

BOČNÍ MÍCHADLA – VÝHODNÁ ŘEŠENÍ?

SEICHTER P., PEŠL L., SLÁMA V.
TECHMIX s.r.o., Brno, techmix@volny.cz

Použití

Boční míchadla, tj. míchací ústrojí se vstupem přes vřetovou stěnu nádoby – nádrže, jsou používána u velkoobjemových zařízení tam, kde standardní uspořádání s vertikálním resp. šikmým míchadlem jsou nevhodná – většinou kvůli velkým rozměrům těchto vertikálních – standardních míchadel.

V některých případech takové standardní uspořádání ani není technicky možné.

Výhody / nevýhody

Jak již bylo naznačeno, je použití bočních míchadel ve velké většině případů investičně méně náročné. Blízká poloha rotujících míchadel u dna navíc umožňuje promíchávat vsádku i při nízké hladině, což zejména u suspenzí může významně omezit sedimentaci částic na dně. Navíc celá pohonná jednotka je výrazně menší a dobře přístupná pro údržbu a případnou montáž.

Jaké jsou tedy nevýhody:

Nespornou nevýhodou je nutnost použití nějaké ucpávky rotující hřídele. Podle náročnosti samotného procesu se provedení a hlavně cena této ucpávky může pohybovat ve velkém rozsahu – někdy činí až polovinu z ceny celého míchacího ústrojí. Jinou nevýhodou tohoto řešení je nesymetrické umístění míchadel a z toho vyplývající problém s nerovnoměrnou disipací mechanické energie ve vsádce. Jsou zde potom místa lépe a naopak hůře promíchávaná, někdy i vytvářející „mrtvé“ zóny.

Samozřejmě dosáhnout u uspořádání s bočním nebo i více bočními míchadly dokonalou homogenitu systému je, zejména u vyšších nádob a při velkých rozdílech v hustotách složek, prakticky nemožné a to i při zvýšené dodávce energie do míchaného média.

Použití bočních míchadel je proto třeba dobře zvážit hlavně s ohledem na použití mechanické ucpávky.

U kterých procesů a zařízení se boční míchadla používají:

- velkoobjemové uskladňovací nádrže na různé produkty (petrochemie, výroba dehtu),
- zásobní nádrže velmi jemnozrnných suspenzních surovin (kaolin, křída, sádrovec, vápenc),
- velkoprodukční reaktory (neutralizační, výroba bioetanolu, výroba bioplynu),
- zásobníky vláknitých suspenzí (celulóza, papír),
- absorberů odsiřovacích zařízení,
- čištění odpadních vod (kalové nádrže).

Vynucenou alternativou pro instalaci bočních míchadel pak jsou aparáty, u kterých je výška stropu nad víkem příliš malá, aby tam bylo možné umístit pohon vertikálního míchadla.

Něco z teorie míchání

Podobně jako u vertikálního uspořádání míchacího systému s narázkami u stěny je možné při eliminaci krouživého pohybu vsádky (tvorba víru) i u bočních míchadel v nádrži konstatovat, že příkonové číslo Po

$$Po = \frac{P}{\rho n^3 d^5} \quad (1)$$

a podobně průtokové číslo Kp

$$Kp = \frac{Q_m}{n d^3} \quad (2)$$

jsou pro $Re > 10^4$ konstantní pro dané geometrické uspořádání.

Reynoldsovo číslo Re charakterizuje oblast proudění

$$Re = \frac{n d^2 \rho}{\mu} \quad (3)$$

Pokud jsou hodnoty Kp a Po pro dané míchadlo známy, lze vypočítat příkon míchadla i jeho čerpací výkon.

Rychlost homogenizace vsádky u správně fungujícího a doporučeného systému (obr. 1) je charakterizována hodnotou kritéria homochronnosti Ho :

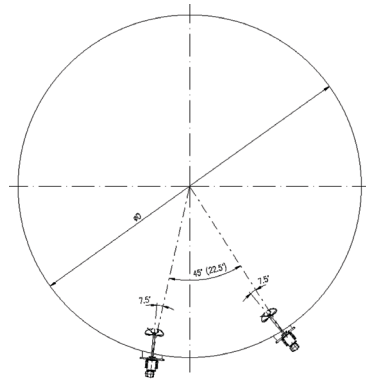
$$Ho = n \tau_H \quad (4)$$

Porovnávat efektivnost různých míchacích systémů je možné následně podle velikosti kritéria E_t [1]

$$E_t = \frac{P \tau_H^3}{\rho D^5} = Po Ho^3 (D/d)^{-5} \quad (5)$$

Čím je hodnota E_t nižší, tím je systém efektivnější.

