

Vpliv geometrijskih parametrov na Newtonovo število pri aeraciji v posodi z mešali

Effects of Geometrical Parameters on Newton Number in an Aerated Stirred Tank

ANDREJ BOMBAČ

V prispevku so prikazani vplivi geometrijskih parametrov, npr. število mešal, višina vode v posodi in razdalja med mešali na Newtonovo število pri mešanju v posodi. Mešanje je bilo izvedeno v enofaznem in dvofaznem sistemu z enojnim in večstopenjskim Rushtonovim mešalom. Newtonovo število je bilo pri mešanju v vodi najbolj odvisno od števila mešal in od razdalje med mešali ter pri dispergirjanju zraka vnesenega z razpršilnikom od pretočnega in Froudovega števila. Pri površinski aeraciji višina vode v posodi močno vpliva na Newtonovo število, ki pri $H_m/D \geq 1,22$ postane nespremenljivo. Za enojno in večstopenjsko mešalo je podana napoved Newtonovega števila pri mešanju v enofaznem in dvofaznem sistemu ter napoved razmerja P_g/P pri dispergirjanju z razpršilnikom vnesenega zraka. Napovedane vrednosti se dobro ujemajo z izmerjenimi.

Ključne besede: mešalo Rushtonovo, parametri geometrijski, aeracija površine, dispergiranje zraka

The paper deals with the effects of geometrical parameters such as the number of impellers, the vessel water height and the distance between the impellers on Newton number in a stirred tank. The mixing in single- and two-phase systems was carried out with single and multiple Rushton disk impellers. The Newton number in single-phase mixing is most affected by the number of impellers and the distance between impellers while in sparged-air dispersion it is most affected by flow and Froude number. The Newton number in two-phase systems caused due to surface aeration is affected by vessel water height and becomes constant at $H_m/D \geq 1.22$. A prediction of Newton number in a single-phase system and a two-phase system is given for single and multiple impeller stirring, as well as a prediction of the P_g/P ratio for sparged gas dispersion. The predicted values are in good agreement with the measured ones.

Keywords: Rushton impeller, geometrical parameters, surface aeration, air dispersion

0 UVOD

Pri procesu fermentacije je mešanje zraka in tekočine običajno izvedeno v visokih in vikih posodah. Mešanje pospešuje prehod snovi med plinasto in kapljivo fazo. Takšni fermentorji so večinoma opremljeni z večstopenjskimi mešali, ki dosegajo veliko obratovalno moč in velik delež plinaste faze v posodi ter so z vidika projektiranja izredno zahtevne naprave.

Podatke o moči mešala, navadno vsebovane v Newtonovem številu, je najti v številni literaturi [2], [5] do [8], [16], [17] in [19], večinoma za posode, opremljene z enojnim mešalom in s štirimi motilniki toka. Najpogosteje so to odprte okrogle posode naslednjih geometrijskih razmerij: $H/D = 1$, $1/4 \leq h/D \leq 1/2$ in $1/5 \leq d/D \leq 1/2$. Rushton idr. [17] je na podlagi dimenzijske analize pri mešanju vpeljal brezdimenzijsko število, ki vsebuje moč mešala (v tem delu Newtonovo število). To je bilo približno 6 in se je spremenjalo v odvisnosti od d/D , H/D , h/H . Pri tem je prikazal, da je $Ne = \text{konst}$ pri $Re \geq 2 \cdot 10^4$. Kljub geometrijski podobnosti eksperimentalnih

0 INTRODUCTION

The mixing of air and liquid, which is required in fermentation operations, is usually performed in tall and narrow vessels. Agitation accelerates the mass transfer between the gas and the liquid phase. Such fermenters are basically equipped with multiple impellers and operated at high power input rates with large gas holdup, making these units among the most difficult to design.

The impeller power data usually included in the Newton number can be found in the literature [2], [5] to [8], [16], [17] and [19], mostly for single-impeller stirred vessels equipped with four baffles. The most commonly used are open cylindrical vessels of the geometrical ratios: $H/D = 1$, $1/4 \leq h/D \leq 1/2$ and $1/5 \leq d/D \leq 1/2$. Based on dimensional analysis, Rushton et al. [17] introduced a dimensionless Newton number for mixing. The Newton number of a single-disk impeller varied around 6 depending on d/D , H/D , h/H ratio, and it was postulated that $Ne = \text{const}$. for $Re \geq 2 \cdot 10^4$. In spite of the geometrical similarity of the experimental setups, differences of

naprav, se vrednosti Ne medsebojno razlikujejo tudi do 60% [2] in [15], kar se prav tako kaže pri napovedih moči mešala.

Bujalski idr. [5], ki je vpeljal debelino diskov mašala v svoj kriterij, je s tem delno razjasnil razlike napovedanih vrednosti Ne za enojno mešalo. Pri dispergiranju plinov z enojnim mešalom vpliva na moč mešala višina namestitve mešala in je pri $h = H/3$ večja kakor pri $h = H/4$ [14]. Pri uporabi večstopenjskega mešala lahko na moč vpliva tudi razdalja med mešali. Tako sta Richards [16] in Bates idr. [1] pri mešanju v enofaznem sistemu ugotovila optimalno razmerje pri $h/d = 1.5$. Henzler [7] je v svoji napovedi vrednosti Ne za večstopenjsko mešalo izhajal iz objavljenih podatkov v literaturi, ki so bili merjeni na industrijskih napravah, pri čemer mora biti razdalja med mešali $h > 0,75D$ ter $0,2 \leq 0,42$. Vrednost Ne večstopenjskega mešala pa je enaka produktu števila mešal in vrednosti Ne pri enojnem mešalu [7]. Napoved razmerja moči P_g/P je po Moeckelu idr. [11] pri $h/d = 1,83$ različna za eno, dve ali tri mešala na gredi, pri čemer moč mešal v enofaznem sistemu ni določena. Pri uporabi dveh Rushtonovih mešal na gredi pri $h/d = 1$ sta Nienow in Lilly [13] odkrila, da je zgornje mešalo običajno obratovalo z večjo močjo od spodnjega. Pri raziskavi moči mešala v sistemu tekočina-plin sta Moresi in Patete [12] spremenjala geometrijsko razmerje $0,58 \leq h/d \leq 3,16$ ter izmerjene vrednosti primerjala z napovedanimi po kriterijih drugih avtorjev. Za napoved moči večstopenjskega mešala sta svetovala uporabo kriterija, ki upošteva razdaljo med mešali.

V tem prispevku je predstavljena moč mešala v eno in dvofaznem sistemu za enojno in večstopenjsko mešalo v odvisnosti od števila mešal, razdalje med mešali in višine vode v posodi. Na Newtonovo število najbolj vplivajo (i) - število mešal, (ii) - pretočno in Froudovo število pri dispergiranju z razpršilnikom dovedenega zraka, (iii) - višina vode v posodi, če ni zadostna za preprečitev površinske aeracije pri mešanju enofaznega sistema, in (iv) - razdalja med mešali, če je $h < 2d$. Za enojno in večstopenjsko mešalo je pri mešanju vode za tehnično relevantno območje $50000 \leq Re \leq 260000$ izdelana napoved Newtonovega števila, ki na podlagi izmerjenih vrednosti upošteva površinsko aeracijo. Pri dispergiranju z razpršilnikom dovedenega zraka je izdelana napoved razmerja P_g/P za območje $0,31 \leq Fr \leq 2,05$, $1 \leq z \leq 4$ ter $0,001 \leq Q \leq 0,3$ oziroma do poplavljenja spodnjega mešala.

