České vysoké učení technické v Praze
Fakulta strojní

Czech Technical University in Prague
Faculty of Mechanical Engineering

Ing. Marek Večeř, Ph.D.

Dvoufázové toky v procesních médiích

Two-phase flows in process media

Summary

Two phase dispersions are essential part of everyday human live. Questions of two phase flows in process media cover a broad scale of interesting problems. Their solution together with a large application potential of two phase dispersions is permanent motivation for both basic and applied research in this field.

In general, there are a stable and an unstable two phase dispersions, which can be found in various industrial processes. A cosmetic dispersions (cream, paste, foam), food dispersions (butter, yogurt, mayonnaise, dought), building industry dispersions (foam fixative, paint, mortar, plaster, concrete) are the examples of widely used stable dispersions. Creation, characterization and stabilization of the dispersions are the key operations here. Principles of fluid mechanics and rheology are acceptable for characterization of the stable homogeneous dispersions. Processes of creation, manipulation, and phase separation are essential from process engineering point of view. Number of unit apparatuses with the two phase flows is employed.

Nature of solid-liquid dispersions is briefly recapitulated here, and a basic rheological characterization is pointed out. Knowledge of the rheological properties of dispersions is important for both material engineering and equipment design. Solid-gas dispersions are commented only marginally with intention to introduce complexity of phenomenon supported by literature survey. Typical behavior of solid-liquid as well as solid-gas in involved processes is governed by forces of gravity which are enhanced by electro-steric forces for very fine solid particles.

Contrary to the solid-liquid and solid-gas dispersions, behavior of gas-liquid dispersions is more complicated, because, besides the gravity forces, there is also a strong effect of surface tension. The surface tension affects bubble (drop) shape primarily in the range of its ordinary sizes. Scaling approach is a powerful tool for description of bubbles hydrodynamics in various situations. Theoretical knowledge of single rising bubble behavior could gradually be applied to description of bubble group as far as to the bubble bed.

Souhrn

Dvoufázové soustavy neodmyslitelně patří do každodenního života člověka. Problematika dvoufázových toků v procesních médiích je poměrně široká a skýtá celou řadu zajímavých otázek. Jejich řešení spolu s obrovským aplikačním polem je neustálou stimulací jak pro základní, tak i pro aplikovaný výzkum v této oblasti.

V zásadě rozeznáváme stabilní a nestabilní typy dvoufázových disperzí, které nachází uplatnění v různých odvětvích průmyslu i každodenní spotřeby. Stabilní disperze z oblasti kosmetiky (krémy, pasty, pěny), potravinářství (těsta, majonézy, jogurty, apod.), stavebnictví (montážní pěny, nátěrové hmoty, malty, omítky, beton) a další, tvoří základ vícefázového materiálového inženýrství. Řešené problémy pocházejí zejména z oblasti vytváření disperzí, jejich charakterizace a stabilizace. U spojitých disperzí lze s výhodou využít rozvinutý aparát mechaniky kontinua a reologie. Z hlediska procesního inženýrství jsou důležité procesy vytváření a manipulace disperzemi a separaci fází, které zahrnují velký počet zařízení využívajících dvoufázové proudění.

V práci je stručně rekapitulována povaha dvoufázových disperzí kapalina-pevná fáze, kde je zvýšený důraz kladen na jejich základní reologickou charakterizaci. Poznatky získané reologickými testy jsou důležité jak pro konečné aplikace disperzí, tak i pro návrh zařízení, ve kterých se připravují. Disperze plyn-pevná fáze jsou zmíněny jen okrajově s úmyslem představit komplexnost dějů podpořenou dostupnou literaturou. Jak u disperzí plyn-pevná fáze, tak i u kapalina-pevná fáze jde u jejich přípravy, manipulaci i separaci fází v podstatě o překonání vlivu gravitačních sil, které jsou v případě jemných částic doplňovány ještě silami elektrostérické povahy.

Největší pozornost je věnována disperzím kapalina plyn, jejichž popis je nejkomplikovanější. Kromě sil gravitace se zde výrazně projevují také síly povrchového napětí, které primárně ovlivňují zejména tvar bublin nebo kapek. Je zde komentován škálový přístup k problematice, který umožňuje využití teoretických poznatků získaných pro popis chování jednotlivce (jedna bublina) postupně nejprve pro popis větší skupiny (dvojice bublin nebo jejich klastr) až po popis kolektivního chování (probublávaná vrstva kapaliny).

Klíčová slova: dvoufázové disperze, suspenze, proudění kapalina plyn, bublina, probublávaná vrstva, tvar bubliny, rychlost vyplouvání bubliny, koalescence, štěpení, interakce bublin, kapka, viskozita, povrchové napětí

Key words: two phase dispersions, suspension, gas-liquid flows, bubble, bubble bed, bubble shape, terminal bubble velocity, coalescence, bubble breakup, bubble interactions, drop, viscosity, surface tension

České vysoké učení technické v Praze
Název: Dvoufázové toky v procesních médiích
Autor: Ing. Marek Večeř, Ph.D.
Počet stran: 35
Náklad:

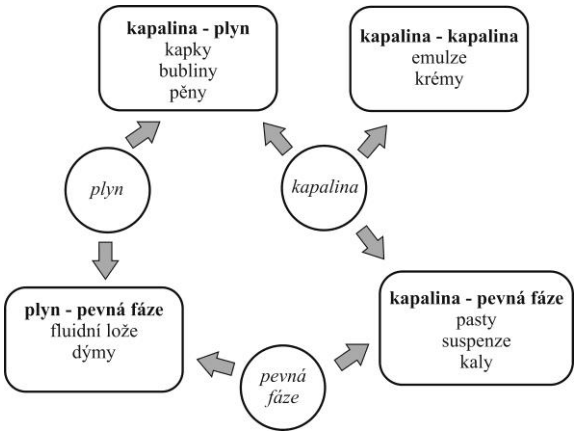
© Marek Večeř 2013
ISBN:

OBSAH

		Str.
1	ÚVOD	6
	1.1 Dvoufázové soustavy	6
2	PŘÍSTUPY K DVOUFÁZOVÝM SOUSTAVÁM	7
	2.1 Materiálový přístup	7
	2.2 Procesně-technologický přístup	7
3	DISPERZE KAPALINA-PEVNÁ FÁZE (L-S)	8
	3.1 Vytváření	8
	3.2 Doprava	8
	3.3 Chemická/skupenská přeměna	11
	3.4 Separace fází	12
4	DISPERZE PLYN-PEVNÁ FÁZE (G-S)	13
	4.1 Klasifikace	13
	4.2 Doprava	13
	4.3 Fluidní lože	14
	4.4 Separace fází	14
5	DISPERZE PLYN-KAPALINA (G-L)	15
	5.1 Klasifikace a vytváření	15
	5.2 Doprava	17
6	VÝZKUM APARÁTŮ S PROBUBLÁVANOU KAPALINOU	18
	6.1 Škálový přístup	18
	6.2 Probublávaná vrstva	18
	6.3 Samostatná bublina	20
	6.4 Skupina bublin	26
7	ZÁVĚR	28
	SYMBOLY	29
	LITERATURA	30
	ODBORNÝ ŽIVOTOPIS	35

1. ÚVOD

Dvoufázové soustavy hrají v současnosti významnou roli v každodenním životě. Problematika dvoufázových toků v procesních médiích je poměrně široká a skýtá celou řadu zajímavých problémů. Jejich řešení spolu s obrovským aplikačním polem je neustálou stimulací jak pro základní, tak i pro aplikovaný výzkum v této oblasti. Zjednodušené schéma vztahů mezi skupenskými stavy látek a dvoufázovými soustavami ukazuje Obrázek 1



Obrázek 1 Jednofázové a dvoufázové soustavy a jejich klasifikace

1.1. Dvoufázové soustavy

Vícefázové soustavy jsou heterogenní soustavy složené z více než jedné fáze. Pod pojmem „fáze“ rozumíme makroskopicky rozlišitelnou komponentu směsi, která je nemísitelná s komponentami (fázemi) ostatními. V nejjednodušším případě existují pouze dvě fáze, z nichž jedna je spojitá a druhá je v ní rozptýlena ve formě diskrétních objektů (bublin, kapek nebo částic).