Obr. 1 – Schéma doporučeného uspořádání s bočními míchadly



Z literatury je známo [2, 3, 4, 5], že v uskladňovacích nádržích s petrochemickými produkty jsou měrné spotřeby energie u bočních míchadel v rozmezí 1–3 W/m³. Jedná se tedy o velmi nízké hodnoty, avšak rozdíly v hustotách média a pracovní viskozity jsou zde velmi malé, podobně i relativní výška hladiny H/D .

Provedená měření ve zkušebně míchání ukazují právě na významný vliv výšky hladiny – H/D , viz obr. 2, na dobu homogenizace vsádky a podobně i relativní velikost míchadla – viz obr. 3. Se zvýšením hladiny tj. (H/D) podobně jako se zmenšováním míchadla (zvýšování D/d) narůstá doba homogenizace i klesá efektivnost systému (vyšší E_t). Ukazuje se také, že použití dvojice bočních míchadel je pro nízké hodnoty H/D nevhodné – viz obr. 2.

Je třeba ještě poznamenat, že výstupní proud z míchadla (primární tok Q_m) se s délkou trysky zvětšuje přísávaním. To vzhledem k tomu, že boční míchadla jsou v porovnání s nádobou velmi malá, vede k vytvoření značného zvětšení celkového toku v nádobě (Q_c). Přísávaný, sekundární tok je např. podle [6] závislý na délce trysky podle vztahu:

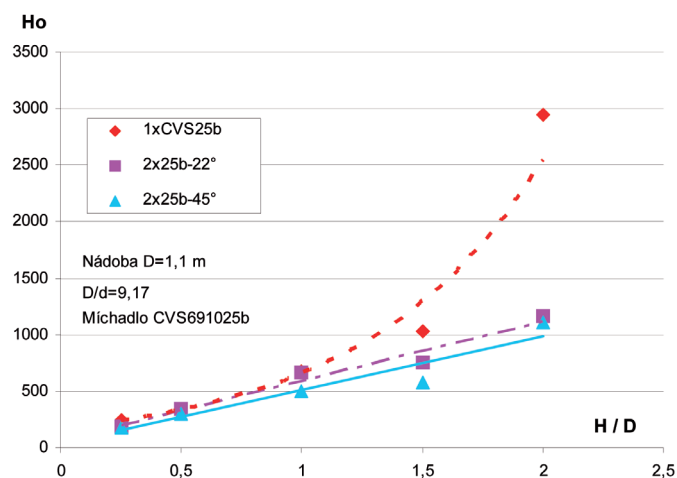
$$Q_2 = [0,234 (X/d) - 1] Q_m \quad (6)$$

kde: X = délka trysky. Čím je tedy míchadlo oproti nádobě menší, tím je sekundární a tím i celkový tok Q_c větší. To je patrné i z výsledků experimentů – viz obr. 4 [7] s míchadlem CVS691025b – ozn. 25b [13].

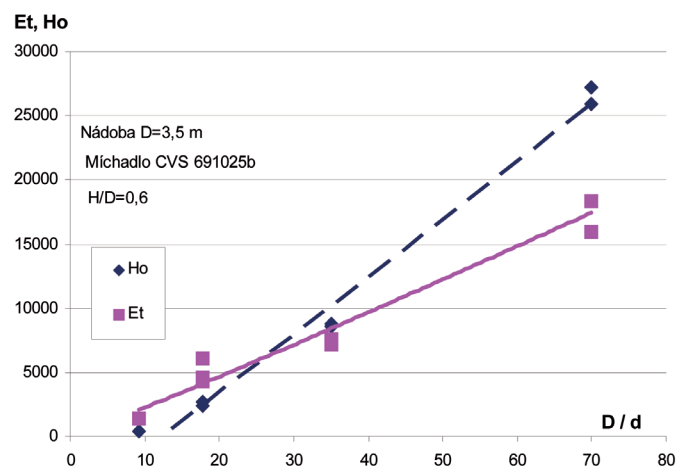
Ukazuje se, že zde existuje dost značná podobnost mezi režimem vytvořeným ponornou tryskou a bočním míchadlem. Poměrné zvětšení celkového toku (součet $Q_c = Q_m + Q_2$) narůstá, ve shodě s výsledky v grafech (obr. 2 a 3), se zmenšováním relativní velikosti míchadla (D/d) a rovněž se zvětšováním relativní výšky hladiny (H/D).

Tyto výsledky byly získány jednak z literatury [8] a jednak z vlastních měření průběhu homogenizace v nádobách 1 a 5,8 m³. Současně je možné konstatovat překvapující fakt, že doby homogenizace v systému s bočním míchadlem (resp. s tryskou) jsou dokonce kratší než čas pro přecirkulování celého objemu vsádky primárním tokem Q_m (cirkulační doba).

