel na spodnji strani 68 šob premera  $3 \text{ mm}$ . Shema merilne linije je prikazana na sliki 1. Pogonsko gred poganja frekvenčno regulirani elektromotor maksimalne moči  $5 \text{ kW}$ . Vrtilna frekvenca mešala je bila merjena z merilnikom vrtljajev natančnosti  $\pm 1 \text{ vrt/min}$ . Za merjenje vrtilnega momenta je bil uporabljen pretvornik HBM z območjem do  $10 \text{ Nm}$  z natančnostjo  $\pm 0,2 \text{ Nm}$ , kalibracija je bila izvedena z ojačevalnikom HPSC 3102–5 kHz. Izhodni signal je bil zajet z merilno kartico National Instruments SCXI – 68 in obdelan s programsko opremo LabVIEW. Zajem podatkov je potekal pri enominutni meritvi s



Slika 1. Merilna linija

frekvenco  $10 \text{ Hz}$ . Globalni prirastek plinaste faze je bil izračunan iz spremembe gladine vode v posodi,  $\alpha_g = (H_g - H)/H_g$ . Podrobnejši opis naprav v merilni liniji, ki je prikazana na sliki 1, ter točnost izmerjenih vrednosti, ponovljivost meritev itn. so podani v delih [1, 15, 16, 17].

## 3 Modelske enačbe

Hitrostno polje  $\mathbf{v}(\mathbf{r}, t)$  tekočine v fermentorju podaja Navier-Stokesova enačba, ki je za nestisljiv tok ( $\nabla \cdot \mathbf{v} = 0$ ) enaka:

$$\frac{\partial(\rho \mathbf{v})}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \mathbf{v} \mathbf{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot (\eta[\nabla \mathbf{v} + (\nabla \mathbf{v})^T]) + \mathbf{f}, \quad (3.1)$$

kjer sta  $\rho$  – gostota in  $\eta$  – viskoznost.  $\mathbf{f}$  je označena gostota volumneske sile,  $p$  pa tlak. Ker je pri obravnavani vrtilni frekvenci vrednost Reynoldsovega števila

$$Re = \frac{\rho v D^2}{\eta}$$

razmeroma velika,

( $\gg 1 \cdot 10^5$ ), pričakujemo turbulenten režim. Za modeliranje v računalniški dinamiki tekočin je sistem ohranitvenih zakonov mase, gibalne količine, toplote in snovi v diferencialni obliki, ki velja za obravna-

vo mehanike kontinuuma. Splošna oblika ohranitvenih zakonov so enačbe Navier-Stokes, ki jih lahko uporabimo za opis laminarnega in turbulentnega toka, stisljive in nestisljive ter newtonske in nenewtonske tekočine.

Ohranitev mase:

$$\nabla \cdot \bar{\mathbf{u}} = 0 \quad (3.2)$$

kjer  $\bar{\mathbf{u}}$  predstavlja relativno hitrost delca tekočine.

Ohranitev gibalne količine:

$$\frac{\partial u_i}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} (u_i u_j) = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x_i} + \quad (3.3)$$

$$\frac{\partial}{\partial x} \left[ u \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} - \frac{2}{3} \frac{\partial u_k}{\partial x_k} \delta_{ij} \right) \right] + g_i$$

### 3.1 k-ε model turbulence

Turbulenčni model *Standard k-ε* parametrizira turbulenco z dvema spremenljivkama. Ti dve sta turbulentna kinetična energija ( $k$ ) v obliki zapisa

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho k u_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + 2\mu_t E_{ij} E_{ij} - \rho \epsilon \quad (3.4)$$

in turbulentna disipacija energije ( $\epsilon$ )

$$\frac{\partial(\rho\epsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho\epsilon u_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right] + \quad (3.5)$$

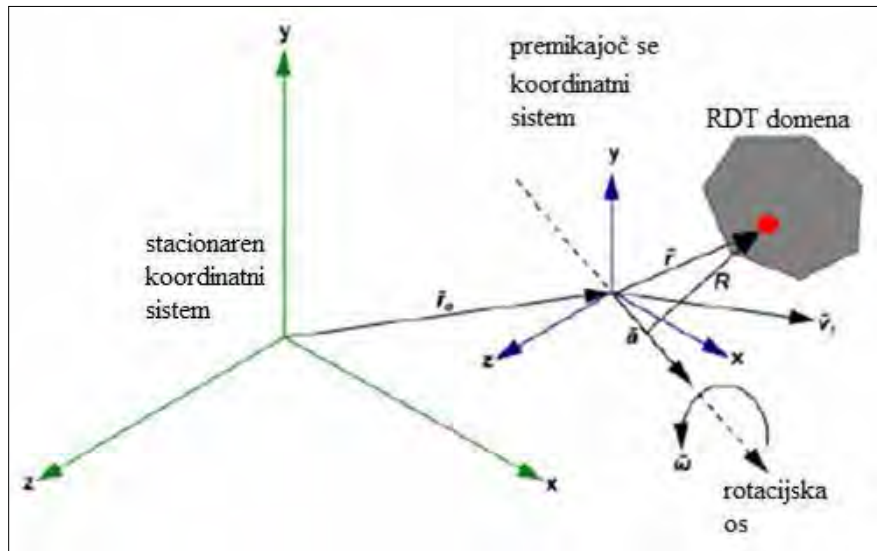
$$C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{k} 2\mu_t E_{ij} E_{ij} - C_{2\epsilon} \rho \frac{\epsilon^2}{k}.$$

Gre za najpogostejše uporabljen model [6], saj je robusten in dobro služi inženirskim potrebam že vrsto let. Omogoča hitre in stabilne izračune, saj porablja malo računskega časa ter smiselne rezultate pri velikem številu tokov, še posebej pri tistih z velikim številom  $Re$  [6].

### 3.2 Pristop MRF

Pri metodi MRF (*MULTIPLE REFERENCE FRAME*) gre za hkratno uporabo večjega števila referenčnih koordinatnih sistemov, sama metoda pa je aproksimacija ustaljenega stanja tekočine in je bila uporabljena v številnih raziskavah [1, 5, 7, 37], saj je ob zadovoljivi natančnosti velik prihranek časa CPU. V nadaljevanju je prikazan sistem ohranitvenih zakonov v mirujočem koordinatnem sistemu pri mešanju newtonske tekočine. Pri mešanju z mešali v posodi se najpogostejše uporablja kombinacija zapisa gibanja tekočine glede na mirujoči koordinatni sistem in glede na rotirajoči se koordinatni sistem, kot je prikazano na *sliki 2*. Rotirajoči se koordinatni sistem se vrti s kotno hitrostjo mešala. Uporabimo ga za opis gibanja tekočine v neposredni okolici mešala. Glede na to, da se koordinatni sistem vrti, lahko rešujemo ohranitvene enačbe za relativno gibanje tekočine glede na gibanje koordinatnega sistema. Tudi enačbo ohranitve gibalne količine zapišemo za relativno gibanje tekočine, vendar pa moramo sile, ki delujejo na delec tekočine zaradi gibajočega se koordinatnega sistema, ustrezno modelirati z dodatnimi viri ( $F_i$ ) gibalne količine:

$$\begin{aligned} \frac{\partial u_i}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} (u_i u_j) = & -\frac{1}{\rho} \frac{\partial}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x} \left[ u \right. \\ & \left. \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} - \frac{2}{3} \frac{\partial u_k}{\partial x_k} \delta_{ij} \right) \right] + g_i + F_i \end{aligned} \quad (3.6)$$



**Slika 2.** Stacionarni (mirujoči) in gibajoči se koordinatni sistem

ki zajemajo coriolisovo silo::

$$F_{cor} = -2 \cdot \omega \times \vec{u}, \quad (3.7)$$

in centrifugalno silo:

$$F_{cfg} = -\omega \times (\omega \times \vec{r}). \quad (3.8)$$

Povezavo vrednosti hitrosti med območjem, opisanim v rotirajočem koordinatnem sistemu, in območjem, opisanim v nepremičnem koordinatnem sistemu, opravimo na meji med obema območjema, pri tem upoštevamo:

$$\vec{u} = \vec{v} - \omega \vec{r}, \quad (3.9)$$

Kjer so:  $\vec{u}$  hitrost tekočine v rotirajočem koordinatnem sistemu,  $\vec{v}$  hitrost tekočine v mirujočem koordinatnem istemu,  $\omega$  kotna hitrost mešala in  $\vec{r}$  položajni vektor. Preostale spremenljivke, tlak, temperatura in koncentracija, ne spremenijo vrednosti na vmesni meji med območjema.