Za běžných podmínek existují látky ve skupenství plynném, kapalném a pevném. Jejich kombinacemi lze tedy vytvořit devět dvojic. Praktický význam má ovšem pouze osm z nich, neboť plyny se za obvyklých podmínek neomezeně mísí. Ponecháme-li stranou soustavy, ve kterých spojité prostředí tvoří tuhá fáze (tuhé pěny, tuhé emulze, tuhé soly, slitiny apod.), je dvoufázových soustav se schopností téci pět. Přehled takových dvoufázových soustav s ohledem na zastoupení jednotlivých fází je uveden v tabulce 1.

Tabulka 1 Klasifikace dvoufázových soustav podle skupenského stavu disperzní fáze a disperzního prostředí

spojité prostředí	disperzní fáze	označení	procesy
plyn	kapalina	mlha	rozprašování, sušení
plyn	tuhá látka	dým, fluidní lože	fluidace granulární toky
kapalina	plyn	pěna	destilace, absorpce
kapalina	kapalina	emulze	extrakce, dispergace
kapalina	tuhá látka	suspenze	loužení, dispergace

2. PŘÍSTUPY K DVOUFÁZOVÝM SOUSTAVÁM

2.1. Materiálový přístup

Z pohledu materiálového inženýrství je hlavním zájmem vytváření známých nebo nových dvoufázových soustav, jejich stabilizace a následná distribuce koncovému uživateli. Problémy tedy pocházejí zejména z oblasti charakterizace disperzí. Velmi hrubé dělení na *spojité* a *nespojité* disperze umožnuje u těch spojitých využití rozvinutého aparátu mechaniky kontinua a reologie. Typické příklady takových materiálů známe z oblasti kosmetiky (krémy, pasty, pěny), potravinářství (těsta, majonézy, jogurty, apod.), stavebnictví (montážní pěny, nátěrové hmoty, malty, omítky, beton) a dalších. V poslední době jde také o stále oblíbenější disperze nano-materiálů. Se zmenšujícím se rozměrem dispergovaných částic se v disperzi více projevují síly reprezentované elektrochemickou povahou materiálů. Jejich kvalitu lze reprezentovat např. zeta- potenciálem, jenž je zároveň vhodným parametrem, kterým lze charakterizovat jejich stabilitu. Jednou z oblíbených metod analýzy distribuce velikosti částic je sítová analýza vhodná pro rozdružování pevného podílu do dílčích frakcí většinou větší velikosti. Pro detekci částic submikronové velikosti jsou vhodné metody založené na detekci rozptýleného světla. *Nespojité* disperze svou povahou nenaplňují požadavky na dvoufázové materiály určené ke konečné spotřebě, proto jim zde nebude věnována pozornost.

2.2. Procesně-technologický přístup

Z pohledu procesního inženýrství jsou dvoufázové soustavy prostředkem k zefektivnění procesů přeměny výchozích surovin na očekávané produkty. Jde tedy postupně o popis procesů přípravy dvoufázové směsi (kontaktování fází, míchání), jejich dopravy (proudění v potrubích, pneumatická doprava), následné přeměny (krystalizátory, extraktory, vícefázové reaktory,

katalytické reaktory) a nakonec separace produktů (filtry, usazováky, absorbéry, adsorbéry, destilační kolony, atp.).

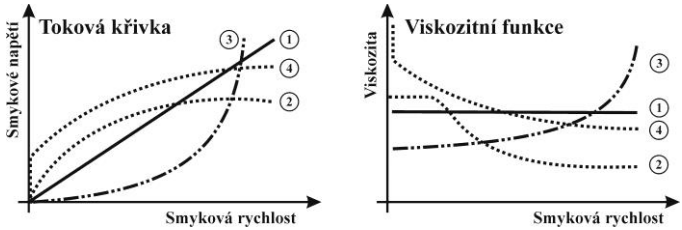
3. DISPERZE KAPALINA-PEVNÁ FÁZE (L-S)

3.1. Vytváření

V procesech vytváření dvoufázových soustav L-S mají nezastupitelnou roli míchadla a míchací zařízení všeho druhu od statických mixérů přes rychloběžná a pomaloběžná míchadla až po hnětače velmi vazkých past a těst zřetelně nenewtonského charakteru. Záměrem je obvykle rovnoměrné rozptýlení pevných částic v objemu kapaliny a u koncentrovaných disperzí (těsta, pasty) je to homogenizace jejich složek. Problémy jsou většinou orientovány na překonání gravitace, která způsobuje intenzivní segregaci fází zejména u hrubších disperzí s velkým rozdílem hustot kapalné a pevné fáze. Jednou z cest jak zlepšit stabilitu vytvořené disperze, je zmenšení velikosti částic a modifikace elektrokinetických charakteristik například změnou pH, Večeř a Pospíšil (2012).

3.2. Doprava

Doprava disperzí kapalina-pevná fáze probíhá povětšinou prouděním v potrubí. Klíčovými parametry jsou tlaková ztráta v potrubí a kritická rychlost proudění, která je nutná pro efektivní dopravu dispergované pevné fáze, Abulnaga (2002), Crowe (2006). Proudění disperzí L-S výrazně závisí na reologických vlastnostech disperze, Coussot (2005), které v první fázi můžeme hrubě klasifikovat do tří tříd. Tokové křivky a viskozitní funkce odrážející typické chování disperzí ukazuje Obrázek 2.



Obrázek 2 Závislost smykového napětí na smykové rychlosti a dynamické viskozity na smykové rychlosti pro běžné typy tekutin. ① Newtonská tekutina, ② Pseudoplastická tekutina, ③ Dilatantní tekutina, ④ Viskoplastická tekutina (s mezí toku).

Newtonské disperze jsou charakteristické přímou úměrou mezi smykovým napětím a smykovou rychlostí, kdy konstantou úměrnosti je dynamická

viskozita. Jsou to typicky řídké suspenze jemných částic s koncentrací do 10%. Závislost viskozity takových suspenzí se obvykle vyjadřuje jako funkce objemového zlomku pevné fáze a viskozity nosné kapaliny. Někteří autoři referují o relativní viskozitě disperze, tedy o poměru viskozity disperze k viskozitě nosné kapaliny. Pro disperze s objemovým podílem pevné fáze pod 1% odvodil Einstein (Einstein 1906, 1911) lineární závislost

$$\mu_m/\mu_l = 1 + 2.5\alpha_s \,, \tag{1}$$

kde μ_m je dynamická viskozita disperze, μ_l je dynamická viskozita nosné kapaliny a α_s je objemový zlomek pevné fáze. Tato jednoduchá formule platí pro případy, kdy jsou částice rigidní a nezahrnuje vliv jejich velikosti ani interakce částic.