1 PREIZKUS

Mešalna posoda s premerom 450 mm in višino 1750 mm, prikazana na sliki 1, je bila opremljena s štirimi motilniki toka širine 37,5 mm, ki so bili od stene posode oddaljeni 5 mm.

Ne of up to 60% can be found among them [2] and [5], which also reflects the power consumption predictions.

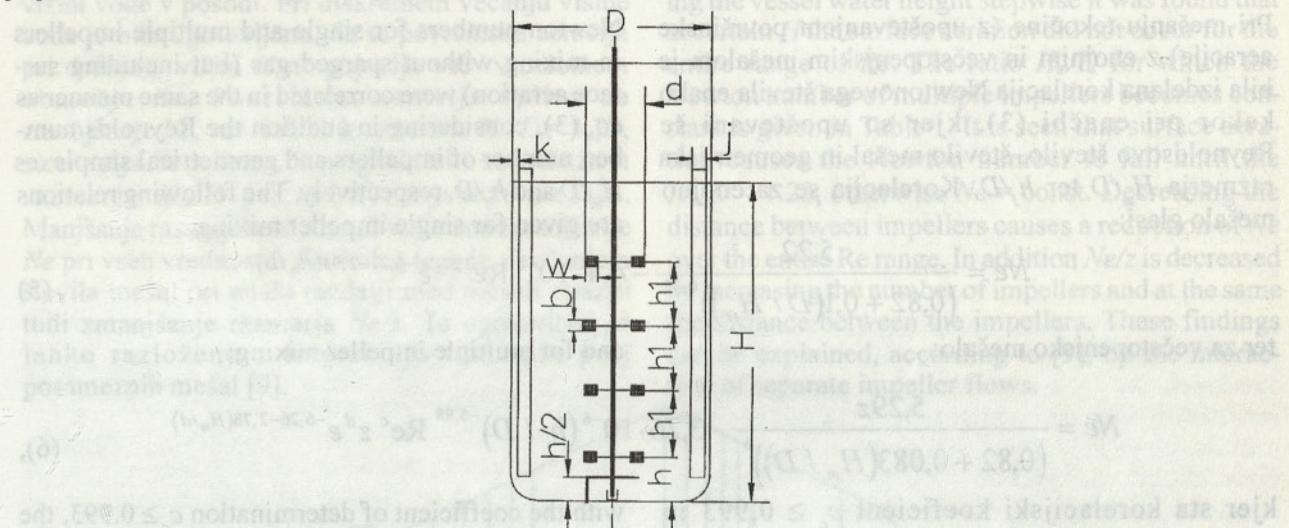
Bujalski et al. [5], introducing impeller disk thickness into their criterion, partially clarified the differences of the predicted Ne of single impellers. According to [14] the power consumption of the single impeller in gas dispersion depends on impeller spacing, and it is higher at $h = H/3$ than at $h = H/4$. When multiple impellers are used, the distance between them can also influence power consumption. Richards [16] found in single-phase mixing that the optimum geometrical ratio $h/d = 1.5$. According to Bates et al. [1] the distance between impellers does not affect the power consumption any longer when $h/d = 1.5$. Henzler's [7] prediction of Ne for a multistage impeller was derived from literature data measured on an industrial scale the distance between impellers is greater than $0.75 D$ at $0.2 \leq d/D \leq 0.42$. In his prediction, the Ne of a multistage impeller is equal to the product of the number of impellers and the Ne of single impeller. According to Moeckel et al. [11] the power ratio P_g/P criterion at $h/d = 1.83$ is different for one, two or three impellers on the shaft, where the ungassed power drawn P is not determined. Using two Rushton impellers on the same shaft at $h/d = 1$ Nienow and Lilly [13] found that the upper impeller normally drew more power. Moresi and Patete [12] varied the geometrical ratio $0.58 \leq h/d \leq 3.16$ in their power consumption research of gas-liquid systems and compared the measured data with the predicted data of other authors. To predict the power consumption of multiple impellers they recommended the use of a criterion which takes into account the distance between impellers.

In this paper the impeller Newton number of single and multiple stirrers is presented with respect to parameters such as the number of impellers, distance between impellers and the vessel water height in single-phase and two-phase systems. The Newton number is most affected by (i) the number of impellers (ii) the flow and Froude number in sparged-air dispersion, (iii) the vessel water height being insufficient to prevent surface aeration in single-phase mixing, and (iv) the distance between impellers if $h < 2d$. Based on experimental data for the given range $50000 \leq Re \leq 260000$ considering the surface aeration a prediction of the Newton number for single and multiple impeller stirring was made, as well as a prediction of the P_g/P ratio for sparged gas dispersion inside the ranges $0.31 \leq Fr \leq 2.05$, $1 \leq z \leq 4$ and $0.001 \leq Q \leq 0.3$ or up to the flooding of the lowest impeller.

1 EXPERIMENT

The mixing vessel, shown in figure 1, of 450 mm diameter and 1750 mm high was equipped with four baffles 37.5 mm wide which were spaced 5 mm from the vessel wall. Single and multiple impellers

Uporabljeno je bilo enojno in večstopenjsko Rushtonovo mešalo, sestavljeno iz največ štirih mešal premera 154 mm. Na sredini med spodnjim mešalom in dnem posode je bil centrično nameščen obročast razpršilnik zraka s premerom 125 mm. Mešalna gred je bila zaradi svoje dolžine vležajena tudi na dnu posode. Enofazni sistem je predstavljal vodovodna voda, medtem ko sta dvofazni sistem tvorila vodovodna voda in komprimiran zrak. Merjene so bile naslednje veličine: vrtilna frekvenca mešala z infra rdečim merilnikom točnostnega razreda 0,1, vrtilni moment mešalne gredi z merilnikom proizvajalca HBM točnostnega razreda 0,2 in prostorninski tok zraka z rotometrom točnostnega razreda 2, ki je bil popravljen na dejanski tlak in temperaturo. Podrobnejši opis merilne naprave je podan v [2] in [3].



Sl. 1. Geometrijski parametri mešalnika
Fig. 1. Geometrical parameters of the stirred vessel

2 REZULTATI IN RAZPRAVA

Dimenzijska analiza spremenljivk, vezanih na mešanje [2], podaja naslednjo splošno zvezbo brezdimenzijskih števil in geometrijskih razmerij:

$$f(Re, Fr, Fl, d/D, h/d, h_1/d, H_m/D, b/d, w/d, j/D, k/D, z/z_1) = 0 \quad (1)$$

Zadnjih devet členov predstavlja geometrijo sistema. Glede na relevantne spremenljivke, povezane z močjo Rushtonovega mešala naše preizkusne naprave, pri kateri so bile spremenjane višina vode v posodi, število mešal in razdalja med mešali, je bila izpeljana enačba v končni obliki (2):

$$Ne = f(Re, Fr, Fl, h_1/d, H_m/D, z/z_1) \quad (2)$$

Skupno je bilo opravljenih približno 3330 meritev moči mešala v odvisnosti od vrtilne frekvence mešala, pretoka zraka, števila mešal na gredi, višine vode v posodi in razdalje med mešali. Pri dispergiranju z razpršilnikom dodajanega zraka

composed of up to four identical six-blade Rushton turbines of 154 mm diameter were used. A ring sparger of 125 mm diameter was spaced centrally in the middle between the bottom and the lowest impeller. Owing to the mixing shaft length a bearing was placed on the vessel bottom. The tap water represented the single phase, while the two-phase system was composed of tap water and compressed air. The properties were measured as follows: impeller speed by an infrared reflective tachometer of accuracy class 0.1, mixing torque by an HBM torque transducer of accuracy class 0.2 and volumetric air flow by a rotameter of accuracy class 2, which was corrected according to actual pressure and air temperature. A detailed description of the setup is given in [2] and [3].