### 3.3 Eulerjev model obravnave dveh faz

Za obravnavo dvofaznega toka, to je dispergiranja zraka v vodi, je uporabljen eulerjev model, ki je uporabljen v številnih delih [1, 5-7, 31, 34, 37, 40] za obravnavo posamične faze. Spodnja enačba predstavlja zakon o ohranitvi mase oz. Kontinuitetno enačbo faze ( $q$ ).

$$\frac{\partial(\alpha_q \rho_q)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = 0 \quad (3.10)$$

kjer  $\vec{v}_q$  predstavlja hitrost faze  $q$ .

Enačba za ohranitev gibalne količine faze  $q$ :

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\alpha_q \rho_q \vec{v}_q)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) = & \\ -\alpha_q \nabla p + \alpha_q \nabla \cdot \bar{\bar{\tau}} + \alpha_q \rho_q \vec{g} + \vec{S}_q \end{aligned} \quad (3.11)$$

kjer je  $\bar{\bar{\tau}}$  tenzor napetosti  $q$ -te faze.

Distribucijo volumenske frakcije faze  $q$  zapišemo z

$$\frac{\partial \alpha_q}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_q \vec{v}_q) = 0. \quad (3.12)$$

### 3.4 Model porazdelitve velikosti mehurčkov

Za obravnavo porazdelitve velikosti mehurčkov smo uporabili enačbo ravnotežne porazdelitve (Population Balance Equation ali *PBE*) [12]. Če  $\Phi$  predstavlja delec volumna, je zapis transportne enačbe v obliki:

$$\begin{aligned} \frac{\partial(n(V, t))}{\partial t} + \nabla \cdot (\vec{v}_q n(V, t)) + \nabla_v \cdot & \\ (G_v n(V, t)) = \frac{1}{2} \int_0^V a(V - \hat{V}, \hat{V}) n(V & \\ - \hat{V}, \hat{V}) n(V - \hat{V}, t) n(\hat{V}, t) d\hat{V} & \\ - \int_0^\infty a(\hat{V}, \hat{V}) n(V, t) n(\hat{V}, t) d\hat{V}. & \end{aligned}$$

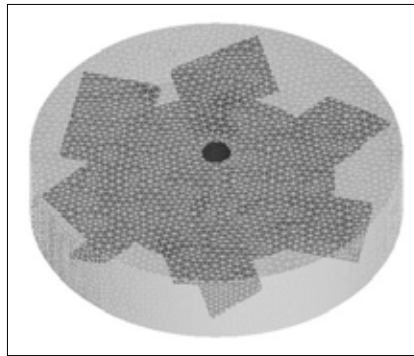
$$+ \int_{\Omega} p g(\tilde{V}) \beta(V|\tilde{V}) n(\tilde{V}, t) d\tilde{V} - g(V) n(V, t) \quad (3.13)$$

V literaturi je že najti dela [27, 29, 31, 38] z obravnavo PBE, ki pri predvsem manjših mehurčkih podaja dobro ujemanje z izmerjenimi vrednostmi.

#### ■ 4 Numerična simulacija

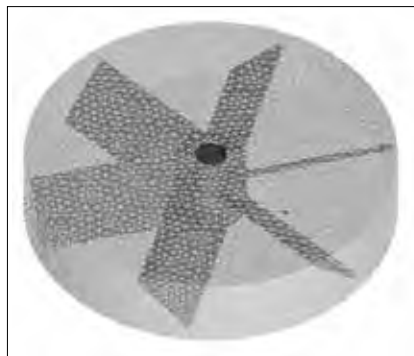
Enačbe (3.1–3.13) rešujemo z metodo končnih volumnov v programskem paketu ANSYS FLUENT 16.2. Računska mreža vsebuje celice, v katerih preračunamo tok tekočine in je diskretni prikaz geometrije obravnavanega problema. Ima združene celice v omejenih območjih, kjer se na mejah območja določijo robni pogoji. Vrsta in gostota računske mreže vplivata na stopnjo ali hitrost konvergence, natančnost izračuna in čas izračuna. Zelo pomembne lastnosti za kvalitetno računsko mrežo so gostota mreže, razmerja sosednjih volumnov celic in ukrivljenost celic. V našem primeru je bil statični del računske mreže v vseh predstavljenih izračunih enak in vsebuje 911 067 elementov (tetraedrov) – *slika 6*. Dinamični del računske mreže zajema posamična uporabljena mešala: mešalo ABT – *slika 3*, z 259 488 tetraedri, mešalo 6PBT45 – *slika 4*, s 191 800 tetraedri, in mešalo 3SHP1 – *slika 5*, z 225 224 tetraedri. Število vseh celic – tetraedrov je 1 587 843 in se nahajajo v celotnem volumnu računske mreže (tudi ob stenah). Ukrivljenost celice predstavlja razliko med obliko obravnavane celice in obliko enakostranične celice enakovrednega volumna, pri tem je znašala maksimalna ukrivljenost celic  $8,7e-01$  in je zadostila pogojem kvalitete mreže v uporabljenem programskem orodju [12], kvaliteto pa smo preverili s programom Ansys Fluent 16.2. Glede ustreznosti gostote celic računske mreže primerjamo z viri literature: za podobne režime dispergiranja zraka v posodi z mešali so bile uporabljene mreže s številom celic od 0,6 do 2,0 milijona celic [35, 41].

Pri reševanju vseh transportnih enačb je bila uporabljena krajevna

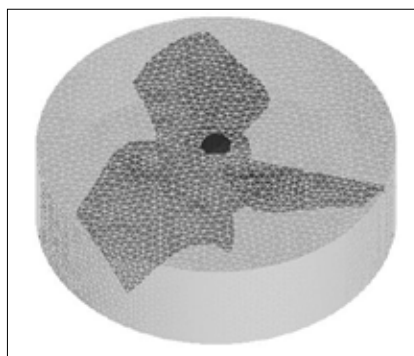


**Slika 3.** Dinamični del računske mreže mešala ABT

diskretizacija prvega reda (npr. privetrna shema 1. reda za konvektivni člen). Za sklopitev tlačnega in hitrostnega polja je bila uporabljena shema *SIMPLE*. Časovna diskretizacija je popolnoma implicitna, torej 1. reda. Diskretizacija 2. reda in višje je sicer bolj natančna, pojavijo pa se problemi s konvergiranjem in s tem nismo nadaljevali.

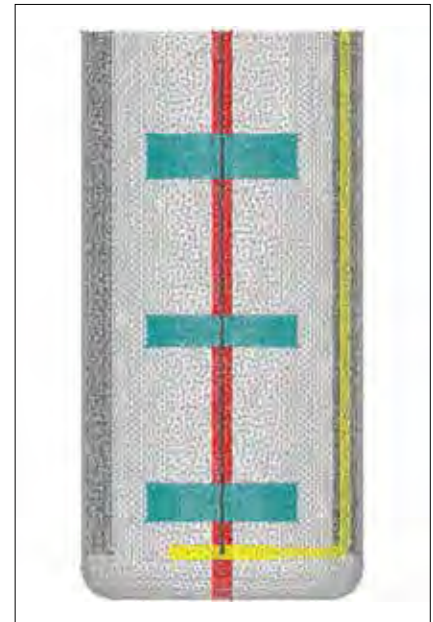


**Slika 4.** Dinamični del računske mreže mešala



**Slika 5.** Dinamični del računske mreže mešala 3SHP1

Pri izračunu mešanja v enofaznem sistemu (zgolj kapljevine) je začetno ustaljeno stanje doseženo pri 130 000 iteracijah. Na vseh stenah je bila hitrost tekočine enaka hitrosti



**Slika 6.** Statični del mreže fermentorja za uporabljeni sklop mešal posode

stene (zdrsa ni), pri reševanju enačb popisa turbulence pa so bile uporabljene standardne stenske funkcije.

#### ■ 4.1 Pristop k izračunu CFD

Mešalno posodo smo obravnavali kot 3D problem. Modeli so bili izrisani z ustrezno programsko opremo ter v nadaljevanju obdelani z mrežilnikom *ICEM CFD*, ki se uporablja za izdelavo računskih mrež. Sledil je izvoz nestrukturirane računske mreže v Ansys Fluent 16.2. Gre za aplikacijo, ki jo uporabljamo za reševanje problemov mehanike kontinuuma. Z numeričnimi izračuni v programu Fluent smo simulirali tokovna polja, ki nastanejo pri mešanju newtonske tekočine v mešalni posodi z različnimi mešali pri reševanju sistema enačb z MRF v ustaljenem načinu. Za dispergiranje zraka v mešalni posodi z mešali smo naredili časovno odvisen (tranzienten) izračun z Eulerjevim modelom dveh faz, Eu/Eu in MRF. Uporabljena je bila diskretna metoda porazdelitve mehurčkov s šestimi razredi, kjer so najmanjši mehurčki 1,2 mm in največji 12 mm. Izbor velikosti mehurčkov temelji na izkustveni domeni, saj je v izbranem hidrodinamičnem režimu ( $Fr = 0,2$  in  $Fl = 0,2$ ) zelo velik vnos plinaste

faze glede na obstoječo črpalno zmogljivost mešal, ki jo pogojuje nizka vrtilna frekvenca mešal. Pri izračunih smo uporabili standardni model turbulence, 'Standard k-ε', ki je najpogostejše v uporabi in je stabilen tudi v režimih z velikim deležem plinaste faze.