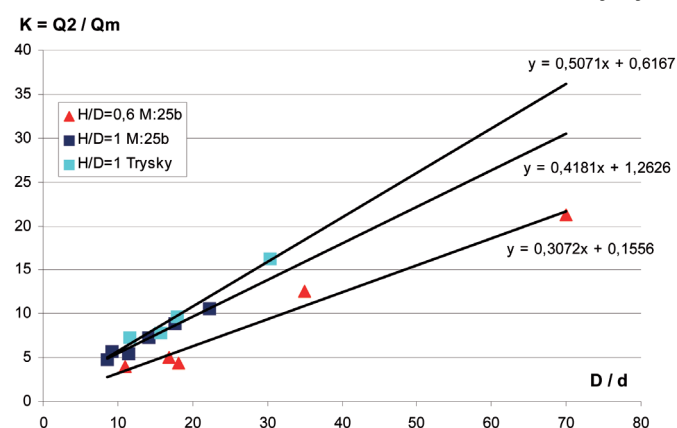
Obr. 2 – Porovnání různých uspořádání bočních míchadel



Obr. 3 – Vliv relativní velikosti bočního míchadla na homogenizaci



Obr. 4 – Velikost sekundárního toku bočního míchadla a trysky



Ve zkušebně míchání TECHMIX byla provedena rovněž porovnávací měření míchání koncentrované suspenze vápence (30 % hm.) vertikálním a bočními míchadly. Míchaná suspenze byla mírně viskózní médium ($\mu \sim$ cca 0,02 Pas, $\rho = 1215$ kg/m³) s výraznou tendencí k sedimentaci.

A. Vertikální (axiální) míchadlo TX 445 v nádobě s narážkami
D = 0,445 m; d = 0,16 m; výška nade dnem: 100 mm

B. Boční míchadla TX 445 (1x a 2x)
D = 0,8 m; d = 0,08 m; výška nade dnem: 100 mm (3 uspořádání):

B1 – 2x TX 445 se 4 lopatkami

B2 – 2x TX 445 se 3 lopatkami

B3 – 1x TX 445 se 3 lopatkami

V následující tabulce jsou uvedeny potřebné měrné příkony pro vzhos pevné fáze nade dnem.

Tab. 1 – Porovnání vertikálních a bočních míchadel

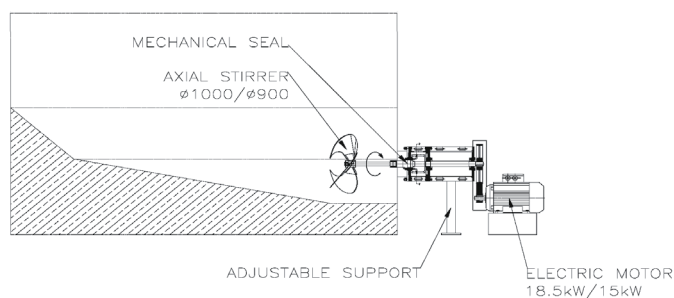
Systém	D/d	Měrný příkon [W/m ³]
A	2,78	25,3
B1	10	126
B2	10	112
B3	10	224

Z tabulky je vidět výrazně vyšší spotřebu energie pro boční míchadla, zejména pro jedno míchadlo. To je nepochybně dáno také relativně větším vertikálním míchadlem ($D/d = 2,78$) oproti bočním ($D/d = 10$). To je však u průmyslových realizací více méně nutnost – příliš velká boční míchadla realizovat ani nelze. Z hlediska spotřeby energie na míchání budou vždy vertikální míchadla výrazně efektivnější.

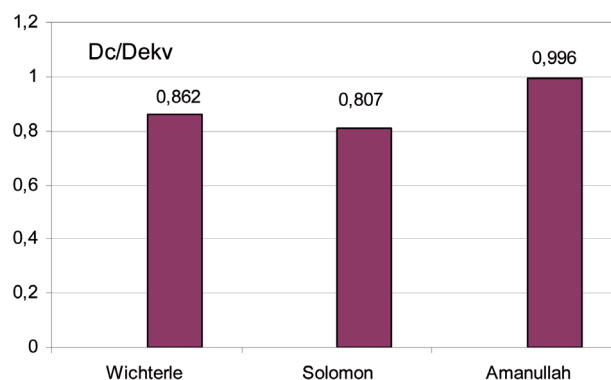
Při použití bočních míchadel pro viskózní – newtonská média je třeba znát tokové-reologické vlastnosti míchané tekutiny. Míchadlo musí zajistit pohyb v celém objemu vsádky, kde může vzniknout intenzivněji míchaná oblast tzv. kaverna [9] a kolem ní pak stagnující oblast bez výměny hmoty s touto kavernou. Potřebné měrné energie na míchání jsou u těchto medií o více než 2 řády vyšší než u skladovacích zásobníků petrochemických surovin a produktů.