2 RESULTS AND DISCUSSION

A dimensional analysis [2] of the variables related to mixing gives the following general relationship of the dimensionless numbers and geometrical simplexes:

The last nine simplexes represent the system geometry. According to the relevant variables of our experiment in relation to the power consumption of Rushton impellers - where vessel fluid height and distance between impellers were varied - a final equation (2) was derived:

A total of approx. 3330 individual measurements of impeller power draw were made depending on impeller speed, air flow rate, number of impellers, vessel water height and distance between impellers. The impeller power ratio in sparged-gas

je bila z nelinearno regresijo po metodi najmanjših kvadratov izdelana korelacija razmerja moči P_g/P s Froudovim številom, pretočnim številom in številom mešal:

$$\frac{P_g}{P} = -0,245 + \frac{1}{\left(1 + (54050Fr - 3900)z^{0,435Fr-0,66}Q^{2,5}\right)^{0,17}} \quad (3),$$

pri tem sta korelacijski koeficient $c = 0,985$ in standardni pogrešek ocenitve $E_s = 0,0015$. Enačba (3) je veljavna pri $0,31 \leq Fr \leq 2,05$, $1 \leq z \leq 4$ ter $0,001 \leq Q \leq 0,3$ oziroma do poplavnega stanja spodnjega mešala [4]. Moč mešala P je lahko izmerjena pri $Q = 0$ ali izražena iz Newtonovega števila, ki zajema tudi površinsko aeracijo:

$$P = Ne\rho d^5 n^3 \quad (4).$$

Pri mešanju tekočine (z upoštevanjem površinske aeracije) z enojnim in večstopenjskim mešalom je bila izdelana korelacija Newtonovega števila enako kakor pri enačbi (3), kjer so upoštevani še Reynoldsovo število, število mešal in geometrijska razmerja H_m/D ter h/D . Korelacija se za enojno mešalo glasi:

$$Ne = \frac{5,22}{(0,82 + 0,1(D/H_m))^{0,33}} - 4,4 \cdot 10^{-5} Re^{1,56} e^{-6,27-2,94(H_m/D)} \quad (5)$$

ter za večstopenjsko mešalo:

$$Ne = \frac{5,29z}{(0,82 + 0,083(H_m/D))^b} - 3,26 \cdot 10^{-6} (h_1/D)^{-5,98} Re^c z^d e^{-6,26-2,78(H_m/d)} \quad (6),$$

kjer sta korelacijski koeficient $c \geq 0,993$ in standardni pogrešek ocenitve $E_s \leq 0,0092$ ter eksponenti a, b, c, d :

$$a = (h_1/D)^{0,2} \quad (7),$$

$$b = 0,344(h_1/D)^{-0,614} \quad (8),$$

$$c = 1,847(h_1/D)^{0,385} \quad (9),$$

$$d = 2,44 - 3,75(h_1/D) \quad (10).$$

Enačbi (5) in (6) sta veljavni v območjih $50000 \leq Re \leq 260000$, $0,67 \leq H_m/D \leq 1,56$ in $2 \leq z \leq 4$ (en. 6). Relativni pogreški brezdimenzijskih števil so bili ocenjeni po kvadratičnem zakonu o razširjanju pogreškov, opisano v [3] ter znašajo: $E_{Ne} \leq \pm 6,7\%$, $E_{Re} = \pm 0,5\%$, $E_{Fr} = \pm 1,0\%$ in $E_Q = \pm 1,1\%$.

2.1 Površinska aeracija

Pri mešanju v enofaznem sistemu se pri povečevanju vrtilne frekvence mešala pri določeni hitrosti vzdolž mešalne gredi in motilnikov toka pojavijo vrtinci, ki občasno povlečejo zrak s površine. Z nadaljnjiim večanjem vrtilne frekvence se pri določeni hitrosti

dispersion was correlated by least squares regression, in terms of the Froude number, the sparged gas flow number and the number of impellers:

$$1 \quad (3),$$

The coefficient of determination $c = 0,985$ and the standard deviation of regression $E_s = 0,0015$. Considering the limitations $0,31 \leq Fr \leq 2,05$, $0,001 \leq Q \leq 0,3$, $1 \leq z \leq 4$, eq. (3) is valid up to the flooding of the lowest impeller [4]. The power drawn P can be measured by $Q = 0$ or derived from the exact Newton number including surface aeration:

$$P = Ne\rho d^5 n^3 \quad (4).$$

Newton numbers for single and multiple impellers in mixing without sparged gas (but including surface aeration) were correlated in the same manner as eq. (3), considering in addition the Reynolds number, number of impellers and geometrical simplexes H_m/D and h/D , respectively. The following relations are given for single impeller mixing:

$$- 4,4 \cdot 10^{-5} Re^{1,56} e^{-6,27-2,94(H_m/D)} \quad (5)$$

and for multiple impeller mixing:

with the coefficient of determination $c \geq 0,993$, the standard deviation of regression $E_s \leq 0,0092$, and the exponents a, b, c, d :

Eqs. (5) and (6) are valid within the ranges $50000 \leq Re \leq 260000$, $0,67 \leq H_m/D \leq 1,56$ and $2 \leq z \leq 4$ (Eq. 6). The average errors of dimensionless numbers were evaluated according to [3] and were: $E_{Ne} \leq \pm 6,7\%$, $E_{Re} = \pm 0,5\%$, $E_{Fr} = \pm 1,0\%$ and $E_Q = \pm 1,1\%$.

2.1 Surface Aeration

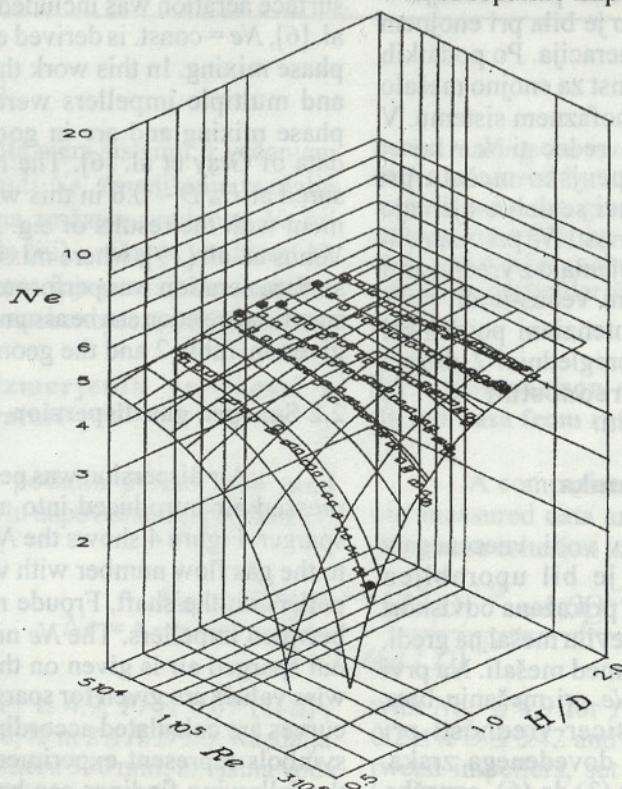
By increasing the impeller speed in single-phase mixing, at certain values along the shaft and baffles vortices rise, occasionally sucking air from the surface. With further increases, at a certain impeller speed n_{sa} , a constant dispersion of fine bubbles oc-

n_{sa} vzpostavi dispergiranje zraka iz površine v obliki majhnih mehurčkov, ki je znano kot površinska aeracija [5], [14] in [18]. Dana vrtilna frekvanca mešala je lahko mejnik med mešanjem v enofaznem in dvofaznem sistemu. Za napoved Newtonovega števila pri hitrostih, manjših od n_{sa} , lahko uporabimo kriterij, npr.: Venus idr. [19] in Gray idr. [6].