Pro koncentrované disperze různotvarých částic s širokou distribucí velikostí implementovali Krieger a Dougherty (1959) do Einsteinovy rovnice maximální koncentraci pevných částic a vzali v potaz také tzv. efekt zahušťování částic:

$$\mu_m/\mu_l = \left(1 - \frac{\alpha_s}{\alpha_{s\,max}}\right)^{-[\mu]\alpha_{s\,max}} , \tag{2}$$

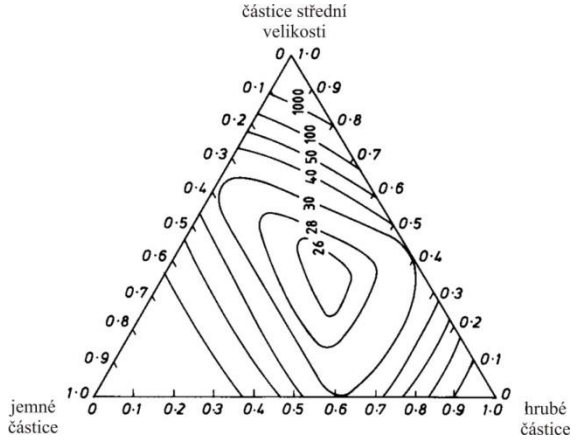
kde α_{smax} je maximální koncentrace pevných částic; $[\mu]$ je limitní viskozitní číslo, jehož velikost lze pro základní tvary vyjádřit jako funkci jejich velikosti: koule $[\mu] = 5/2$; disk $[\mu] = 3(d)/10$; tyčinka $[\mu] = 7\ d^{5/3}/10$. Efekt distribuce velikosti částic na relativní viskozitu suspenze ukazuje Obrázek 3. Diskuzi této problematiky lze nalézt také v Probstein a Sengun, (1987) a Happel a Brenner, (1965). Další podrobnosti lze nalézt například v práci Barnes (1981) nebo Coussot (2005)

Nenewtonské disperze jsou charakteristické tím, že smyková rychlost závisí na smykovém napětí nelineárně. Tedy při proudění kladou různý odpor při různých rychlostech proudění. Hojně používaná modelová představa chování takových disperzí je založena na dvouparametrové mocninové funkci

$$\tau = K\,\dot{\gamma}^{n} \,, \tag{3}$$

kde K je koeficient konzistence a n je index toku.

Disperze mající index toku v rozmezí $0 < n < 1$ jsou ***pseudoplastické***, jejich viskozita klesá s rostoucím smykovým napětím resp. smykovou rychlostí. Disperze s indexem toku $n > 1$ jsou ***dilatantní***, tzn. jejich viskozita se smykovým napětím a smykovou rychlostí postupně roste.



Obrázek 3 Efekt distribuce velikosti částic na relativní viskozitu suspenze (μ_m/μ_l). Kontury ukazují hodnoty relativní viskozity pro suspenzi s obsahem 65% pevných částic podle teoretické predikce podle Farris (1968).

Obvykle se jedná o řádový nárůst konzistence na velmi úzkém intervalu smykových rychlostí. Tento jev je typický pro extrémně koncentrované suspenze (vlhký písek na pláži, sediment škrobu ve studené vodě, kaolinová břečka s přídavkem fosforečnanů) a bývá doprovázen ztrátou kapalného charakteru vzorku - "odvodněním" suspenze, Wein (1996).

Viskoplastické disperze jsou charakteristické kritickým smykovým napětím, které je nutno překonat proto, aby se disperze uvedla do pohybu, které se v literatuře označuje jako mez toku. Existuje celá řada modelů, které vystihují chování těchto materiálů, Ulbrecht a Mitschka (1965). Nejjednodušším z nich je Binghamův model (4) vymezený extrémy newtonského a ideálně plastického chování disperze.

$$\tau = \tau_y + \mu_\infty \dot{\gamma}\,, \tag{4}$$

kde τ_y je mez toku a μ_∞ je horní limitní viskozita pro velmi vysoké smykové rychlosti. Disperze jaderného paliva v těžké vodě je jedním z materiálů, který lze tímto modelem dobře charakterizovat. Dalšími materiály, u kterých je kritické napětí významný parametr jsou suspenze a emulze s vysokým podílem dispergované fáze (jíly, pigmenty, laky, vrtné kapaliny, potravinářské materiály).

Některé materiály vykazují při zatížení smykem pozvolný pokles viskozity v čase a následné obnovení výchozí struktury (nárůst viskozity)

po odlehčení (poklesu smykového napětí). U takových materiálů hovoříme o ***tixotropním chování***. Tato vlastnost je zvlášť výhodná u nátěrových hmot. O tixotropii se ovšem hovoří jen v případě, že zmíněné změny konzistence probíhají za konstantní teploty, a že vzhledem k vnějšímu mechanickému působení se jedná o autonomní resp. vratné změny, Barnes (1989), Šesták a kol. (1990).

Polydisperzní charakter suspenzí způsobuje nejen odchylky od newtonského chování a strukturální nestabilitu těchto materiálů, ale je také příčinou jejich nehomogenity v bezprostřední blízkosti stěn a to, ať již ze sterických, mechanických, elektrochemických či jiných příčin, Barnes (1995). V extrémním případě se v oblasti bezprostředně přilehlé ke stěnám nachází čisté disperzní prostředí. Obecně je v této oblasti podstatně snížená koncentrace dispergované fáze a odpovídajícím způsobem je snížená i viskozita. Tomuto efektu se říká ***zdánlivý skluz při stěně*** a jeho metodika zahrnující detekci z viskometrických dat je popsána například v práci Wein a Tovchigrechko (1992), Večeř (2004), Wein, a kol. (2006).

3.3. Chemická/skupenská přeměna

Typickým procesem skupenské přeměny soustavy L-S je loužení složky obsažené v pevné fázi do kapaliny. To může probíhat s účastí chemické reakce nebo také bez ní. V druhém případě jde o prosté rozpouštění. Na rozdíl od dopravy, kde podstatnou třídu problému tvoří problematika sdílení hybnosti a reologie materiálu, jde zde navíc o proces přenosu hmoty, který je doprovázen procesem přenosu tepla (rozpouštěcí entalpie). Loužení je navíc doprovázeno chemickou reakcí složky s kapalinou, která s sebou nese endotermní nebo exotermní tepelný efekt. V důsledku toho může dojít k přehřátí směsi a k odpařování kapaliny, což vede ke zvýšení viskozity a snížení intenzity procesu. Intenzifikace procesu loužení a rozpouštění se provádí intenzivním mícháním s přívodem čerstvého rozpouštědla a odvodem nasycené kapaliny, která zároveň odvádí v procesu přebytečné teplo.

Zcela jiný případ jsou katalytické reaktory. Reakční systém je tvořen minimálně dvěma fázemi (velmi často však třemi G-L-S), které jsou odděleny mezifázovým rozhraním, v okolí kterého nebo přes něj probíhají procesy sdílení hmoty, sdílení tepla a hybnosti. Rychlost procesu je většinou ovlivněna nejen rychlostí samotné chemické reakce ale zároveň rychlostí sdílení kapalné složky přes rozhraní kapalina-pevná fáze, rychlostí difuze reaktantu v porézní struktuře katalyzátoru, rychlostí difuze produktu v porézní struktuře katalyzátoru. Průběh exotermní reakce může být ovlivněn také rychlostí odvodu vytvořeného tepla, u endotermní reakce

může být limitem nedostatečný přívod tepla ke katalyzátoru apod., Froment a Bischoff (1990), Hanika (1997), Fogler (2006). S problematikou sdílení tepla souvisí problémy zejména u polymeračních reaktorů, kde lokální hot spoty mohou způsobit až nekontrolovaný (runaway) průběh, který může nenávratně poškodit celé zařízení i široké okolí, Stoessel (2008).