Poleg tokovnih polj so nas zanimali tudi vrednosti vrtilnega navora  $\bar{M}$  mešalne gredi pri konstantni vrtilni frekvenci mešala. Iz vrtilnega navora in vrtilne frekvence smo izračunali disipacijo energije za premagovanje tlačnih in viskoznih sil pri gibanju kapljavine v eno- in dvofaznem sistemu. Sledil je še izračun števila moči  $Ne$  za primerjavo z merjenimi vrednostmi na modelni napravi in po virih literature. Pri vseh izračunih tokovnih polj v eno- in dvofaznem sistemu je bil uporabljen fakultetni superračunalnik PRELOG s 36 licencami.

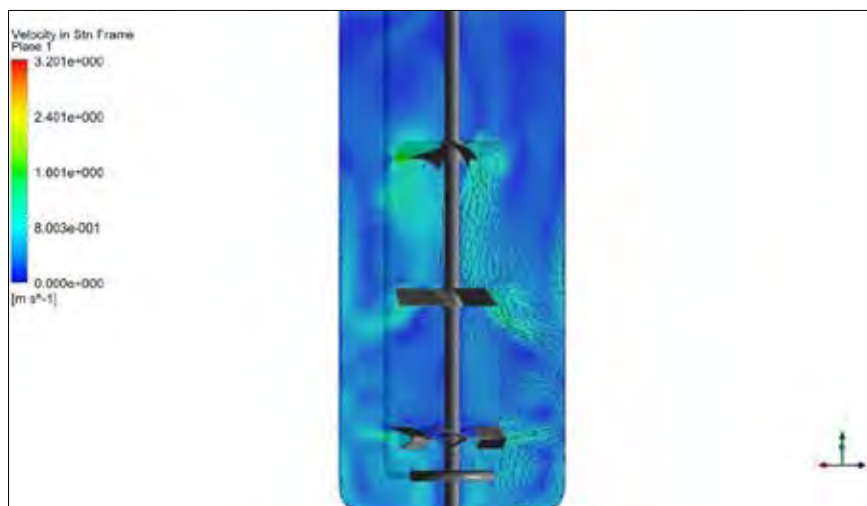
V zadnjem koraku smo izračune posameznih simulacij izvozili v programske sklop Ansys CFD-Post 16.2. Gre za aplikacijo za analizo izračunanih vrednosti, dobljenih s programskim orodjem *Ansys Fluent 16.2* oz. "poprocesni" program, ki omogoča vizualizacijo izračunanih vrednosti.

Iz izračuna povprečne hitrosti kapljavine v statičnem delu računske mreže izhaja, da se hitrost kapljavine ustali pri približno 5,71 s in znaša ~0,32 m/s. Povprečna hitrost zraka se v statičnem delu računske mreže ustali pri 2,8 s in znaša 0,53 m/s in je za 66 % višja kot hitrost kapljavine v dvofaznem sistemu. Izračun je bil prekinjen pri 11 s računskega časa, za kar je računalnik Prelog s 36 jedri potreboval 135 h 42 min 50 s. Za kriterij konvergence je bil uporabljen normalizirani ostanek, manjši od  $1 \cdot 10^{-4}$ .

## ■ 5 Rezultati

### ■ 5.1 Tokovno polje pri mešanju kapljavine

S tokovnimi polji so prikazane ustvarjene cirkulacije obravnavanega sklopa mešal, dosežene maksimalne hitrosti in njihove lokacije ter



**Slika 7.** Hitrostno polje pri mešanju vode z vektorji hitrosti v ravnini med motilniki toka

smeri vektorjev hitrosti kapljavine pri mešanju. Kvalitativna slika tokovnega polja je pomembna, saj z njo lahko odkrijemo zastojne cone v mešalni posodi [22, 37, 38]. V našem primeru je uporabljen sklop mešal, ki hkrati zagotavlja intenzivno cirkulacijo, mešanje in distribucijo plinaste faze. V nadaljevanju so na *sliki 7* prikazani vektorji hitrosti kapljavine pri mešanju kapljavine s tristopenjskim mešalom. Tako je dobro vidno radialno iztekanje kapljavine iz spodnjega mešala (ABT) proti steni mešalne posode. Pri tem se iztekajoči tok razdeli tik ob steni posode na zgornji in spodnji tok, ki ustvarjata značilna vrtinca: v spodnjem delu pod ravnino mešala in zgornji vrtinec, ki je v interakciji z izstopajočim tokom srednjega mešala (6PBT45). Zgornje (3SHP1) in srednje (6PBT45) mešalo ustvarjata skupno cirkulacijsko zanko s tokom kapljavine ob gredi navzdol. Izstopajoči tok iz srednjega mešala (6PBT45) je usmerjen poševno navzdol in proti steni reaktorja (pod približno  $45^\circ$ ) ter se ob steni razcepi, en del se usmeri navzgor in vključi v vstopajoči tok v zgornje mešalo (3SHP1), drugi del se usmeri navzdol in predstavlja spodnjo cirkulacijo pod ravnino srednjega mešala (6PBT45).

#### ■ 5.1.1 Izračun CFD moči mešanja vode v mešalniku

Moč mešanja predstavlja zmnožek kotne hitrosti  $\omega = 2 \pi n \left[ \frac{rad}{s} \right]$  in vrtilnega momenta  $M$  [Nm], ki deluje

na mešalo in gred:

$$P = 2 \pi n M \quad (5.1)$$

Skupni vrtilni moment okoli določenega središča je izračunan z vsoto vektorskih produktov tlačnih in viskoznih sil za vsako ploskev z vektorjem vrtilnega momenta, ki je krajinski vektor  $\vec{r}_{AB}$  iz določene centra vrtilnega momenta A do točke B, prikazano na *sliki 8*, kjer deluje vektor sile  $\vec{F}$  [12]. Skupni vrtilni moment  $\vec{M}$  je torej vsota vrtilnih momentov zaradi delovanja tlačne in viskozne sile:

$$\vec{M} = \vec{r}_{AB} \times \vec{F}_p + \vec{r}_{AB} \times \vec{F}_v, \quad (5.2)$$

kjer A predstavlja središče vrtilnega momenta, B izvor sile,  $\vec{r}_{AB}$  krajevni vektor vrtilnega momenta,  $\vec{F}_p$  vektor tlačne sile in  $\vec{F}_v$  vektor viskozne sile [12, 13].

Število moči ( $Ne$ ) različnih mešal je bilo izračunano pri isti vrtilni frekvenci  $n = 178 \text{ min}^{-1}$ , center vrtilnega momenta pa je predstavljal točka A(0,0,0) v središču mešala. Pri temperaturi  $20^\circ \text{C}$  je gostota vode  $\rho_w = 998,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ , dinamična viskoznost  $\eta_w = 1,003 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ , premer vseh mešal je enak 0,225 m. Režim mešanja vode v posodi je turbulenten.

S funkcijo v *Fluentu* je izračunana vrednost skupnih vrtilnih momentov za ustaljeno stanje. Vrednost skupnega povprečnega vrtilnega momenta pri mešanju vode v me-

šalni posodi znaša 2,856 Nm. Z uporabo enačbe (5.1) je izračunana skupna povprečna moč mešanja tristopenjskega mešala 53,24 W. Tako je izračunana vrednost brezdimenzijskega števila moči  $Ne_{CFD} = 3,542$ . Izmerjena vrednost števila moči <sup>[11]</sup> tristopenjskega mešala (ABT + 6PBT45 + 3SHP1) pri mešanju vode na modelni napravi LFDT znaša pri 178 vrt/min v povprečju  $Ne_{mer} \sim 3,57$ , rezultati meritev so prikazani na sliki 9.