Na sliki 2 je prikazana odvisnost $Ne-Re$ pri različnih razmerjih H_m/D pri enojnem mešalu (brez dodajanega zraka z razpršilnikom), na sliki 3 pa še dodatno vpliv števila mešal in razdalje med mešali pri mešanju z večstopenjskim mešalom. Krivulje pomenijo napovedane vrednosti po enačbah (5) in (6), simboli pa izmerjene. Iz vizuelnega opazovanja je bilo ugotovljeno, da je površinska aeracija še posebej intenzivna pri večji hitrosti mešala in manjši višini vode v posodi. Pri diskretnem večanju višine vode je bilo ugotovljeno, da se površinska aeracija pri določeni višini H ne pojavlja več v celotnem območju Re . Površinska aeracija vpliva na zmanjšanje Ne , vse dokler je razmerje $H_m/D < 1,22$, sicer velja $Ne = \text{konst}$. V preglednici 1 so prikazana razmerje H_m/D pri večstopenjskem mešalu. Manjšanje razdalje med mešali vpliva na zmanjšanje Ne pri vseh vrednostih Re . Poleg tega je z večanjem števila mešal pri enaki razdalji med mešali opaziti tudi zmanjšanje razmerja Ne/z . Te ugotovitve so lahko razložene z interakcijo tokovnih polj posameznih mešal [9].

which is known as surface aeration [5], [14] and [18]. The given impeller speed can serve as the delimitation between single-phase and two-phase mixing. Below the n_{sa} the Newton number prediction of e.g. Venus et al. [19] and Gray et al. [6] can be used.

The effect of H_m/D ratio on the $Ne-Re$ numbers by single-impeller stirring without sparged gas is presented in Figure 2, and the effect of the number of impellers and distance between them by the multiple stirrer in Figure 3. The curves represent the predicted values according to equations (5) and (6), while symbols denote the measured data. From the visual observations it was found that the surface aeration was particularly intensive at higher impeller speeds and lower vessel water heights. By increasing the vessel water height stepwise it was found that at certain H the surface aeration did not occur for the entire range of Re . The ratio H_m/D for which the Newton number of multiple impellers becomes constant is given in Table 1. It is seen that surface aeration causes the Newton number to fall until the $H_m/D < 1.22$, otherwise $Ne = \text{konst}$. Decreasing the distance between impellers causes a reduction of Ne over the entire Re range. In addition Ne/z is decreased by increasing the number of impellers and at the same the distance between the impellers. These findings can be explained, according to [9], by the interaction of separate impeller flows.



Sl. 2. Ovisnost Newtonovega števila od Reynoldsovega števila enega mešala pri različnih razmerjih višine vode v posodi H/D

Fig. 2. Dependence of Newton number on Reynolds number for single impeller at various water height H/D ratios

Preglednica 1. Ovisnost Ne/z od višine vode v posodi pri mešanju z večstopenjskim mešalom
Table 1. Dependence of Ne/z on vessel water height by multiple-impeller stirring

z	h_1	H	H_m/D	Ne/z
1	/	450	1,22	5,12
2	340	900	1,24	5,11
2	270	800	1,18	4,95
2	200	750	1,22	4,75
3	340	1150	1,04	5,05
3	270	1100	1,24	4,91
3	200	950	1,22	4,5

2.1.1 Primerjava vrednosti Newtonovih števil

Pri pregledu literature je najti precej vrednosti Newtonovega števila pri mešanju [1], [2], [5] do [8], [10], [13], [16], [17] in [19]. V preglednici 2 so podane njihove vrednosti skupno z geometrijskimi razmerji preizkusnih naprav. Razmere, pri katerih velja $Ne = \text{konst}$, niso razvidni v vseh primerih. Tako je npr. Bujalski idr. [5] za enojno mešalo definiral $Ne = \text{konst}$, kot povprečno vrednost pri $2 \cdot 10^4 \leq Re \leq 2Re_{sa}$, kar vsebuje vrednosti Ne pri mešanju v enofaznem sistemu in pri površinski aeraciji, torej v dvofaznem sistemu. Po drugi strani je Venus idr. [19] za večstopenjsko mešalo določil vrednosti $Ne = \text{konst}$ izključno pri mešanju v enofaznem sistemu, medtem ko je bila pri enojnem mešalu zajeta tudi površinska aeracija. Po podatkih Gray idr. [6], vrednost $Ne = \text{konst}$ za enojno mešalo izhaja izključno iz mešanja v enofaznem sistemu. V našem primeru so bile določene vrednosti $Ne = \text{konst}$ tako za eno kakor za večstopenjsko mešalo pri mešanju v enofaznem sistemu ter se dobro ujemajo z vrednostmi po Gray [6]. Vrednosti Ne pri manjših razmerjih $H_m/D \sim 0,6$ se dobro ujemajo z vrednostmi po npr. Laine-u [10], Liepe-ju in Venus-u idr. [19], kjer je potekalo mešanje pri intenzivni površinski aeraciji. Sicer iz podatkov v preglednici 2 drugih značilnih povezav med vrednostmi Ne in geometrijskimi razmerji ni videti.

2.2 Dispergiranje vnesenega zraka

Za dispergiranje zraka v vodi, vnesenega z obročastim razpršilnikom, je bil uporabljen komprimirani zrak. Na sliki 4 je prikazana ovisnost razmerja $Ne - Q$ pri različnem številu mešal na gredi, Froudovih številih in razdaljah med mešali. Na prvi ordinati so podane vrednosti Ne pri mešanju brez dodajanega zraka ($Q = 0$), sicer vrednosti pri dispergiranju z razpršilnikom dovedenega zraka. Krivulje so izračunane iz enačb (3) do (6), označbe pomenijo izmerjene vrednosti. Slike 4 so razvidne naslednje ugotovitve: (i) - Newtonovo število se manjša z večanjem pretočnega števila, (ii) - število mešal in razdalja med njimi vplivata na Ne enako

2.1.1 Comparison of Newton numbers

From the literature survey plenty of data can be found concerning the impeller Newton number[1], [2] to [8], [10], [13], [16], [17] and [19]. These are given in Table 2 together with the geometrical parameters of the experimental setup. The conditions of $Ne = \text{const.}$ can not be seen in all cases. For example, Bujalski et al. [5] defined the $Ne = \text{const.}$ as an average value between $2 \cdot 10^4 \leq Re \leq 2Re_{sa}$, where Ne of single-phase and two-phase mixing were included. On the other hand, Venus et al. [19] evaluated the $Ne = \text{const.}$ for multiple impellers strictly in single-phase mixing, while in single-impeller stirring surface aeration was included. According to Gray et al. [6], $Ne = \text{const.}$ is derived exclusively from single phase mixing. In this work the $Ne = \text{const.}$ of single and multiple impellers were derived from single phase mixing and are in good agreement with the data of Gray et al. [6]. The Newton numbers measured at $H_m/D \sim 0.6$ in this work are in good agreement with the results of e.g. Laine [10], Liepe, and Venus et. al. [19], where mixing including intensive surface aeration was performed. Otherwise, no other significant relation can be assumed between the Ne value given in Table 2 and the geometrical values.