3.4. Separace fází

Oddělování fází u soustav L-S se odehrává převážně na filtrech a usazovacích zařízeních. Princip filtrace spočívá v oddělení pevné fáze od kapaliny na filtrační přepážce. Ta může být tvořena různými materiály s různou zrnitostí nebo porozitou (tkaniny, papír keramika, pískové lože a podobně). Filtrace lze v zásadě provozovat diskontinuálně a kontinuálně a to ve dvou režimech. V režimu s konstantní rychlostí filtrace a v režimu s konstantním rozdílem tlaku. Čím větší je plocha filtrační přepážky, tím větší je kapacita filtru a efektivnější jeho provoz. Pro makroskopické systémy je vhodná koláčová filtrace nebo filtrace na kalolise. Pro dělení jemných disperzí jsou vhodnější membránové filtry, na kterých lze oddělovat materiály o několik řádů velikosti menší než na běžných filtračních zařízeních. Membránové procesy jsou v současné době dynamicky se rozvíjející oblast s širokým aplikačním potenciálem mimo jiné v energetice palivových článků, Li (2008).

Obrázek 4 Dorrovy usazováky v čistírně odpadních vod v Ostravě (průměr usazováku 40m).

Usazováky jsou zařízení pracující výhradně na principu působení gravitace na pevnou fázi v disperzi. Využití nacházejí zejména při rozdružování polydisperzních řídkých suspenzí vyskytujících se v procesech těžby rud nebo uhlí a v procesech čištění odpadních vod, Amjad (2010). Dorrův usazovák, viz Obrázek 4, je jedním z nejrozšířenějších zařízení.

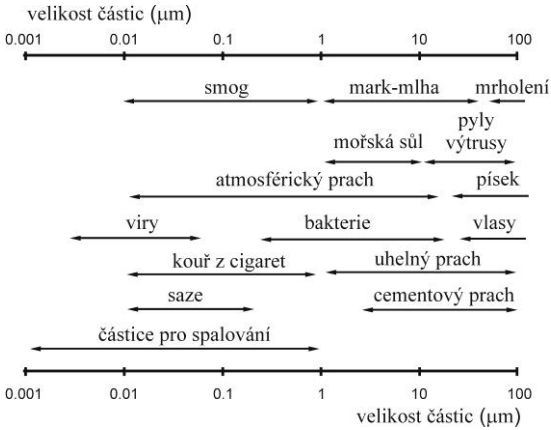
V některých případech je oddělení jemně dispergované pevné fáze působením gravitace velmi zdlouhavé a obtížné. V těchto případech využíváme tzv. filtrační odstředivky, kde síly působící na pevné částice mohou být až řádově vyšší než při běžné filtraci a gravitačním usazování.

Problematika filtrace a usazování je dnes standardní součástí chemicko-inženýrských učebnic a příruček, Perry a Green (2008), Coulson a Richardson (1999), McCabe a kol. (2005).

4. DISPERZE PLYN - PEVNÁ FÁZE (G-S)

4.1. Klasifikace

Disperzní soustavy G-S tvoří obvykle pevné částice rozptýlené v nosném plynu. Pakliže jsou částice mikroskopické velikosti, hovoříme o *aerosolech*, které se dostávají stále častěji do centra pozornosti hlavně při nepříznivých klimatických podmínkách. Klasifikace aerosolů s ohledem na velikost zúčastněných částic ukazuje Obrázek 5.



Obrázek 5 Klasifikace částic podle velikosti s příklady vytvářených aerosolů

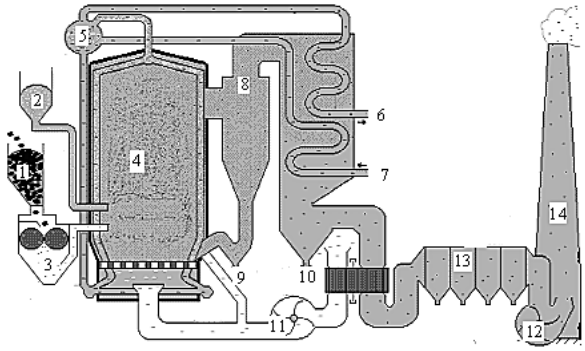
4.2. Doprava

Typickým procesem s účastí disperzní soustavy G-S je pneumatická doprava. Materiál ve formě granulí se pneumaticky dopravuje do procesu, kde je dále přetvářen. Taková proudění jsou někdy též označovány jako granulární toky a jejich základní principy a aplikace lze nalézt v monografiích Feda (1977), Fan a Zhu (1998), Levy a Kalman (2001), Yang (2003), Rao a Nott (2008). Typicky jde o granulovaný polymer, který je nasáván do hnětače, kde je plastifikován a homogenizace s pigmenty

nebo jinými složkami výsledné směsi a poté je vstřikován do připravených forem nebo vytlačován skrz trysky do vláken.

4.3. Fluidní lože

Procesy probíhajícími ve fluidním loži popisuje monografie Fan (1989). Fluidní lože je vytvářeno levitujícími pevnými částicemi, které jsou nadnášeny proudem plynu, nejčastěji vzduchu. Rychlost proudění musí být optimalizována, při nízké rychlosti nedochází k vytvoření fluidního lože, při rychlosti příliš vysoké dochází k úletu částic z reakčního prostoru. Tohoto děje se využívá např. při spalování uhlí ve fluidních kotlích uhelných elektráren, které probíhá v rozmezí teplot od 700°C do 900°C. Jemně mleté uhlí se v proudu vzduchu a ve vhodně zvoleném spalovacím prostoru chová jako vroucí kapalina. Výhodou je, že proces hoření je velmi rychlý a poměrně snadno regulovatelný. Schéma atmosférického fluidního kotle ukazuje Obrázek 6.



Obrázek 6 Schéma atmosférického fluidního kotle; (1) zásobník uhlí, (2) zásobník vápence, (3) mlýn na uhlí, (4) fluidní lože, (5) parní buben, (6) vyrobená pára, (7) voda pro výrobu páry, (8) cyklon, (9) výpusť hrubé ložového popele, (10) výpusť jemného ložového popele, (11) ventilátor ke vhánění létavého popílku, (12) spalinový ventilátor, (13) textilní filtry, (14) komín.

4.4. Separace fází

Zařízení navržená na separaci fází z disperzí G-S pracují na principech gravitačního nebo odstředivého usazování (rozdíl hustot mezi pevnou a plynnou fází je ještě markantnější než u disperzí L-S), nebo na elektrostatických principech (elektrostatické filtry). Tato zařízení v chemické technologii plní nezřídka roli ekologické koncovky, Hocking (2005).

Bubnové sušárny a bubnové pece jsou velmi využívaná zařízení při výrobě anorganických pigmentů (Buxbaum a Pfaff, 2005) cementu a vápna (Taylor (1990), Škvára (1994)). Jde o válcová zařízení, rotující kolem osy uložena vodorovně s mírným sklonem. Materiál je přiváděn do horní části a rotací pece se přesýpá v proudu teplého vzduchu. Typická doba zdržení materiálu v sušárně při výrobě TiO_2 je při délce pece 70m přibližně 4 hodiny.

Speciálním případem jsou granulární toky v silech, Tejchman (2013), která jsou typickým skladovacím zařízením sypkých materiálů. Jsou zde významné interakce mezi jednotlivými částicemi, nebo částicemi a stěnou zařízení a vliv plynu vyplňujícího meziprostor je prakticky zanedbatelný.