Pro stanovení velikosti této kaverny bylo vytvořeno několik fyzikálních modelů [9, 11, 12], jejichž platnost byla ověřována na aparátu provozní velikosti se suspenzí celulózy 30 m³. Schéma provozního zařízení s míchadlem TX335 je na obr. 5. Popis použitých modelů a možnost jejich aplikace byla prezentována v práci [10]. Následující graf na obr. 6 ukazuje, že odhad průměru míchané kaverny D_c podle uvedených prací se nejvíce blížil ekvivalentnímu průměru vsádky D_{ekv} (průměr koule shodného objemu) pro model vytvořený Amanullahem [11]. Podkladem pro vyhodnocení stavu, odpovídajícímu dosažení promíchávání v celém objemu ($D_c = D_{ekv}$), bylo vizuální sledování proudění suspenze na hladině.

Obr. 5 – Boční míchadlo TX335



Obr. 6 – Porovnání modelů pro stanovení velikosti "kaverny"



Dokončení na další straně

Závěr

Boční míchací ústrojí mají u řady procesů a zařízení svoji nespornou využitelnost. Je však třeba počítat s vyššími nároky na spotřebu energie ve srovnání s vertikálními systémy a jejich efektivita je dost závislá na relativní velikosti míchadla (rotoru), jeho umístění v nádrži i na relativní výšce hladiny. Přitom lze konstatovat, že větší průměr míchadla vede k úsporám energie na míchání.

Důležitým faktorem je čerpací výkon míchadla a proto je třeba volit především tvarované provedení jeho lopatek, které zajišťuje podstatně vyšší čerpací účinnost oproti normalizovaným typům s plochými lopatkami [14].

Seznam symbolů

D – průměr nádoby [m]

D_c – výpočtový průměr míchané kaverny [m]

D_{ekv} – ekvivalentní průměr vsádky (koule shodného objemu) [m]

d – průměr míchadla [m]

H – výška hladiny kapaliny (suspenze) [m]

n – otáčky míchadla [s^{-1}]

P – příkon míchadla [W]

Q_c – celkový tok v nádobě [m^3/s]

Q_m – čerpací výkon míchadla (průtok tryskou)-primární tok [m^3/s]

Q_2 – sekundární tok média [m^3/s]

x – vzdálenost proudu (trysku) od míchadla (trysky) [m]

μ – dynamická viskozita [Pas]

ρ – hustota [kg/m^3]

τ_H – doba homogenizace [s]

Literatura

- [1] Sláma V., Seichter P., Kvasnička J.: Přednáška V. *International Congress CHISA*, Praha 1975
- [2] Oldshue J.Y., Hirschland H.E., Gretton A.T.: *Chem.Eng.Progr.*, 32, 11, p.481 (1958)

[3] Wilson N.G.: *Oil and Gas Journal*, 8, p. 165 (1954)

[4] Rushton J.H.: *Petroleum Refiner*, 33, p. 101 (1954)

[5] Van de Vusse J.G.: *Chem. Ing. Techn.* 31, 9, p. 583 (1959)

[6] Tatterson G.B.: *Fluid Mixing and Gas Dispersion in Agitated Tanks*. Chapter 4, p. 286, vyd. McGraw-Hill, Inc. N.Y. (1991)

[7] Seichter P., Hruban K.: *Chem. Průmysl* 32 (57), 9, p. 449 (1982)

[8] Clegg G.T., Coates R.: *Chem. Eng. Sci* 22, p. 1177 (1967)

[9] Wichterle K., Wein O.: *Chem. Průmysl* 29, p. 113 (1979)

[10] Seichter P., Pešl L.: *Poster on 37th Intern. Conf. Slovak Soc. of Chem. Engineering*, Vysoké Tatry (2010)

[11] Amanullah A., Hjorth S.A., Nienow A.W.: *Chem. Eng. Sci.* 53, p. 455 (1998)

[12] Solomon J., Elson T.P., Nienow A.W., Pace G.W.: *Chem. Engng. Common.* 11, p. 143 (1981)

[13] Normy míchadel řady CVS (ČSN) 691000

[14] Seichter P., Pešl L.: *CHEMagazín*, XV, 2, p. 8 (2005)

Poděkování: Práce na tomto projektu byly realizovány s finanční podporou fondu Ministerstva průmyslu a obchodu, České republiky (projekt FR-TII/005).

Abstract

SIDE ENTERING AGITATORS – ADVANTAGEOUS SOLUTION?

Summary: The use of side entering units should be properly appreciated. Their easy availability and mostly lower price as compared with vertical agitators can be usually negatively compensated by higher electric consumption and by more complicated construction comprising mechanical seal. Effectiveness of this system can be improved by the increase of stirrer diameter and, if possible, by lowering relative liquid height in the tank.

Keywords: stirrer, side entering agitator, effectiveness, suspension, homogenization