2.2 Sparged gas dispersion

Air dispersion was performed by using compressed air introduced into a liquid through a ring sparger. Figure 4 shows the Ne number with respect to the gas flow number with various numbers of impellers on the shaft, Froude numbers and distances between impellers. The Ne number of mixing without sparged air is given on the first ordinate, otherwise values are given for sparged-air dispersion. The curves are calculated according to eqs. 3 - 6, and the symbols represent experimental data. From Fig. 4 the following findings can be seen: (i) the Newton number is decreased by increasing the flow number, (ii) the number of impellers and the distance between them influence the Newton number in the same manner as in single-phase mixing: Ne is increased

Preglednica 2. Vrednosti Ne števila za eno in večstopenjsko Rushtonovo mešalo
Table 2. Ne number values of single and multiple Rushton impeller

literatura reference	d/D	h/D	H/D	z	Ne	pogoji, opombe conditions, remarks
Bujalski et al. [5]	0,33	0,25	1	1	5,15	$2 \cdot 10^4 \leq Re \leq 2 \cdot 10^5$, $0,22 \leq D \leq 0,61\text{m}$
Gray et al. [6]	0,2	1,1	/	1	5,17	enofazni / single-phase, $D = 0,76\text{m}$
Grossmann ¹	0,2	0,5	/	1	3,76	0,18 and 0,9 m
Henzler [7]	0,33	0,33	/	1	4,45	number of impellers
	0,2-0,42	0,25	2-3	1	4,9	power drawn and that
	0,2-0,42	0,25	2-3	2	9,8	gas, on the basis of their experiments
Hoecker ¹	0,33	0,33	1	1	5,00	reactors ($0,42 \leq D \leq 0,7\text{m}$) for single
	0,33	0,33	2	2	10,00	$S=5$
Kipke [8]	0,2-0,42	0,33	1	1	5,5	or
Laine [10]	0,33	/	0,6	1	3,68	$D = 6\text{m}$
Liepe ¹	0,3	/	0,6	1	3,6	
Loiseou ²	0,33	0,33	1	1	3,8	
Rushton [17]	0,35	0,35	1,3	1	5,5	
	0,33	0,33	1	1	6,0	
	0,31	0,34	1	1	6,0	
Venus et al. [19]	0,33	0,65	0,72	1	3,8	upoštevana površinska areacija, $D = 0,6\text{m}$
	0,33	/	1,28	2	8,0	surface aeration included, $D = 0,6\text{m}$
	0,33	/	1,6-2,2	3	12,0	enofazni / single-phase
naš poskus / our experiment	0,34	0,33	1,22	1	5,12	enofazni / single-phase
	0,34	0,33	1,88	2	10,2	ko je Ne neodvisno
	0,34	0,33	2,37	3	15,2	when Ne taken to be independant
						površinska areacija / on surface aeration

¹citirano / cited by [5]

²citirano / cited by [19]

kakor pri mešanju v enofaznem sistemu: z večanjem števila mešal se veča tudi Ne , zmanjšanje razdalje med mešali pa vpliva na znižanje vrednosti Ne pri vseh pretočnih številah in (iii) - nižanje vrednosti Ne z večanjem Fr pri $Q = 0$ potrjuje površinsko aeracijo, kar je še posebej opazno pri enojnem mešalu.

2.2.1 Primerjava izmerjenih vrednosti z napovedanimi po literaturi

Na sliki 5 je podana primerjava med izmerjenimi vrednostmi in napovedanimi po Henzlerju [7], danimi z enačbo:

$$Ne = z \frac{Ne_0 + 187QFr^{0,32}(d/D)^{1,53} - 4,6Q^{1,25}}{1 + 136(d/D)^{1,14}} \quad (11)$$

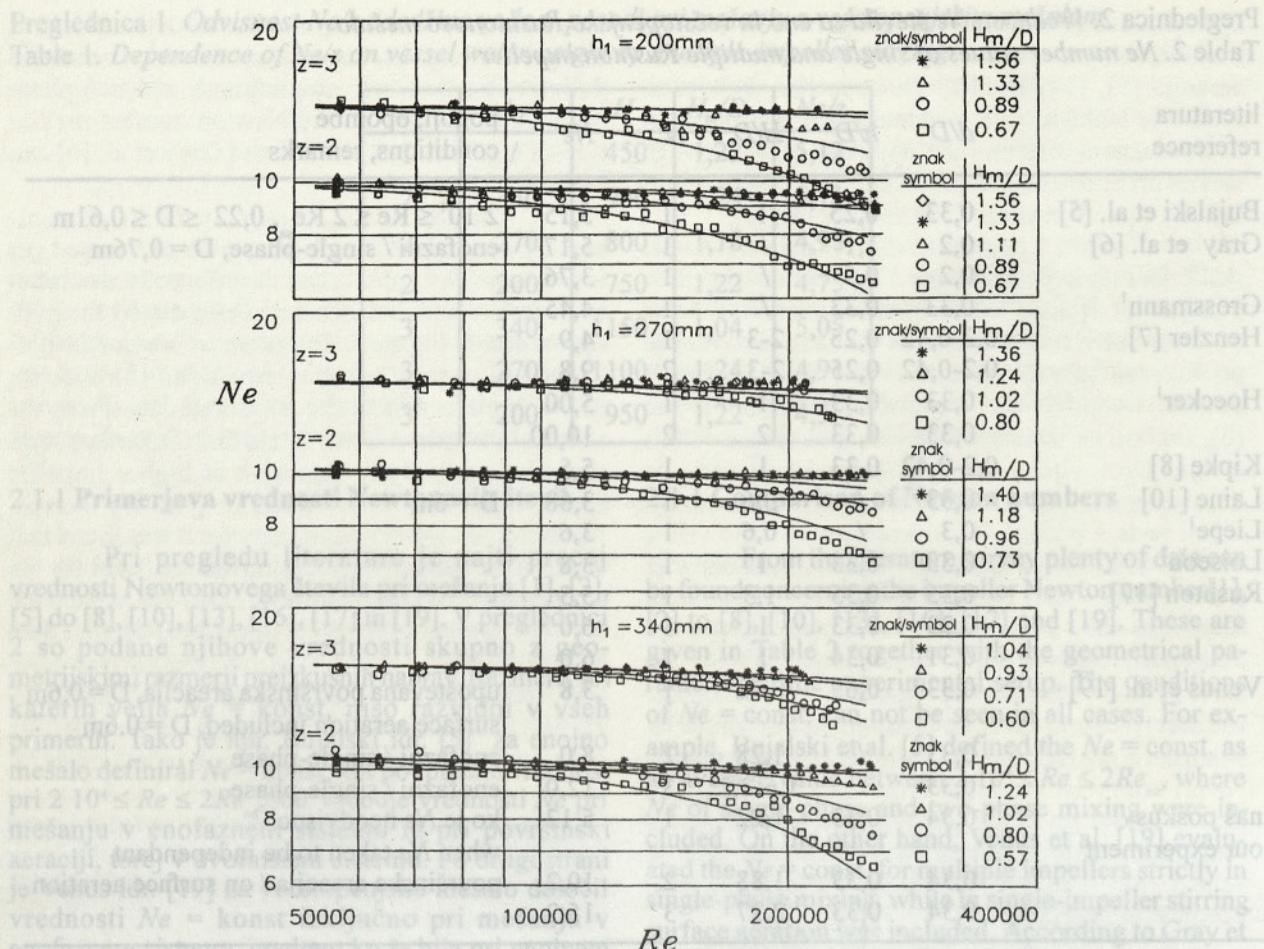
ter velja pri pogojih $Ne_0 \cong 4,9$, $Fr \leq 0,07$ (D/d)³, $h/D > 0,75$, $0,2 \leq d/D \leq 0,42$ in $2 \leq H/D \leq 3$. Razdalja med mešali, v našem primeru 340 mm, in višina vode v posodi pri večstopenjskem mešalu so zadoščali Henzlerjevim pogojem. S slike 5 je razvidna očitna razlika med izmerjenimi in napovedanimi vrednostmi, posebej pri majhnih Q , kjer vpliva površinska aeracija na zmanjšanje Ne bistveno bolj

by increasing the number of impellers, a reduction of Ne is caused by increasing the distance between impellers by the given flow numbers, and (iii) the decreasing of Ne by increasing the Froude number at $Q = 0$ confirms the presence of surface aeration, which is particularly noticeable in single-impeller stirring.