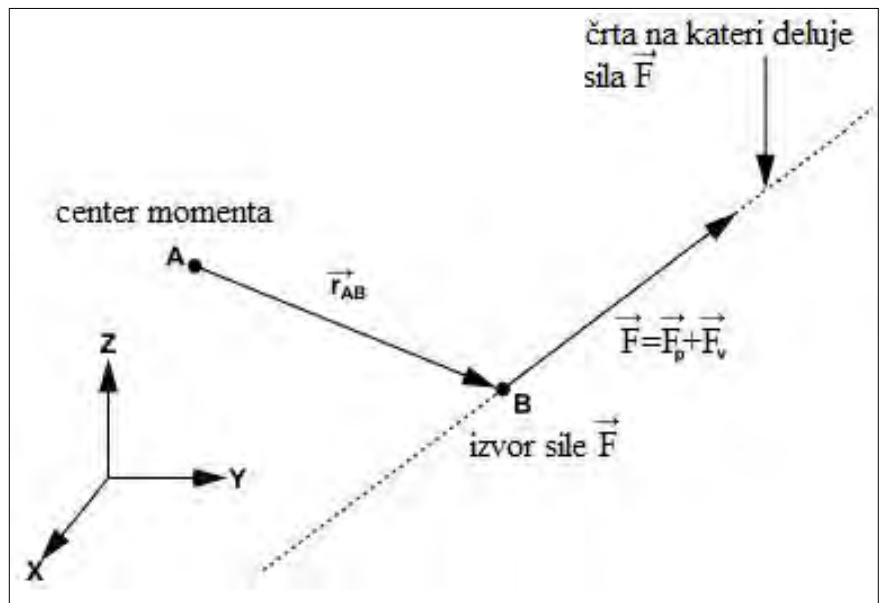
Tako je odstopanje definirano kot:  
 $(Ne_{CFD} - Ne_{mer}) / Ne_{mer} = (3,542 - 3,57) / 3,57 \sim -0,8 \%$ .

Relativno odstopanje v iznosu -0,8 % predstavlja nekoliko nižjo vrednost CFD, kar pa je več kot odlično ujemanje, saj je najti v literaturi podobne primerjave precej višjih odstopanj <sup>[1,4-7]</sup>.

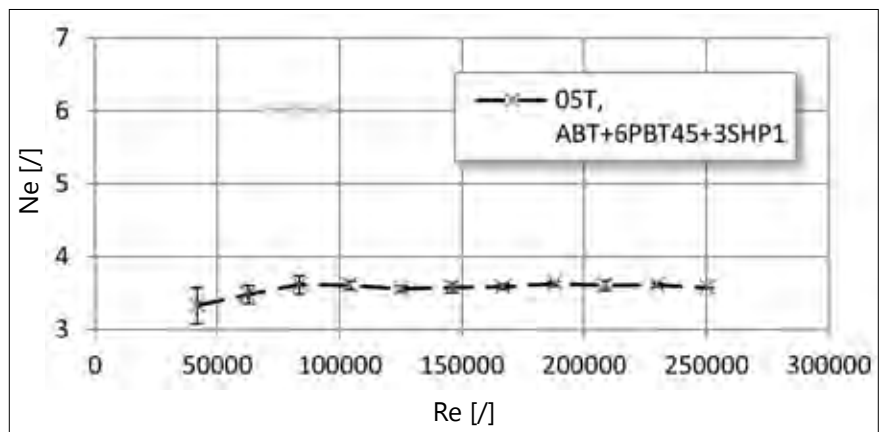
## 5.2 Tokovno polje pri dispergiranju zraka

V nadaljevanju je obravnavan dvofazni sistem voda-zrak, kar predstavlja dispergiranje zraka v vodo z obravnavanim mešalom (178 vrt/min, 28,3 m<sup>3</sup>/h) pri ustaljenem dvofaznem režimu, ki se je ustalil pri času 11 s.

Na sliki 10 je prikazan lokalni DPF, kjer lestvica na levi prikazuje vrednosti faze PDF v presečni ravnini med motilniki toka, kjer rdeča pred-



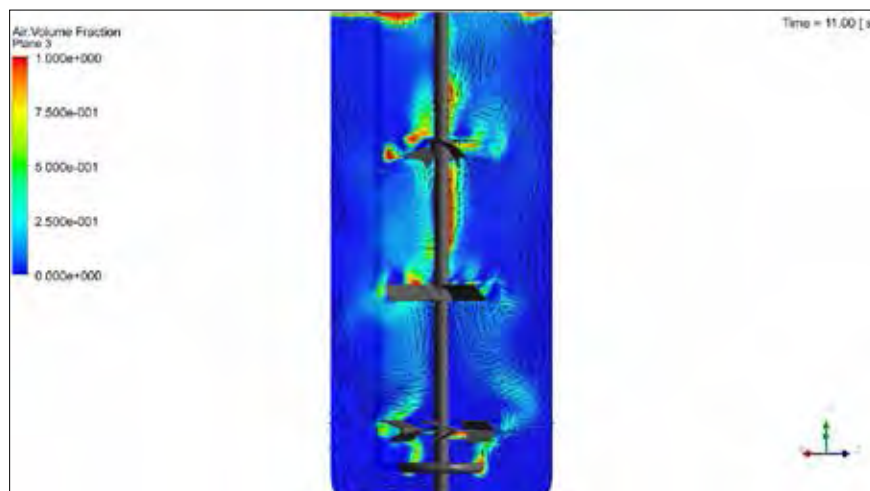
Slika 8. Vrtilni moment okoli središča A <sup>[12]</sup>



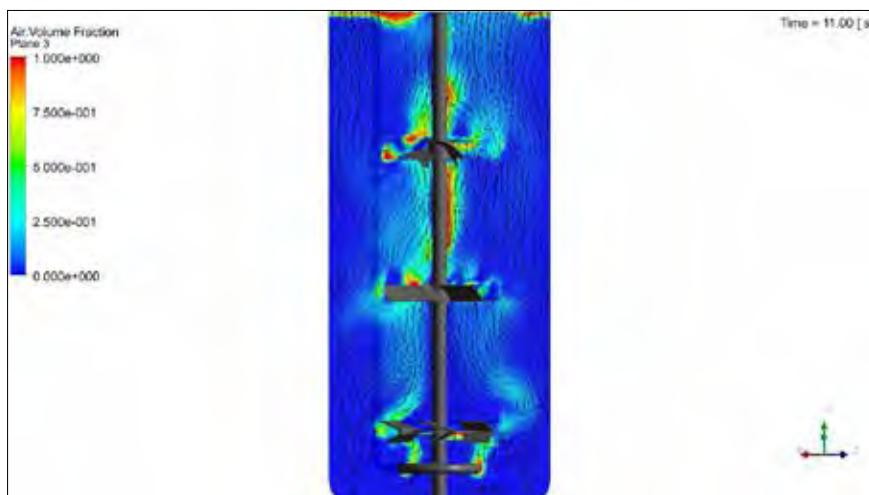
Slika 9. Karakteristika moči tristopenjskega mešala (ABT + 6PBT45 + 3SHP1) premera 0,5 T pri mešanju v vodi

stavlja plinasto fazo (1), temno modra kapljevino (0) in vektorji hitrosti vode. Iz porazdelitve plinaste faze

na sliki 10 je razvidno, da je vpliv plinaste faze dominanten v področju med srednjim in zgornjim mešalom, saj močno spreminja tokovno polje kapljevine v mešalni posodi glede na tisto pri mešanju zgolj kapljevine. Vektorji hitrosti kapljevine kažejo smer in hitrost gibanja kapljevine, ki pri največjem deležu plinaste faze sovpadajo z vzgonsko komponento zraka, medtem ko pri manjših deležih plinaste faze prevladuje inercija kapljevine. Zrak izstopa iz spodnje strani razpršilnega obroča in vstopa v področje spodnjega mešala (ABT). Tvorba različnih struktur plinskih votlin na lopaticah mešala pomembno vpliva na intenzivnost izstopajočega dvofaznega toka iz mešala, ki je radialno usmerjen proti steni posode. Tik ob steni posode se razdeli na zgornji in spodnji tok



Slika 10. DPF in vektorji hitrosti vode pri dispergiranju zraka v ravnini med motilniki toka