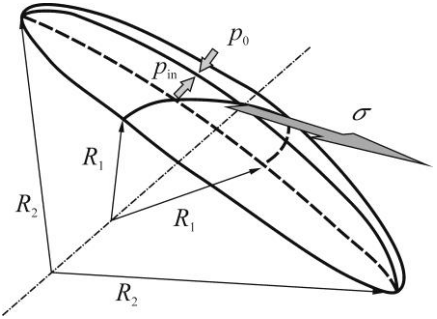
5. DISPERZE PLYN-KAPALINA (G-L)

Disperze plyn - kapalina jsou v technické praxi využívány poměrně dlouho a hojně především z důvodu snadné manipulace. Prvním technickým řešením využívajícím G-L soustavu byl v polovině 18. století vynález parního stroje, který využíval principu kondenzace vodní páry ve válci a využití vznikajícího podtlaku k čerpání studené vody. Díky tomuto inženýrskému přístupu jsou jevy jako var a kondenzace poměrně dobře zvládnuty, zvláště pak v energetice (parní turbína, kavitace). V chemických technologiích jde o aplikace v bioreaktorech, hydrogenačních reaktorech, metalurgii roztavených kovů, v procesech absorpce a stripování.

5.1. Klasifikace a vytváření

Disperze plyn kapalina můžeme v zásadě rozdělit do tří skupin. První z nich jsou ***probublávané vrstvy***, kdy je ve spojité kapalině dispergován plyn v podobě bublin. Aplikace probublávaných vrstev nalezneme u procesů absorpce nebo v kombinaci s pevnou fází v bioreaktorech. Druhou skupinu představují ***spreje a sprchy,*** kdy je do spojitého plynu dispergována kapalina v podobě kapek. Analogicky může být dispergována kapalina do jiné nemísitelné kapaliny, kde vytvoří také dvoufázovou disperzi označovanou ***emulze***. Rozprašovací sušárny, systémy vstřikování paliva ve spalovacích motorech nebo sprchové absorpční věže jsou jedny z typických aplikací. Třetí skupinou jsou ***stratifikované toky***, vyskytující se například při souproudém nebo protiproudém proudění plynu a kapaliny vrstvou výplně. Toto uspořádání je úzce propojeno s varem kapaliny a kondenzací jejich par. Využití nalézá v procesu destilace nebo rektifikace všeho druhu a také při procesech absorpce. Z výčtu je zřejmé, že hlavní aplikační pole disperzí G-L je v tzv. difuzně separačních procesech, jejichž principy jsou přehledně shrnuty například zde: McCabe a kol (2005), Sinaiski a Lapiga (2007), Perry a kol. (2008), Seader a kol. (2011), Wankat (2012).

Na rozdíl od vytváření disperzí L-S a G-S, kde hrají primární roli vlivy gravitace (u malých částic také elektrochemické) je u vytváření disperzí G-L nutno navíc překonat vliv povrchového napětí, což je tečná síla, působící ve směru fázového rozhraní na rozhraní jednotkové délky. Podmínka mechanické rovnováhy na zakřiveném fázovém rozhraní udává, že rozdíl tlaků na vnitřní straně p_{in} (konkávní) a vnější straně p_0 (konvexní) straně rozhraní (Obrázek 7) je funkcí zakřivení fázového rozhraní (R_1, R_2 jsou hlavní poloměry křivosti) a mezifázového napětí σ:



Obrázek 7 Mechanická rovnováha na zakřiveném fázovém rozhraní

Podmínku mechanické rovnováhy na zakřiveném povrchu vyjadřuje Laplaceova-Youngova rovnice

$$p_{in} - p_0 = \sigma\left(\frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2}\right). \tag{5}$$

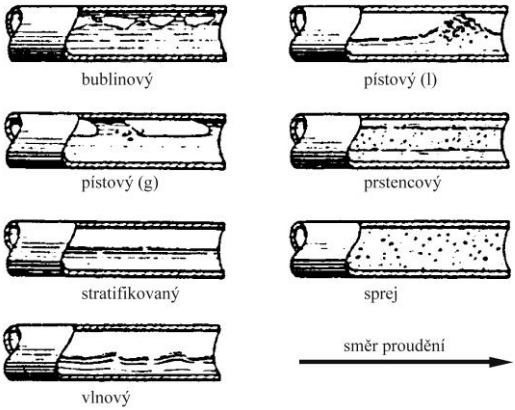
pro kulovité rozhraní, kdy R_1=R_2=r, má Laplaceova-Youngova rovnice tvar p_{in}-p_0=2σ/r. Pro rozhraní válcová R_1= r R_2= ∞, má pak tvar p_{in}-p_0=σ/r.

Výslednice sil působících na fázovém rozhraní směřuje dovnitř v důsledku působení povrchového napětí, což vede k minimalizaci objemu až na stabilnější (kulový) tvar, Wichterle (1997). Pro praxi z toho vyplývají následující důsledky, vytváření malých bublin a kapek je dosti obtížné a je třeba kromě malých průměrů otvorů, ze kterých se bubliny generují použít také velmi vysoké rychlosti proudění plynu. Speciální případy jsou trysky vytvářející jemné disperze označované jako „milky flows“. Tak jak je vytváření malých bublin obtížné, je jejich separace ještě obtížnější. Vyplouvání je velmi pomalé, protože jsou malé a jejich tvar je stabilní, prakticky nepodléhají koalescenci, která rozdělení fází urychluje. Nestačí-li takováto bublinka vedle velkých bublin zkoaleskovat během postupu k hladině, může být potom stahována cirkulující kapalinou dolů a zůstat

v kapalině uvězněna. Tato situace nastává běžně při potlačení koalescence přídavkem elektrolytu. Zejména tehdy, když se bubliny mohou vrátit do zóny druhotného štěpení s vyšší smykovou rychlostí například v okolí rozdělovače nebo případně v blízkosti míchadla. Zde jsou malé bublinky ještě zmenšovány na zákal, typický pro kapaliny s přídavkem elektrolytu. Cirkulující mikrobublinky se odlišují od velkých bublin a je třeba je chápat odděleně. Mají sice podstatně větší dobu setrvání ve vsádce, při malém celkovém objemu a nízkém součiniteli přestupu hmoty je v některých situacích můžeme ignorovat.

5.2. Doprava

Doprava disperzí G-L v potrubí je výrazně závislá na jeho topologii. Při proudění horizontálním potrubím se plynná fáze postupně odsazuje v horní části trubky a kapalina vespod. Při proudění vertikálním potrubím mají bubliny tendenci shlukovat se kolem osy trubky a kapalina kolem stěn. V literatuře je popsáno několik režimů proudění disperzí G-L v potrubí, Obrázek 8, u kterých přechody z větší části závisí na subjektivním pocitu pozorovatele, protože jejich objektivní detekce například změnou tlaku je poměrně obtížná, Crowe a kol. (1997), Crowe (2006), Perry a kol (2008).