2.2.1 Comparison of measured data with predicted data from references

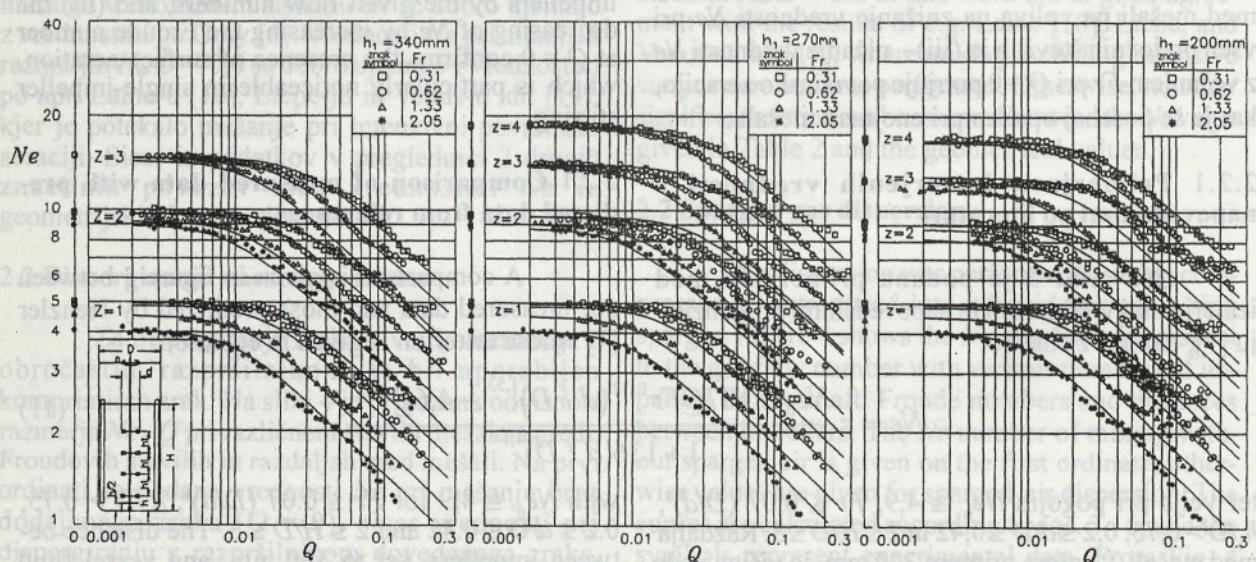
A comparison is given in figure 5 between our measured data and those predicted by Henzler [7] whose criterion is given in equation:

with $Ne_0 \cong 4,9$ for $Fr \leq 0,07$ (D/d)³, $h/D > 0,75$, $0,2 \leq d/D \leq 0,42$ and $2 \leq H/D \leq 3$. The distance between impellers, set to 340 mm, and vessel fluid height were provided in our experiment in order to satisfy Henzler's condition. From Fig. 5 a discrepancy can clearly be seen between the measured and predicted values, especially in low Q where surface aeration affected Ne reduction more strongly than



Sl. 3. Odvisnost Newtonovega števila od Reynoldsovega števila večstopenjskega mešala pri različnem številu mešal z in razdalje med mešali h_1 ter razmerjih višine vode v posodi H_m/D

Fig. 3. Dependence of Newton number on Reynolds number for multiple impeller at various number of impeller z, distance h_1 between them and water height H_m/D ratio



kot dodajan zrak z razpršilnikom. Pri dispergiranju z večstopenjskim mešalom je vprašljivo, ali zadošča odvisnost $Ne - Q$ enojnega mešala zgolj pomnožiti s številom mešal. Razlike med izmerjenimi in napovedanimi vrednostmi po [7] so lahko razložene z dejstvom, da Henzlerjev kriterij izhaja iz vrednosti drugih avtorjev, ki so izvedli meritve na napravah različnih geometrij in velikosti, pri prostorninah med 0,18 in 9 m³.

Kriterij po Moeckelu [11], ki izhaja iz njihovih preizkusov na industrijskih napravah ($0,4 \leq D \leq 7$ m), izraža razmerje med močjo pri dispergiranju in močjo brez dodajanega zraka za enojno mešalo:

$$\frac{P_g}{P} = \frac{1}{\sqrt{1,384 + \left(735 \frac{V_g}{\sqrt{gD}} \right)^2}} + 0,15 \quad (12)$$

dvojno mešalo:

$$\frac{P_g}{P} = \frac{1}{\sqrt{1 + 490 \frac{V_g}{\sqrt{gD}}}} \quad (13)$$

in trojno mešalo:

$$\frac{P_g}{P} = \frac{1}{\sqrt{1 + 375 \frac{V_g}{\sqrt{gD}}}} \quad (14)$$

pri pogojih $h_i/d = 1,83$, $0,2 \leq d/D \leq 0,4$, P ni specificirana. Razdalja med mešali je bila v našem primeru $h_i = 270$ mm, kar ustreza omenjenemu pogoju. Pri izračunu napovedanih vrednosti, katerih krivulje so prikazane na sliki 6, so bile za P (v enačbi 14) vzete izmerjene vrednosti naših meritev. Ujemanje napovedanih in izmerjenih vrednosti je dobro, posebej pri nižjih F_l in Fr . Če bi za P bile vzete vrednosti, izhajajoče iz Ne v preglednici 2, bi krivulje konvergirale v skupno vrednost Ne pri $Q = 0$.

Iz omenjenih primerjav lahko povzamemo, da naj bo površinska aeracija vključena v napoved moči mešal. Pri majhnih Q površinska aeracija precej bolj vpliva na zmanjšanje Newtonovega števila kakor dodajani zrak, kar je najbolj očitno pri enojnem mešalu.

4 SKLEPI

Izdelani sta bili napovedi Newtonovega števila za enojno in večstopenjsko mešalo pri mešanju vode v posodi z upoštevanjem višine vode v posodi in razdalje med mešali kakor tudi napoved razmerja moči mešala P_g/P pri dispergiranju z razpršilnikom vnesenega zraka. Napovedane vrednosti se dobro ujemajo z izmerjenimi, pri čemer sta korelacijski koeficient $c_c \geq 0,985$ in standardni pogrešek ocenitve $E_s \leq 0,0092$.

sparged gas. In sparged dispersion with multiple impellers it is questionable to express the Newton number dependence of multiple impellers only by the multiplication of the single impeller $Ne - Q$ dependence and the number of impellers. These discrepancies can be explained by the fact that Henzler's criterion was derived from the data of other researchers who performed measurements on stirred vessels of different geometry and scales, having tank volumes between 0.18 and 9 m³.