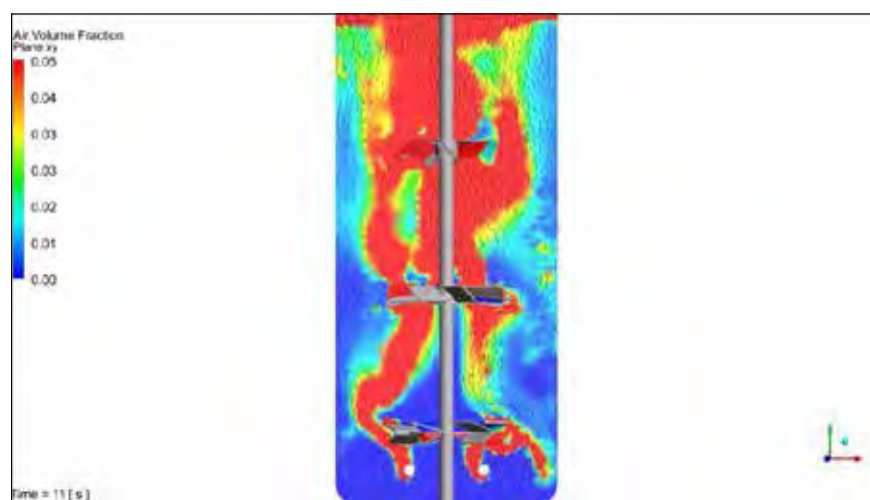


**Slika 11.** DPF in vektorji hitrosti plinaste faze pri dispergiranju zraka v ravnini med motilniki toka

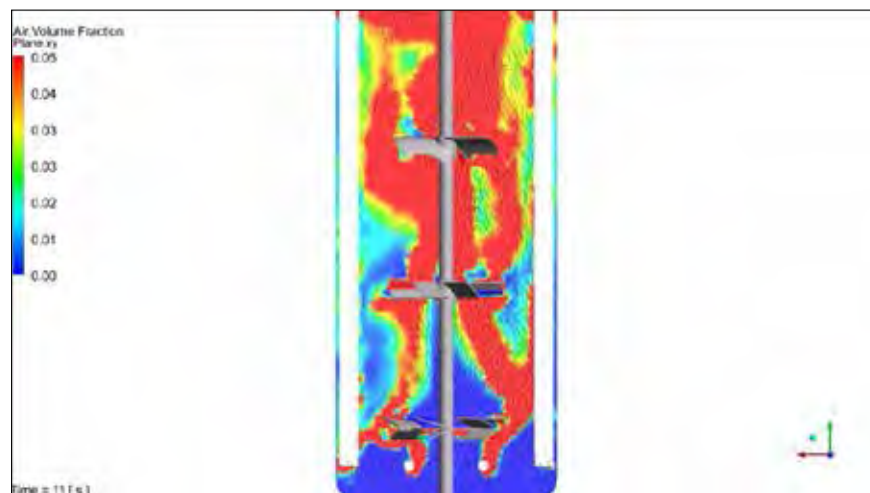
in ustvarja značilna vrtinca: v spodnjem delu pod ravnino mešala in zgornji vrtinec. Prevladuje inercija kapljavine, cirkulacija kapljavine se dobro ohranja in je skoraj enaka tisti pri mešanju zgolj kapljavine. Podobna je tudi cirkulacija kapljavine v področju med spodnjim (ABT) in srednjim mešalom (6PBT45). Zelo očitna pa je razlika smeri kapljavine v področju med srednjim (6PBT45) in zgornjim mešalom (3SHP1). Tu vstopa dvofazni tok v zgornje mešalo (3SHP1) od spodaj, izstopajoči dvofazni tok pa je usmerjen radialno proti steni posode, kjer se tok kapljavine usmeri tik ob steni posode navzdol in se združi z izstopajočim tokom iz srednjega mešala (6PBT45).

V delu [37] je podana študija CFD lokalnih tokovnih polj pri treh hidrodinamičnih režimih v vitki posodi s tremi enakimi turbinskimi mešali (6PBT45) in enakega premera T/3 ( $T = 300$  mm), rezultati pa so primerjani z merjenimi vrednostmi. Izbrani so bili trije režimi (a) DFF:  $Fl = 0,638$  in  $Fr = 0,028$ , (b) DDF:  $Fl = 0,438$  in  $Fr = 0,0597$  ter (c) DDL:  $Fl = 0,163$  in  $Fr = 0,430$ . Pri tem pomenijo oznake lokalno stanje posameznega mešala od zgoraj navzdol: D – dispergiranje, L – zadovoljivo dispergiranje (loading) in F – poplavno stanje (flooding). Tako iz porazdelitve DPF kot iz vektorjev hitrosti kapljavine je razvidno poplavno stanje mešala v primeru (a) DFF in v primeru (b) DDF. Zado-

ljivo dispergiranje (L) je doseženo šele v režimu (c) DDL to je pri  $Fl = 0,163$  in  $Fr = 0,430$ .



**Slika 12.** Delež plinaste faze ( $\alpha \leq 5\%$ ) in vektorji hitrosti zraka pri dispergiranju zraka ( $\varphi = 0^\circ$ )



**Slika 13.** Delež plinaste faze ( $\alpha \leq 5\%$ ) in vektorji hitrosti zraka pri dispergiranju zraka ( $\varphi = 45^\circ$ )

Naš raziskovani hidrodinamski režim z (nekoliko) večjim pretokom zraka  $Fl = 0,2$  in precej manjšo vrtilno frekvenco mešala  $Fr = 0,2$  podaja dispergiranje na vseh treh mešalih, kar predstavlja odličen rezultat.

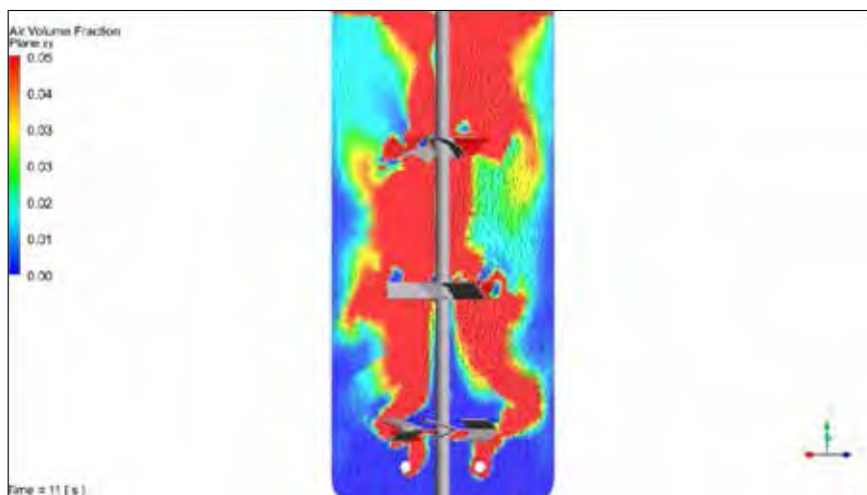
Na sliki 12 so zaradi boljšega vpogleda v porazdelitev plinaste faze prikazane vrednosti manjše od 5 % ter vektorji hitrosti plinaste faze pri dispergiranju zraka v presečni ravnini motilnikov toka ( $\varphi = 0^\circ$ ). Plinasta faza je (v izbrani presečni ravnini) prisotna skoraj po celotnem volumnu kapljavine, hkrati pa je razvidno, da v obravnavanem 3D modelu CFD ni simetrične porazdelitve. To je posebej razvidno iz prikaza porazdelitve plinaste faze v istem časovnem koraku pri različnih presečnih ravninah;  $\varphi = 0^\circ$  – slika 12,  $45^\circ$  – slika 13,  $90^\circ$  – slika 14 in  $135^\circ$  – slika 15. V

omenjenih ravninah ni videti zastojnih con, kjer bi se plinasta faza zadrževala oziroma bila 'ujeta' v močno cirkulacijo kapljevine med mešali, kot je to značilno pri večstopenjskem Rushtonovem mešalu.

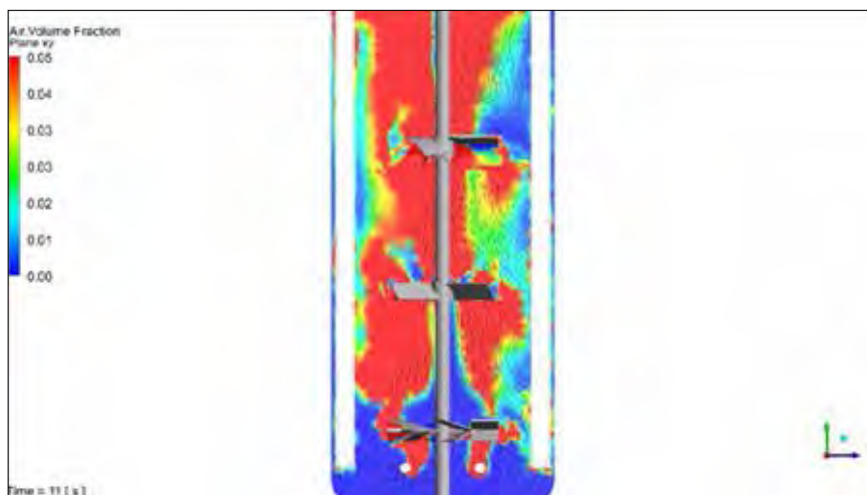
Izhajajoč iz porazdelitve plinaste faze na slikah 10 in 11, kjer je  $0 \leq \alpha \leq 1$ , je v nadaljevanju na *sliki 16* prikazana porazdelitev velikosti mehurčkov. Največji mehurčki so ob gredi mešala, kjer prevladujejo vzgonske sile plina z velikim deležem plinaste faze, ter pri gladini na izstopu iz kapljevine.

Mehurčki premera 5,8 mm in manjši so prisotni v obodnem delu posode ter v področju močnih strižnih sil v okolici spodnjega mešala (ABT), mehurčki premera 3 mm v področju nastajanja na izstopu iz šob pod dispergirnim obročem ter najmanjši v področju cirkulacije kapljevine pod spodnjim mešalom, ki jih 'zadržuje'. Podobno kvalitativno porazdelitev mehurčkov (premerov do 5mm) je najti z uporabo napovedi razpada mehurčkov (bubble break-up) in ponovnega združevanja (koalescence) v delih [29, 31]. Kvantitativne primerjave z viri literature ni moč najti zaradi specifičnosti same kombinacije mešal (ABT + 6PBT45 + 3SHP1) in premer mešala 0,5 T – ki pa je pogojen z veliko količino dovajanega zraka.