Obrázek 8 Režimy proudění soustav kapalina-plyn v horizontálním potrubí podle (Alves, 1954)

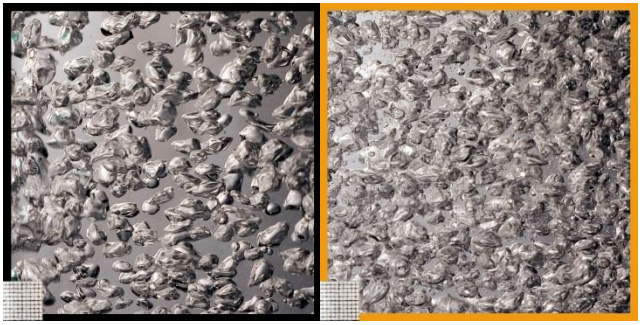
6. VÝZKUM APARÁTŮ S PROBUBLÁVANOU KAPALINOU

6.1. Škálový přístup

Škálový přístup ke studiu dvoufázových toků a aparátů, ve kterých se vyskytují, umožňuje postupné uplatnění teoretických poznatků získaných detailní studiem chování jednotlivce (kapky, bubliny, částice) na popis chování širšího souboru. Tento postup umožňuje získat základní data pro korelace složitých dějů z jednoduchých dobře definovaných laboratorních experimentů. Korelace jsou pak využity pro návrh celých zařízení. Přesun od mikroměřítka (jednotlivé částice, bubliny či kapky) přes měřítko střední (skupiny částic, bublin či kapek a jejich interakce) až k makroměřítku (sledování integrálních veličin v aparátech (koncentrace, zádrž fáze, postupná rychlost fáze, atp.)) poskytuje také širokou věcnou oporu pro stále častěji využívané simulace procesů a technologií rozličnými prostředky výpočetní techniky (CFD, ChemCad, Aspen, atp.).

6.2. Probublávaná vrstva

Z pohledu chemického inženýra se v některých případech probublávaná vrstva chová jako pseudokontinuum. Jde zejména o případy homogenní probublávané vrstvy, kdy jsou v objemu kapaliny přítomny bubliny přibližně stejné velikosti a vyplouvají stejnou postupnou rychlostí. Při studiu probublávaných vrstev se zabýváme problémy souvisejícími právě s distribucí velikosti bublin, stabilitou režimu proudění, zádrží plynu v kapalině, celkovou mezifázovou plochou, atp. Tyto parametry výrazně ovlivňují procesy sdílení hmoty i tepla. Ilustraci probublávané vrstvy ukazuje Obrázek 9



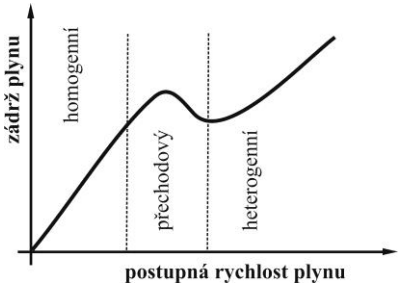
Obrázek 9 Příklad probublávané vrstvy (vzduch/voda, vzduch/1M roztok $CaCl_2$ ve vodě).

Probublávané vrstvy se dlouhodobě objevují v řadě chemických technologií. V poslední době se do popředí zájmu dostávají biotechnologie, kde se v probublávaných vrstvách odehrávají klíčové procesy aerobní fermentace. Při vysokých zádržích plynu, běžně i přes 10% objemových plynu, se bubliny vzájemně ovlivňují, srážejí se a koaleskují a opět štěpí. Při rychlosti postupu větších bublin vzduchu okolo 25 cm/s ve vodném prostředí se stačí ve sloupci rychle ustálit distribuce bublin se středem okolo ekvivalentního průměru d_P asi 7 mm. Experimentální vyšetřování takovéhoto systému je odkázáno na větší poloprovozní stanice, protože vliv stěn přestává být dominantní až pro sloupce o průměru 150 mm a k ustálení velikosti bublin je vhodné ponechat výšku řádově 1 m. Ve větších pokusných zařízeních je obtížné pracovat s drahými, jedovatými nebo agresivními kapalinami, takže vliv povrchového napětí, které se na rozdíl od např. viskozity nedá měnit řádově, lze z experimentů analyzovat jen stěží a většina experimentálních dat je publikována pro systémy voda vzduch nebo velmi podobné, Kaštánek a kol. (1993), Mudde (2005).

Za podstatnější než vliv mezifázového napětí se v probublávané vrstvě pokládá vliv povrchově aktivních činidel, který má některé až příliš zřejmé projevy. Stopy nečistot mají výrazný vliv na tvorbu pěny, ale například u stop oleje ve vodě i na její rozbíjení (na tom jsou založeny odpěňovací "antifoam" přísady).

V probublávaných kolonách mohou nastat dva základní režimy proudění a to homogenní a heterogenní. Za určitých podmínek, které souvisejí s rozměrem reaktoru, typem rozdělovače plynu a vlastnostmi obou fází můžeme dosáhnout obou režimů na stejném zařízení, Dankwerts (1970), Joshi a Lali, (1984), Chisti (1989), Kaštánek a kol., (1993). Tyto režimy se liší jak v hydrodynamice, tak i ve vlastnostech přenosových jevů. ***Homogenní režim*** je charakteristický uniformní (homogenní) velikostí bublin, u kterých nedochází ke koalescenci ani ke štěpení bublin. V poli bublin se vyskytuje jen minimální cirkulační rychlost kapaliny a bubliny postupují vzhůru jako souvislá vrstva. Vznik tohoto homogenního pole bublin je zcela podřízeno typu a tvaru rozdělovače plynu a fyzikálně-chemickým vlastnostem systému kapalina-plyn. ***Heterogenní režim*** je charakteristický širokou distribucí velikosti bublin. Část procházejícího plynu, která vzrůstá s rostoucí rychlostí plynu, prochází skrz pole bublin ve formě rychle stoupajících skupin velkých bublin. Cirkulace kapalné fáze (turbulence) vyvolaná průchodem těchto velkých bublin je asi 1-2 krát vyšší než mimovrstvová (postupná) rychlost kapaliny. Velikost vírů turbulence je úměrná průměru reaktoru. Zahradník a kol. (1997) naznačil projev jednotlivých dvoufázových režimů toku na zádrž plynu v reaktorech, viz

Obrázek 10. V nedávné době pak Růžička a kol. (2001) charakterizovali vliv geometrických parametrů probublávané kolony, vliv viskozity, Mena a kol. (2005), a vliv povrchově aktivních látek, Růžička, Večeř a kol. (2008), na stabilitu homogenního režimu.



Obrázek 10 Rozdělení režimů vícefázového toku dle zádrže plynu v reaktoru v závislosti na postupné rychlosti plynu.

Rychlost plynu u v probublávané vrstvě závisí na zádrži plynu e. Klasická formulace provedena na sedimentačních datech je obecně použitelná pro všechny homogenní disperze, Richardson–Zaki (1954)

$$u(e) = u_0(1-e)^p. \tag{6}$$

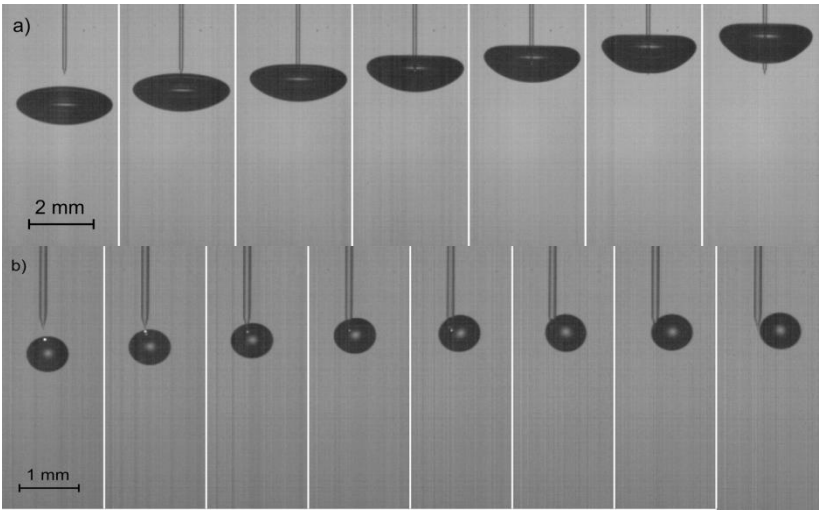
Jsou zde dva empirické parametry: u_0 má význam terminální rychlosti vyplouvání bublin a p vyjadřuje sílu hindrance efektu. Parametr p závisí na vlastnostech disperze a jeho hodnota pro systém voda/vzduch je přibližně 1.2. Pro plynokapalinové disperze v homogenním režimu odvodil Růžička následující formulaci

$$u(e) = u_0\left(\frac{ae}{1-e}\right). \tag{7}$$

Parametry u_0 a lze získat z experimentálních dat linearizací rovnice (8), Růžička, Večeř a kol. (2008).