The criterion of Moeckel et al. [11] expresses the ratio between the gassed power drawn and that without sparged gas on the basis of their experiments on industrial scale reactors ($0,4 \leq D \leq 7$ m) for single impellers:

$$\frac{P_g}{P} = \frac{1}{\sqrt{1,384 + \left(735 \frac{V_g}{\sqrt{gD}} \right)^2}} + 0,15 \quad (12)$$

for dual impellers:

$$\frac{P_g}{P} = \frac{1}{\sqrt{1 + 490 \frac{V_g}{\sqrt{gD}}}} \quad (13)$$

and for triple impellers:

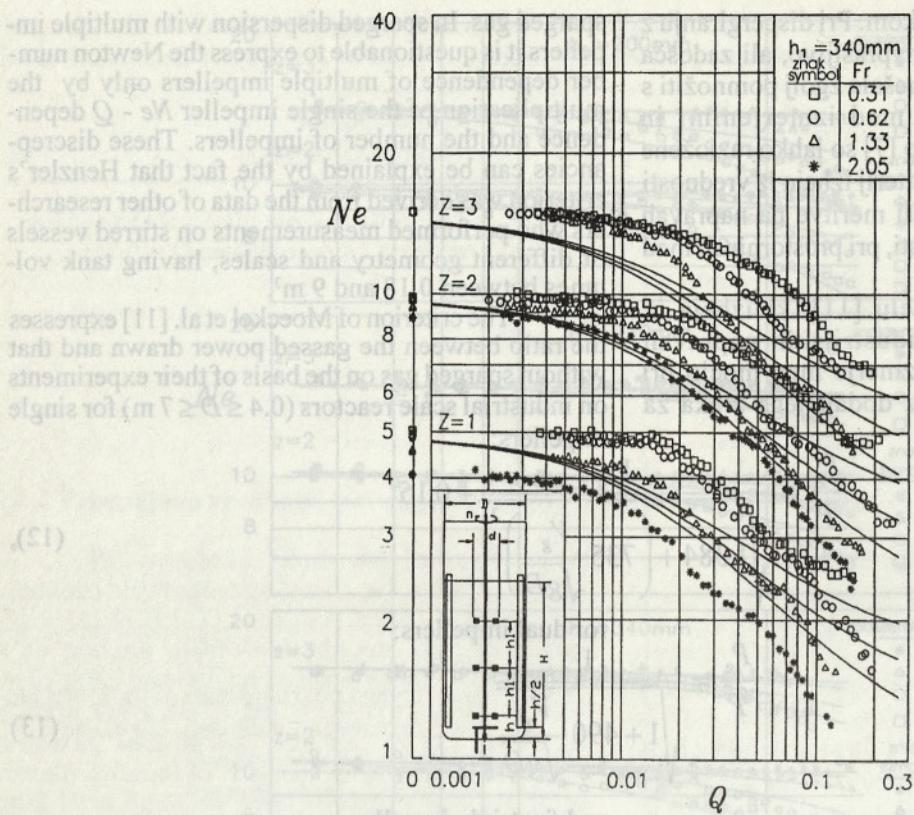
$$\frac{P_g}{P} = \frac{1}{\sqrt{1 + 375 \frac{V_g}{\sqrt{gD}}}} \quad (14)$$

with $h_i/d = 1.83$, $0.2 \leq d/D \leq 0.4$ where P is not specified. The appropriate distance between impellers in our case is $h_i = 270$ mm. The measured data of our experiment were taken for P in order to enable the calculation of predicted values, whose curves are shown in figure 6. The correspondence between predicted and experimental data is good, particularly at lower flow and Froude numbers. If any other value was taken for the P derived from Ne given in table 2, the resulting curves would converge to one common Ne at $Q = 0$.

From the above mentioned comparison it can be concluded that surface aeration should be considered in the power consumption criterion. At low Q the reduction of the Newton number due to sparged gas is smaller than that caused by surface aeration, which is most evident with single impellers.

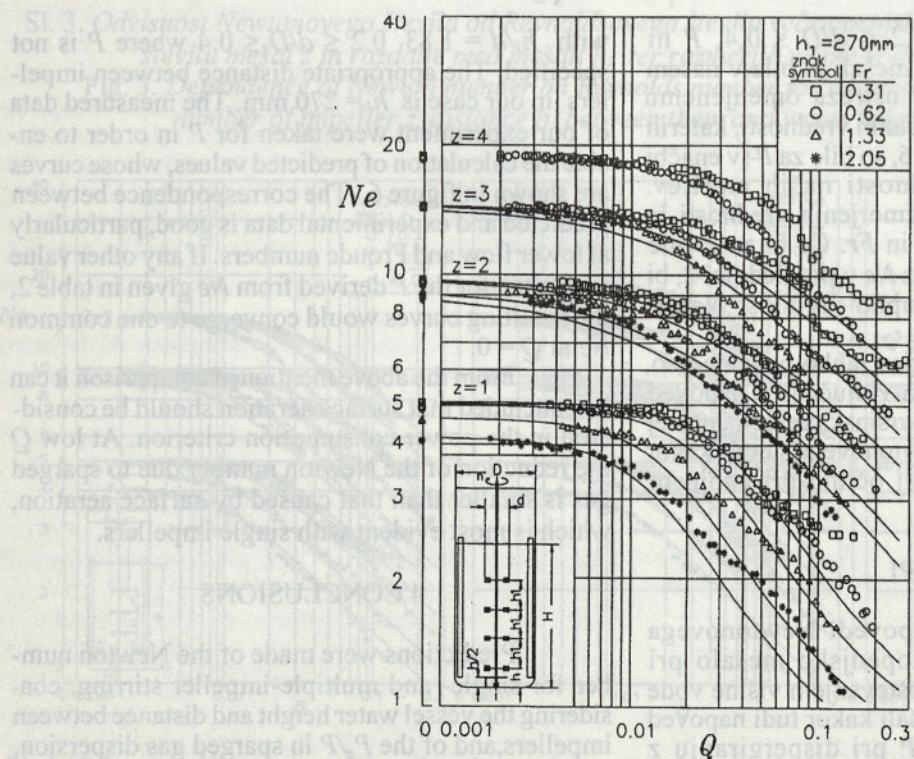
4 CONCLUSIONS

Predictions were made of the Newton number for single- and multiple-impeller stirring, considering the vessel water height and distance between impellers, and of the P_g/P in sparged gas dispersion. The predicted values by a coefficient of determination greater than 0.985 and standard deviation of regression less than 0.0092 were in good agreement with the measured ones.



Sl. 5. Primerjava izmerjenih vrednosti z napovedanimi po Henzlerjevem kriteriju [7]

Fig. 5. Comparision of experimental data and predicted ones according to Henzler's criterion [7]



Sl. 6. Primerjava izmerjenih vrednosti z napovedanimi po kriteriju Moeckel idr. [11]

Fig. 6. Comparision of experimental data and predicted ones according to Moeckel et al.[11]

Pri mešanju število mešala najizraziteje vpliva na Newtonovo število. To je v enofaznem sistemu približno enako produktu števila mešala in Newtonovega števila enojnega mešala, vendar le pri pogoju, da vsako mešalo razvije strujanje značilno za mešanje z enojnim mešalom. Manjšanje razdalje med mešali, ki je običajno $h_l > 2d$, vpliva na zmanjšanje Newtonovega števila.

Višina vode v posodi vpliva na intenziteto površinske aeracije, ki posledično zmanjšuje vrednost Newtonovega števila. To postane neodvisno od površinske aeracije pri $H_m/D \geq 1,22$ in je pri mešanju z enojnim mešalom enako 5,12.