Za primerjavo je na *sliki 17* posnetek dispergirnega stanja v obravnavanem hidrodinamičnem režimu. Iz vizualnega opazovanja so razvidna



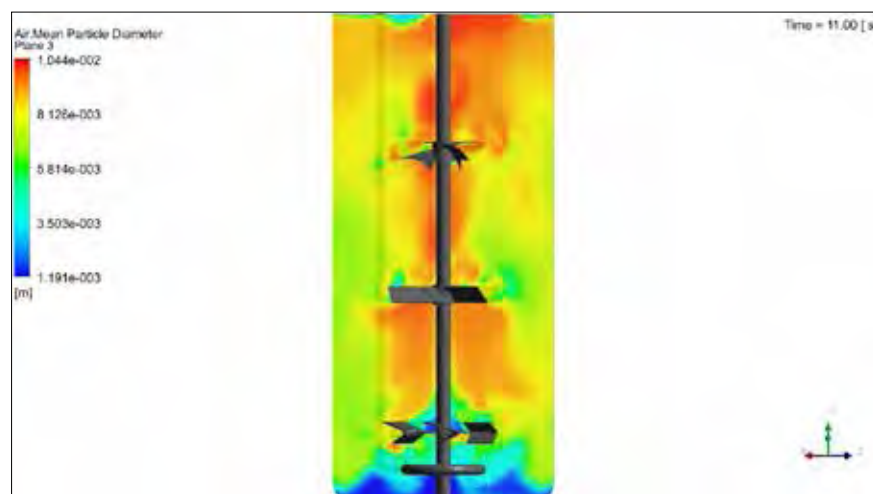
**Slika 14.** Delež plinaste faze ( $\alpha \leq 5 \%$ ) in vektorji hitrosti zraka pri dispergiranju zraka ( $\varphi = 90^\circ$ )



**Slika 15.** Delež plinaste faze ( $\alpha \leq 5 \%$ ) in vektorji hitrosti zraka pri dispergiranju zraka ( $\varphi = 135^\circ$ )

različna področja intenzivnosti gibanja mehurčkov, prav tako tudi različne velikosti mehurčkov. Občasno je v osrednjem – centralnem

delu med srednjim in zgornjim mešalom koncentracija plinaste faze večja, medtem ko se ob steni posode stanje ohranja.



**Slika 16.** Porazdelitev velikosti mehurčkov zraka pri dispergiranju

### 5.2.1 Izračun CFD moči pri mešanju v dvofaznem sistemu voda-zrak

S programom v *Fluentu* je po enačbi 5.2 izračunana vrednosti skupnih vrtilnih momentov za ustaljeno stanje dvofaznega sistema voda-zrak. Vrednost skupnega povprečnega vrtilnega momenta pri dispergiranju zraka znaša 2,54 Nm. Izračunano povprečje zajema vrednosti zadnje (11.) sekunde razvitega toka. Z enačbo 5.1 je izračunana povprečna moč mešanja  $P_{CFD2F} = 47,35$  W, razmerje moči  $P_g/P = 0,89$ , kar



**Slika 17.** Dispergiranje zraka na mešalni napravi pri 178 vrt/min in pretoku zraka 28,3 m<sup>3</sup>/h

predstavlja 11-odstotno zmanjšanje glede na mešanje kapljevine.

Zmanjšanje moči je pričakovano majhno, saj se črpalna zmogljivost tega tristopenjskega mešala zelo dobro ohranja navkljub veliki količini dovedenega zraka. Pri dispergiranju s tristopenjskim Rushtonovim mešalom [2] bi znašalo razmerje moči  $P_g/P \sim 0,65$  oziroma zmanjšanje disipirane energije za 35 %. Pri tem bi bilo spodnje mešalo poplavljen [17] (z veliko verjetnostjo poplavljanja tudi srednjega mešala). V takšnem primeru to predstavlja neučinkovito operacijo z zastojnimi conami mešanja in zelo neenakomerno porazdelitvijo plinaste faze po volumnu kapljevine. Predhodno

so bile opravljene tudi meritve pri mešanju vode in dispergiranju zraka v vodo, moč mešanja pri dispergiranju v omenjenem hidrodinamičnem režimu pa je znašala  $P_{mer2F} = 46,8$  W.

Naslednja primerjava moči podaja odstopanje:

$$(P_{CFD2F} - P_{mer2F}) / P_{mer2F} = (47,35 - 46,8) / 46,8 = 0,0118 \text{ oziroma } 1,2 \%$$

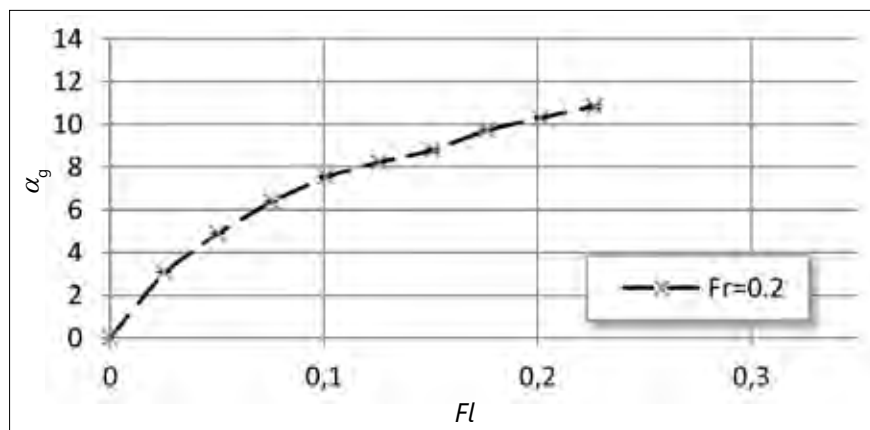
Glede na manjšo izračunano moč CFD v kapljevini glede na izmerjeno je bilo podobno pričakovati tudi pri dispergiranju. Glede na uporabljeni model porazdelitve PBE, ki predvideva relativno velike mehurčke v področju koalescence, pa to lahko nakazuje na podrobnejšo preverjanje vstopnih parametrov v izračunu CFD.

## 5.2.2 Prirastek plinaste faze

Z integracijo deleža plinaste faze po volumnu kapljevine [12]:

$$\alpha_{GCFD} = \frac{1}{V} \int \alpha dV = \frac{1}{V} \sum_{i=1}^n \alpha_i |V_i| \quad (5.3)$$

izrazimo globalni delež plinaste faze, ki znaša 0,0591 in ga lahko primerjamo z izmerjenim deležem. Na sliki 18 so prikazane izmerjene vrednosti deleža plinaste faze, kjer je za podoben režim ( $Fr = 0,2$  in  $Fl = 0,226$ )  $\alpha_g = 10,85$  %. Globalni delež plinaste faze je bil merjen po metodi spremembe gladine  $\alpha_g = (H_g - H)/H_g$  pri dispergiranju zraka v vodo.



**Slika 18.** Globalni delež plinaste faze v odvisnosti od pretočnega števila

Primerjava izračunane in izmerjene vrednosti podaja naslednje odstopanje:

$$(\alpha_{GCFD} - \alpha_{Gmer}) / \alpha_{Gmer} = (5,91 - 10,85) / 10,85 = -45,5 \%$$

V tem primeru je  $\alpha_{GCFD}$  za 45,5 % nižja od izmerjenega deleža, kar tudi kaže na to, da uporabljeni model porazdelitve PBE predvideva prevelike mehurčke v področju koalescence.

Z nadaljnjimi korekcijami velikostnih razredov mehurčkov (zmanjšanje premera) in ponovljenimi izračuni je pričakovati ustrežnejšo porazdelitev mehurčkov, povečanje globalnega deleža plinaste faze ter s tem boljšega ujemanja CFD izračunanih vrednosti z izmerjenimi.