Koherentní struktury vytvářené při heterogenním režimu proudění jsou obtížně detekovatelné. Vizualizace selhává, neboť jde o koncentrované toky, do kterých „není vidět“. Využití zde nachází alternativní metody, kdy jednou z nich je optická sonda. Jde o techniku založenou na principu detekce fáze s rozdílným indexem lomu světla. Světlo je vedeno optickým vláknem do disperze, kde se v případě, že je konec vlákna v kapalině pohltí a v případě, že je konec vlákna v plynu, odrazí zpět do vlákna. Odražené světelné pulzy jsou detekovány a jsou z nich vyhodnocovány lokální parametry disperze (zádrž, rychlost proudění, směr proudění), (Cartellier

1992, Cartellier a Barrau 1998, Julia a kol. (2005), Vejražka, Večeř a kol. 2010). Ilustrace interakce bubliny vzduchu ve vodě s optickou sondou ukazuje Obrázek 11.



Obrázek 11 Záznam interakce bubliny ve vodě s optickou sondou.
a) bublina d_p = 2 mm, b) bublina d_p = 1mm, Vejražka, Večeř a kol. (2010).

6.3. Samostatná bublina

Teoretický základ pro popis kolektivního chování bublin v probublávané vrstvě poskytuje experimentální studium chování samostatné bubliny. Předmětem zájmu jsou zejména proces tvorby bublin, rychlost jejich vyplouvání, štěpení a koalescence. U těchto dějů se významně projevují kromě gravitace a setrvačných sil také síly povrchového napětí. Jejich účinek způsobuje, že pod zakřiveným mezifázovým povrchem je vyšší tlak, z čehož vyplývá, že pro vytvoření malých bublinek s velikostí pod 1mm je potřeba překonat relativně velké síly. Velikost bublin charakterizuje ekvivalentní průměr bubliny d_p definovaný následovně:

$$d_p = \left(6\frac{V_p}{\pi}\right)^{1/3} \quad . \tag{8}$$

Při vyplouvání bubliny ve stacionární kapalině se uplatňují tyto síly: setrvačná síla F_i, vazká síla F_μ, síla povrchových napětí F_σ a vztlaková síla F_b. Kombinací těchto sil lze získat několik bezrozměrných kritérií, která lze

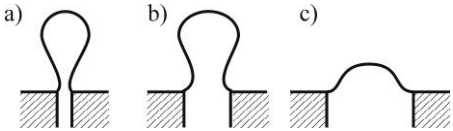
s výhodou uplatnit při inženýrském popisu chování vícefázového systému kapalina plyn.

$$Re = \frac{F_i}{F_\mu} = \frac{d_p\, u_p\, \rho}{\mu} \ . \tag{9}$$

$$Eo = \frac{F_b}{F_\sigma} = \frac{d_p^2\, \Delta\rho\, g}{\sigma} \ . \tag{10}$$

$$We = \frac{F_i}{F_\sigma} = \frac{d_p\, u_p^2\, \rho}{\sigma} \ . \tag{11}$$

$$Mo = \frac{F_b F_\mu^4}{F_\sigma^3 F_i^2} = \frac{g\, \mu_p^4\, \Delta\rho}{\rho^2\, \sigma^3} \ . \tag{12}$$



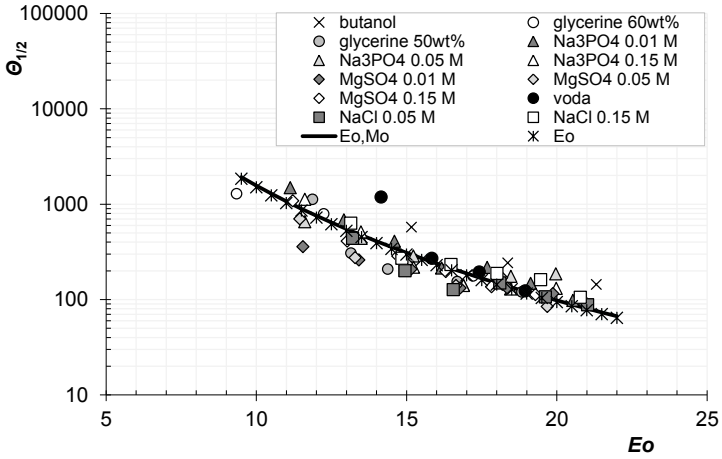
Obrázek 12 schématické znázornění tvorby bubliny na a) malém otvoru, b) otvoru střední velikosti, c) velkém otvoru.

Malé otvory jsou schopny generovat přibližně stejně velké bubliny jako otvory střední velikosti, viz Obrázek 12. Pokud chceme vytvářet bubliny malé, je nutné do procesu generace zapojit další síly, např. elektrostatiku, setrvačnost a podobně. Na velkých otvorech se generují velké bubliny, které ovšem mají jen omezenou délku života a pak podléhají štěpení na bubliny menší velikosti, které jsou již stabilní. Délka života velkých bublin vzduchu ve vodě s d_p větším než 10 mm je řádově v sekundách. Délka života bubliny s d_p kolem 1 mm je řádově v hodinách.

$$\Theta_{1/2} \equiv \frac{t_{1/2} \rho^{1/4} g^{3/4}}{\sigma^{1/4}} \ . \tag{13}$$

Bezrozměrný poločas rozpadu definovaný rovnicí (13) jde dobře korelovat na Eötvösově čísle (10), viz Obrázek 13,

$$\Theta_{1/2} = 1300 \left(\frac{10}{Eo}\right)^4 \ . \tag{14}$$



Obrázek 13 Poločas rozpadu bublin jako funkce Eötvösova čísla; experimentální data mocninová aproximace.

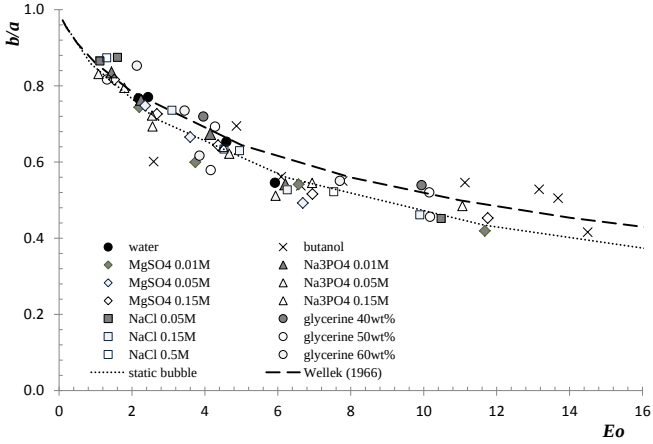
Tvar bublin

Při sledování vyplouvání samostatných bublin mohou tyto nabývat s ohledem na svůj objem, vlastnosti kapaliny a podmínky vyplouvání různých tvarů. V nízko vazkých kapalinách závisí především na poměru tíhových a povrchových sil, který reprezentuje Eötvösovo číslo. Pro případy, kdy $Eo < 1$ jsou charakteristické malé bublinky kulového tvaru. Pro případy, kdy $1 < Eo < 40$ se bubliny většího objemu deformují do tvaru zploštělého rotačního elipsoidu. Při vyšších Reynoldsových číslech $Re > 1000$ se tvar takových bublin začíná měnit na oscilující. V oblasti $Eo > 40$ se vyskytují bubliny tvaru kulové úseče (kaloty) se spodní částí rovnou nebo prohloubenou – konkrétní tvar závisí kromě hodnoty Eo také na Reynoldsově čísle. Velké bubliny ($Eo > 50$) nemají stabilní tvar a snadno se rozpadají na menší bubliny. Vliv viskozity kapaliny μ_L na tvar bubliny je v nízko vazkých kapalinách zanedbatelný, zejména při $Re > 400$.