Pri dispergiranju zraka, vnesenega z razpršilnikom, večanje pretočnega števila in Froudovega števila povzroča zmanjšanje vrednosti Newtonovega števila.

Zahvala

Avtor se zahvaljuje Ministrstvu za znanost in tehnologijo Republike Slovenije, ki je to delo financiralo.

The Newton number of the multiple impeller was most affected by the number of impellers. In single-phase mixing this number was approximately equal to the product of the number of impellers and the Newton number of a single impeller, provided that each impeller develops the characteristic flow to a single impeller. Decreasing the distance between impellers, usually set as $h_l > 2d$, led to Newton number reduction.

The surface aeration was strongly affected by the vessel water height, and thus influenced the Newton number reduction. At the value $H_m/D \geq 1.22$ the Newton number becomes constant, being 5.12 for single impellers.

In sparged-air dispersion the decreasing of Ne corresponded to an increase of both flow and Froude numbers.

Acknowledgment

The author expresses his appreciation for financial support provided by the Ministry of Science and Technology of the Republic of Slovenia.

5 OZNAČBE 5 NOTATION

višina lopatice mešala	b	m	disk blade height
premer mešala	d	m	impeller diameter
premer posode	D	m	tank diameter
zemeljski pospešek	g	m/s^2	gravitational acceleration
razdalja spodnjega mešala od dna	h	m	bottom impeller spacing
razdalja med mešali	h_l	m	distance between impellers
višina vode v posodi	H	m	vessel water height
modificirana višina vode v posodi	$H_m = H - (z-1)h_l$	m	modified vessel water height
širina motilnika toka	j	m	baffle width
razdalja motilnika od stene posode	k	m	baffle spacing off the vessel wall
vrtilna frekvenca mešala	n	s^{-1}	impeller rotational speed
hitrost mešala pri nastanku površinske aeracije	n_{sa}	s^{-1}	rotational speed on occurrence of surface aeration
moč mešala v vodi	P	W	impeller power in single phase
moč mešala pri dispergiranju zraka	P_g	W	gassed impeller power
vol. pretok zraka	q	m^3/s	volumetric sparged gas flow
linearna hitrost zraka	v_g	m/s	linear gas velocity
širina lopatice mešala	w	m	impeller blade length
št. mešala	z		number of impellers
referenčno število mešala	z_1		reference number of impellers
gostota	ρ	kg/m^3	density
kinematična viskoznost	ν	m^2/s	kinematic viscosity
Froudovo število	$Fr = (nd^2)/g$		Froude number
Newtonovo število	$Ne = P/(pn^3 d^5)$		Newton number
pretočno število	$Q = q/(nd^3)$		flow number
Reynoldsovo število	$Re = (nd^2)/\nu$		Reynolds number

The effect of air velocity on the ignition process has also not been adequately researched ([3] and [4]). This refers to furnaces with a relatively small fuel-to-combustion-chamber-volume ratio. The combustion of coal on

6 LITERATURA 6 REFERENCES

- [1] Bates, R. L., P. L. Fondy, R. R. Corpstein: An examination of some geometric parameters on impeller power. *I&EC Proc. Des. Dev.* 2, No.4, 1963, 310-314
- [2] Bombač, A.: Poraba energije pri dispergiranju zraka v vodi s turbinskimi mešali. Magistrsko delo. Fakulteta za strojništvo, Univerza v Ljubljani, Ljubljana 1990
- [3] Bombač, A.: Karakteristike struktur faznega stika pri aeraciji v posodi z mešalom. Doktorska disertacija. Fakulteta za strojništvo, Univerza v Ljubljani, Ljubljana 1994
- [4] Bombač, A., I. Žun, B. Filipič, M. Žumer: Gas-filled cavity structures and local void fraction measurements in aerated stirred vessel, *AIChE*, 43, No.11, 1997, 2921-2931
- [5] Bujalski, W., A. W. Nienow, S. Chatwin, M. Cooke: The dependency on scale of power numbers of Rushton disk turbine. *Chem. Eng. Sci.*, 42, No.2, 1987, 317-326
- [6] Gray, D.J., R.E. Treybal, S.M. Barnett: Mixing of single and two phase systems: Power consumption of impellers. *AIChE J.*, 28, No.2, 1982, 195-199
- [7] Henzler, H. J.: Verfahrenstechnische Auslegungsunterlagen für Rührbehälter als Fermenter. *Chem.-Ing.-Tech.*, 54, No.5, 1982, 461-476
- [8] Kipke, K. D.: Berechnung von begasten Rührorganen. EKATO Rühr und Mischtechnik GmbH. Prospekt material.
- [9] Komori, S., Y. Murakami: Turbulent mixing in baffled stirred tanks with vertical-blade impellers. *AIChE J.*, 34, No.6, 1988, 932-937
- [10] Laine, J.: Rührintensität und Leistung von Scheiben- und Lochscheiben-Rührern im Grosstechnischen Maßstab. *Chem.-Ing.-Tech.*, 55, No.7, 1983, 547-575
- [11] Moeckel, H.O., H. Weissgaerber, K. Borner: Der Leistungseintrag in belüfteten Rührsystemen mit niedrigviskosen Medien. *Chem. Techn.*, 35, No.7, 1983, 344-347
- [12] Moresi, M., M. Patete: Prediction of kLa in conventional stirred fermenters. *Chem. Tech. Biotechnol.*, 42, 1988, 197-210
- [13] Nienow, A.W., I. Lilly: Power drawn by multiple impellers in sparged agitated vessels. *Biotechnol. Bioeng.*, 21, 1979, 23412346
- [14] Nienow, A. W., D. J. Wisdom, J. C. Middleton, The effect of scale and geometry on flooding, recirculation, and power in gassed stirred vessels, in *Proc. 2nd European Conference on Mixing*, Cambridge, Paper F1 (1977)
- [15] Oprešnik, M., M. Opara: Zanesljivost določevanja moči pri dispergiranju s turbinskimi mešali. *StrojV.*, 37, No.1-3, 1991, 13-15
- [16] Richards, J. V.: Power input to fermenters and similar vessels. *Brit. Chem. Eng.*, 8, 1963, 158-163
- [17] Rushton, J. H., E. W. Costich, H. J. Everett: Power characteristics of mixing impellers. *Chem. Engng. Progr.*, 9, 1950, 467-476
- [18] Tanaka, M., T. Izumi: Gas entrainment in stirred-tank reactors. *Chem. Eng. Res. Des.*, 65, No.3, 1987, 195-198
- [19] Venus, J., K. H. Wolf, O. Stiebitz, J. Langer: Leistungseintrag in begasten Bioreaktoren mit mehrtagiger Rühreranordnungen. *Wiss. Z. Techn. Univers. Dresden*, 38, H.2, 1989, 139-146

Avtorjev naslov: dr. Andrej Bombač, dipl. inž.
Fakulteta za strojništvo
Univerze v Ljubljani
Aškerčeva 6
1000 Ljubljana

Prejeto: 8.1.1998
Received: 8.1.1998

Author's Address: Dr. Andrej Bombač, Dipl. Ing.
Faculty of Mechanical Engineering
University of Ljubljana
Aškerčeva 6
1000 Ljubljana, Slovenia

Sprejeto: 27.2.1998
Accepted: 27.2.1998

Sl. 6. Primerjava izmerjenih vrednosti z napovedanimi po kriteriju Moeckel itd. [11]
Fig. 6. Comparison of experimental data and predicted ones according to Moeckel et al.[11]