## 7 Zaključki

V tem poročilu je obravnavana analiza tokovnega polja kapljevine, izračunana s CFD komercialnim programom ANSYS FLUENT 16.2 pri mešanju vode ter pri mešanju vode z dispergiranjem zraka v mešalni posodi volumna 0,145 m<sup>3</sup>. Obravnavano mešalo je tristopenjsko: spodnje mešalo je s šestimi asimetrično zapognjenimi lopaticami (ABT), srednje mešalo je turbinsko s šestimi lopaticami, nagnjenimi za 45° (6PBT45) in zgornje mešalo je aksialno s tremi kraki (3SHP1). Izračuni CFD so bili izvedeni po metodi končnih volumnov, uporabljena je bila t. i. metoda reševanja enačb MRF, za popis turbulence je bil uporabljen standardni model  $k-\epsilon$ , ki je zelo robusten in omogoča krajše čase izračunov. Za obravnavo dispergiranja zraka v vodi je uporabljen Eulerjev model obravnave faz  $Eu/Eu$ , za porazdelitev in velikost mehurčkov je bil uporabljen model porazdelitve mehurčkov (BPM). Za izračun CFD sta bila izbrana naslednja obratovalna parametra: vrtilna frekvenca mešal 178 vrt/min (rpm) in pretok zraka 28,3 m<sup>3</sup>/h. Pri enakem hidrodinamičnem režimu so bile na preizkusni laboratorijski napravi (enake velikosti kot obravnavani izračun CFD) opravljene meritve moči mešanja v vodi in pri

dispergiranju zraka ter globalnega deleža plinaste faze ter vizualizacija skozi steno posode.

Izračun CFD podaja pri mešanju vode dobro vidno iztekanje iz mešal ter cirkulacijo kapljevine ter kvalitativni vpogled v številne druge karakteristike. Izračunana vrednost števila  $Ne$  je nekoliko manjša od merjene ( $-0,8\%$ ), kar je zelo dobro ujemanje in primerljivo z literaturo.

Pri dispergiranju zraka v vodo se tokovno polje kapljevine med srednjim in zgornjim mešalom precej spremeni, saj je vpliv plinaste faze tu dominanten. Še vedno pa je vzpostavljena cirkulacija kapljevine v tem območju, kar kvalitativno potrjuje, da ni doseženega lokalnega poplavnega stanja (kot to potrjujejo tudi izvedene meritve na modelni napravi). Pri tem je iz porazdelitve velikosti mehurčkov razvidno, da se največji mehurčki nahajajo ob gredi mešala, kjer prevladujejo vzgonske sile plina z velikim deležem plinaste faze, ter pri gladini na izstopu iz kapljevine. Mehurčki srednje velikosti so prisotni v obodnem delu posode ter v področju močnih strižnih sil v okolici mešala ABT, manjši v področju nastajanja na izstopu iz šob pod dispergirnim obročem ter najmanjši v področju cirkulacije kapljevine pod spodnjim mešalom, ki jih 'zadržuje'. Pri dispergiranju zraka v vodo je bila izračunana povprečna moč za  $11\%$  manjša od moči mešanja kapljevine. Zmanjšanje moči je pričakovano majhno, saj se črpalna zmogljivost tega trisopenjskega mešala zelo dobro ohranja navkljub veliki količini dovedenega zraka. Primerjava izračunane moči z merjeno na modelni napravi podaja dobro ujemanje, saj je le za  $1,2\%$  večja. Izračun CFD globalnega deleža plinaste faze znaša  $5,9\%$ , kar predstavlja zgolj  $54\%$  izmerjenega deleža plinaste faze. Glede na uporabljeni model porazdelitve velikosti mehurčkov izhaja, da so verjetno predvideni mehurčki v področju koalescence preveliki oziroma da je potrebno podrobnejše preverjanje vstopnih parametrov BPM v izračunu CFD.

## Literatura

- [1] Bombač, A., Beader, D., Žun, I. *Mixing times in a stirred vessel with a modified turbine. Acta chimica slovenica*, ISSN 1318-0207, **2012**, 59, 4, 707–721.
- [2] Bombač, A. *Effects of geometrical parameters on Newton number in an aerated stirred tank*, StrojV-J.Mech.Engng, 44, 3, 105–116, **1998**.
- [3] Matijević, I., Bombač, A., Mencinger, J., Žun, I. *Primerjava izračunanih časov pomešanja za dve mešali z dvema računskima metodama*. Kuhljevi dnevi 2013, Rogaška Slatina, 25.–26. september, 2013. HRIBERŠEK, Matjaž (ur.), RAVNIK, Jure (ur.). *Zbornik del*. Ljubljana: SDM, **2013**, 113–120.
- [4] Basara, B., Alajbegovic, A., Beader, D. *Simulation of single- and two-phase flows on sliding unstructured meshes using finite volume method* INTERNATIONAL JOURNAL FOR NUMERICAL METHODS IN FLUIDS 45, 10, 1137–1159, **2004**.
- [5] Taghavi, M., Zadghaffari, R., Moghaddas, J., Moghaddas, Y. *Experimental and CFD investigation of power consumption in a dual Rushton turbine stirred tank*. Chem. Engng. Res. Des., **2011**, 89, 280–290.
- [6] Joshi, J. B., Nere, N. K., Rane, C.V., Murthy, B. N., Mathpati, C. S., Patwardhan, A.W., Rana, V. V. *CFD Simulation of stirred Tanks: Comparison of turbulence models. Part I, Radial flow impellers*. Can. J. Chem. Engng., **2011**, 89, 23–82.
- [7] Ochieng, A., Onyango, M. S., Kumar, A., Kiriamiti, K., Musonge, P., *Mixing in a tank stirred by a Rushton turbine at a low clearance*. Chem. Engng. Proc., **2008**, 47, 842–851.
- [8] Edward L. P., V. A. Atiemo-Obeng, S.M. Kresta, *Handbook of industrial mixing, science and practice*, JW&Sons, Hoboken, **2004**.
- [9] Bombač, A., Vidic, M., Cotič, M. *Analiza osnovnih karakteristik pri mešanju vode in dispergiranju zraka na industrijskem fermentorju in modelni napravi*. Ljubljana: Fakulteta za strojništvo, LFDI, **2014**.
- [10] Bombač, A., Vidic, M., Plut, M. *Analiza osnovnih karakteristik pri mešanju vode in dispergiranju zraka z enim mešalom na modelni napravi : poročilo*. Ljubljana: Fakulteta za strojništvo, Laboratorij za dinamiko fluidov in termodinamiko, **2015**.
- [11] Bombač, A., Vidic, M., Plut, M. *Analiza osnovnih karakteristik pri mešanju in dispergiranju zraka s trisopenjskim mešalom na modelni mešalni napravi : poročilo*. Ljubljana: Fakulteta za strojništvo, Laboratorij za dinamiko fluidov in termodinamiko, **2015**.
- [12] Ansys Inc., *Ansys Fluent Theory guide*, Release 14.0, **2011**.
- [13] Bakker A., Marshall M. E., *Computational Fluid Mixing*, Fluent Inc., Lebanon, New Hampshire, USA, **2003** <http://www.bakker.org/cfmbook/cfmbook.htm>, ogled 26. 3. 2013.
- [14] Stenmark E. *On Multiphase Flow Models in ANSYS CFD Software*. Master's Thesis in Applied Mechanics, Chalmers University of Technology, Göteborg **2013**.
- [15] Bombač A., Žun, I., Filipič, B., Žumer, M. *Gas-filled cavity structures and local void fraction distribution in aerated stirred vessel*. AIChE J., 43, 11, 2921–2931, **1997**.
- [16] Bombač A., Žun, I. *Gas-filled cavity structures and local void fraction distribution in vessel with dual-impellers*. Chem. Eng. Sci., 55, 15, 2995–3001, **2000**.
- [17] Bombač A., Žun, I. *Individual impeller flooding in aerated vessel stirred by multiple-Ru-*

- shton impellers*, Chem. Eng. J., 116, 2, 85–95, **2006**.
- [18] Armenante, P.M., Chang, G.M. *Power consumption in agitated vessels provided with multiple-disk turbines*. INDUSTRIAL & ENGINEERING CHEMISTRY RESEARCH 37, 284–291, **1998**.
- [19] Oniscu, C., Galaction, A.I., Cascaval, D., Ungureanu, F. *Modeling of mixing in stirred bioreactors - 2. Mixing time for non-aerated broths*. BIOCHEMICAL ENGINEERING JOURNAL 12, 1, 61–69, **2002**.
- [20] Vasconcelos, J.M.T., ALVES, S.S., BARATA, J.M. *MIXING IN GAS-LIQUID CONTACTORS AGITATED BY MULTIPLE TURBINES*. Chem.Eng.Sci. 50, 14, 2343–2354, **1995**.
- [21] Hristov, H.V., Mann, R., Lossev, V., Vlaev, S.D. *A simplified CFD for three-dimensional analysis of fluid mixing, mass transfer and bioreaction in a fermenter equipped with triple novel geometry impellers*. FOOD AND BIOPRODUCTS PROCESSING, 82, C1, 21–34, **2004**.
- [22] MAYR, B., NAGY, E., HORVAT, P., Moser, A. *SCALE-UP ON BASIS OF STRUCTURED MIXING MODELS - A NEW CONCEPT*. Biotechnol. & Bioengng. 43, 3, 195–206, **1994**.
- [23] Bombač A. *Diskasto mešalo z asimetrično zapognjenimi lopaticami*. Patent SI 24012 (A), 2013-09-30. Ljubljana: Ministrstvo za gospodarski razvoj in tehnologijo, Urad RS za intelektualno lastnino, **2013**.
- [24] Szalai E.S., Arratia P., Johnson K., Muzzio F.J. *Mixing analysis in a tank stirred with Ekato Intermig((R)) impellers*. Chem. Eng.Sci. 59, 18, 3793–3805, **2004**.
- [25] Galindo, E., Arguello, M., Velasco, D.A., Albiter, V. Martinez A. *A comparison of cavern development in mixing a yield stress fluid by Rushton and Intermig impellers*. Chem.Engng. & Tech. 19, 4, 315–323, **1996**.
- [26] Aubin, J., Xuereb, C. *Design of multiple impeller stirred tanks for the mixing of highly viscous fluids using CFD*. Chem.Eng. Sci. 61, 9, 2913–2920, **2006**.
- [27] Montante, G.; Horn, D.; Paglianti, A. *Gas-liquid flow and bubble size distribution in stirred tanks*. Chem.Eng.Sci. 63, 8, 2107–2118, **2008**.
- [28] Bouaifi M., Hebrard G., Bastoul D., Roustan M. *A comparative study of gas hold-up, bubble size, interfacial area and mass transfer coefficients in stirred gas-liquid reactors and bubble columns*. Chem.Engng. & Proc. 40, 2, 97–111, **2001**.
- [29] Kerdouss F., Bannari A. Proulx, P. *CFD modeling of gas dispersion and bubble size in a double turbine stirred tank*. Chem. Eng.Sci. 61, 10, 3313–3322, **2006**.
- [30] Alves S.S., Maia C.I., Vasconcelos J.M.T., Serralheiro A.J. *Bubble size in aerated stirred tanks*. Chem.Eng. J. 89, 1-3, 109–117, **2002**.
- [31] Petitti M., Nasuti A., Marchisio, D.L., Vanni M., Baldi G. *Bubble Size Distribution Modeling in Stirred Gas-Liquid Reactors with QMOM Augmented by a New Correction Algorithm*. AIChE J. 56, 1, 6–53, **2010**.
- [32] Vasconcelos, J.M.T., Orvalho, S.C.P., Rodrigues, A.M.A.F., Alves, S.S. *Effect of blade shape on the performance of six-bladed disk turbine impellers*. INDUSTRIAL & ENGINEERING CHEMISTRY RESEARCH 39, 1, 203–213, **2000**.
- [33] Amanullah, a., Hjorth, S.A., Nienow, A.W. *Cavern Sizes Generated in Highly Shear Thinning Viscous Fluids by SCABA 3SHP1 Impellers*. Food and Bioproducts Processing, 75, 4, 232–238, **1997**.
- [34] Devi, T.T., Kumar, B. *Comparison of flow patterns of dual rushton and CD-6 impellers*. THEORETICAL FOUNDATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING 47, 4, 344–355, **2013**.
- [35] Xia, Jian-Ye, Wang, Yong-Hong, Zhang, Si-Liang, Ning Chen, Peng Yin, Ying-Ping Zhuang, Ju Chu. *Fluid dynamics investigation of variant impeller combinations by simulation and fermentation experiment*. BIOCHEMICAL ENGINEERING JOURNAL 43, 3, 252–260, **2009**.
- [36] Yeoh, S.L., Papadakis, G., Yianneskis, M. *Determination of mixing time and degree of homogeneity in stirred vessels with large eddy simulation*. Chem.Eng.Sci. 60, 8/9, 2293–2302, **2005**.
- [37] Khopkar, A.R., Kasat, G.R., Pandit, A.B., Ranade, *CFD simulation of mixing in tall gas-liquid stirred vessel: Role of local Flowpatterns*. Chemical Engineering Science 61, 2921–2929, **2006**.
- [38] Pakzad, L., Ein-Mozaffari, F., Upreti, Simant R., *Evaluation of the mixing of non-Newtonian biopolymer solutions in the reactors equipped with the coaxial mixers through tomography and CFD*. Chem.Eng.J. 215, 279–296, **2013**.
- [39] Moilanen, P., Laakkonen, M., Visuri, O., Alopaeus, V., Aittamaa, J. *Modelling mass transfer in an aerated 0.2 m(3) vessel agitated by Rushton, Phasejet and Combijet impellers*. CHEMICAL ENGINEERING JOURNAL 142, 1, 95–108, **2008**.
- [40] Javed, K.H., Mahmud, T., Zhu, J.M. *Numerical simulation of turbulent batch mixing in a vessel agitated by a Rushton turbine*. CHEMICAL ENGINEERING AND PROCESSING 45, 2, 99–112, **2006**.
- [41] Bao, Y., Wang, B., Lin, M., Gao Z., Yang, J., *Influence of impeller diameter on overall gas dispersion properties in a sparged multi-impeller stirred tank*. Chin. J. Chem. Eng. 23, 4, 615–622, **2015**.

## Air dispersing in mixing tank at a high air flow rate

**Abstract:** This work presents the CFD analysis of some basic characteristics of air dispersion in a tall mixing tank equipped with a three-stage impeller. It consisted of radial ABT disk impeller as the lower, turbine 6PBT45 as the medium and axial scaba-type 3SHP1 impeller as the upper. All impellers were of the same diameter i.e. 0.5T, whereas the tank diameter was 450 mm. The air dispersing regime was set with an air flow of  $28.3 \text{ m}^3/\text{h}$  and an impeller rotational speed of 178 rpm. The CFD prediction was made with the ANSYS FLUENT 16.2 code for solving equations in one- and two-phase systems. The CFD calculation enabled a local 'view' of different properties such as liquid flow field, velocity field of the liquid and gaseous phase, pressure conditions, turbulent kinetic energy and turbulence dissipation, void fraction, etc. While discussing the gaseous phase distribution, a balance population model with six size classes of air bubbles was used. Using the CFD, the mixing power in water and in air dispersion was calculated. The results are in good agreement with the measured ones previously on the model mixing device. Tap water and compressed air were used as working fluids.

**Keywords:** CFD analysis, mixing, air dispersion, multi-stage impeller, ABT impeller, turbine impeller, 3SHP1 impeller, mixing power, flooding

### Oznake

$D$  – premer mešala [m]  
 $H$  – višina kapljevne v fermentorju [m]  
 $H_g$  – višina kapljevne pri dispergiranju plina v fermentorju [m]  
 $M$  – vrtilni moment [Nm]  
 $n$  – vrtilna frekvenca mešala [ $\text{s}^{-1}$ ]  
 $P$  – moč mešanja kapljevne [W]  
 $P_g$  – moč mešanja z dispergiranjem plina [W]  
 $T$  – premer mešalne posode [m]  
 $V$  – volumen kapljevne [ $\text{m}^3$ ]  
 $\dot{V}$  – volumenski pretok zraka skozi razpršilnik [ $\text{m}^3/\text{s}$ ]  
 $\rho$  – gostota kapljevne [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]  
 $g$  – zemeljski pospešek [ $\text{m}/\text{s}^2$ ]  
 $\nu$  – kinematična viskoznost [ $\text{m}^2/\text{s}$ ]  
 $\alpha$  – lokalni delež plinaste faze [/]

### Brezdimenzijska števila:

Število moči oz. Newtonovo število,  $Ne = P/(\rho n^3 d^5)$   
 Reynoldsovo število,  $Re = Dn^2/\nu$   
 Froudovo število,  $Fr = n^2 D/g$   
 Pretočno število,  $Fl = \dot{V}/(nD^3)$   
 $DPF$  – delež plinaste faze [/]

## Znanstvene in strokovne prireditve

**Bath – ASME Symposium on Fluid Power & Motion Control – Bath**  
 – ASME simpozij o fluidni tehniki in krmiljenju pogonov

7.–9. 09. 2016

**Bath, Anglija**

Informacije:

– <http://www.bath.ac.uk/pmtc/>  
 – [ptmc@bath.ac.uk](mailto:ptmc@bath.ac.uk)

**3. International Rotating Equipment Conference – Pumps,**

**Compressors and Vacuum Technology – 3. Mednarodna konferenca o rotacijski opremi – črpalke, kompresorji in vakuumsko tehnologija**

14.–15. 09. 2016

**Munchen, ZRN**

Organizatorji:

– VDMA Pumpen + Systeme  
 – VDMA Kompressoren, Druckluft und Vacuumtechnik  
 – EFRC-Konferenz (European Forum

for Reciprocating Compressors)  
 Informacije:

– [www.interequip.com](http://www.interequip.com)

**9th FPNI/ASME Ph. D. Symposium on Fluid Power – 9. FPNI/ASME doktorski simpozij o fluidni tehniki**

26.–28. 10. 2016

**Florianopolis, Santa Catarina, Brazilija**

Informacije:

– <http://laship.ufsc.br/site/fpni2016>