$$b/a = \frac{1}{1 + 0.163 Eo^{0.757}} \ . \tag{15}$$

Tvar bublin střední velikosti lze dobře charakterizovat poměrem jejich poloos. V základní literatuře (Clift a kol. 2005) je doporučeno využít empirickou korelaci představenou Wellekem (Wellek a kol. (1966)), kdy se tvar bubliny koreluje s Eötvösovým číslem (15), viz Obrázek 14. Korelace

s Weberovým číslem nebo s Reynoldsovým číslem jsou vhodné pro systémy s blízkým povrchovým napětím resp. viskozitou.



Obrázek 14 Poměr poloos bubliny korelovaný s Eötvösovým číslem; tečkovaná čára odpovídá predikci modelu statické bubliny, čárkovaná čára odpovídá Wellekově korelaci, Večeř a kol. (2012).

Diskuze problematiky asimetrické deformace tvaru středně velkých bublin je probrána v práci Wichterle a kol. (2014).

Rychlost vyplouvání

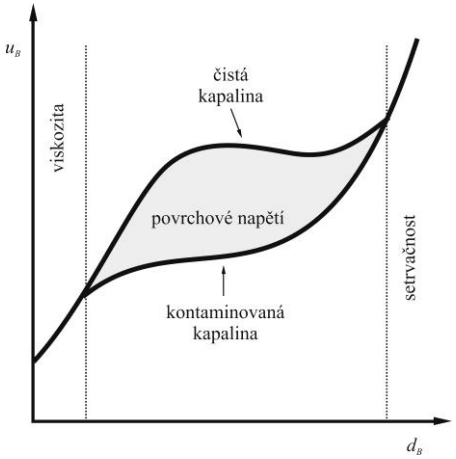
Obecně lze říct, že rychlost vyplouvání bubliny závisí na její velikosti a tvaru, hustotě plynu a kapaliny, viskozitě kapaliny a na mezifázovém napětí. Základem je Stokesovo řešení pohybových rovnic pro pádovou rychlost tuhé koule s podmínkou ulpívání na stěně (16), (Stokes 1851). Řešení platí pro kulové částice do průměru 2mm pohybující se v polárních kapalinách

$$u = \frac{1}{18}\frac{\rho_l - \rho_g}{\mu} g d^2. \tag{16}$$

Problémy kulových bublin v nepolárních čistých kapalinách se zohledněním setrvačných efektů pro velikosti menší než 2mm popsali Hadamard a Rybczynski (17) (Hadamard 1911 a Rybczynski 1911)

$$u = \frac{1}{18}\frac{\rho_l - \rho_g}{\mu} g d^2 \left[\frac{3\mu_l + 3\mu_g}{2\mu_l + 3\mu_g}\right]. \tag{17}$$

Rovnice (17) předpovídá vyšší rychlosti vyplouvání než Stokesovo řešení přibližně o 50% (faktor zohledňující viskozitu fází je pro systém voda vzduch 1.49). Jde o predikci vyplouvání bubliny s mobilním povrchem, tedy vyplouvající v superčistých podmínkách. Reálně se i stopové množství nečistot zachytí na povrchu, který se tak imobilizuje a hodnoty rychlosti se oproti predikci sníží. Experimenty v superčistých podmínkách jsou dosti náročné, proto je dosažení asymptoty čistých povrchů někdy sporné.



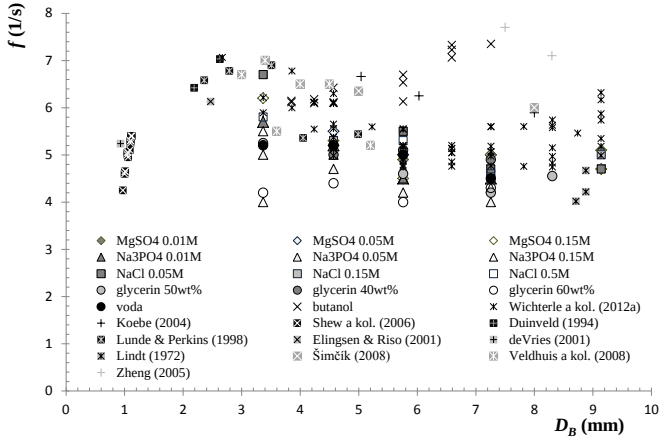
Obrázek 15 Kvalitativní trendy závislosti rychlosti vyplouvání na průměru bubliny, převzato z Clift a kol. (2005).

Obecně rozeznáváme tři režimy, kdy rychlost vyplouvání bubliny dané velikosti a tvaru ovlivňují postupně viskozita, povrchové napětí a setrvačnost. Schematické znázornění těchto vlivů ukazuje Obrázek 15. Pro malé bubliny je řídícím parametrem viskozita. Pro bubliny střední velikosti hraje významnou roli povrchové napětí a rozdíl ve tvaru závislosti rychlosti vyplouvání bubliny na její velikosti způsobuje již malá přítomnost povrchově aktivní látky. Mluvíme zde o tzv. čistých a kontaminovaných kapalinách. Vyplouvání velkých bublin je řízeno zcela setrvačnými silami a příspěvek viskozity a povrchového napětí je minimální. Stagnace rychlosti v režimu povrchového napětí je způsobena výraznou změnou tvaru bublin s rostoucím objemem a jejich orientaci ke směru vyplouvání.

Trajektorie vyplouvání

Obecně se s rostoucí velikostí vyplouvající bubliny tvar trajektorie mění z módu přímočarého přes mód spirálový do módu cik-cak. Kvalitativní

popis trajektorie vyplouvání je možné provést také na základě charakteru jejího půdorysného průmětu. Zde lze předpokládat, že v režimech vyplouvání, kdy trajektorie postupně přechází ze šroubovice do módu cik-cak se budou měnit poloosy půdorysného průmětu trajektorie postupně od stavu, kdy jsou si rovny, do stavu, kdy hlavní poloosa je násobně větší než poloosa vedlejší. Oscilace trajektorie jsou poměrně pravidelné. Nástroje statistiky umožňují nalézt jejich charakteristickou frekvenci.



Obrázek 16 Frekvence oscilací bubliny jako funkce velikosti bubliny.

Porovnání výsledků autokorelace různých veličin ukazuje, že existuje jediná charakteristická frekvence sledovaného děje. Jak ukazuje Obrázek 16, frekvence oscilací závisí na velikosti vyplouvající bubliny. Porovnání s daty dostupnými v literatuře ukazuje dobrou shodu.

Shrnutí

Ze znalosti chování samostatně vyplouvající bubliny v kapalině specifických vlastností lze vyvodit důsledky pro chování homogenní probublávané vrstvy. S rostoucí velikostí bublin se zvyšuje rychlost jejich vyplouvání a nastávají oscilace její trajektorie. To v kolektivu vede k vytváření shluků bublin, které se ve vrstvě pohybují výrazně rychleji a tím narušují její homogenitu.

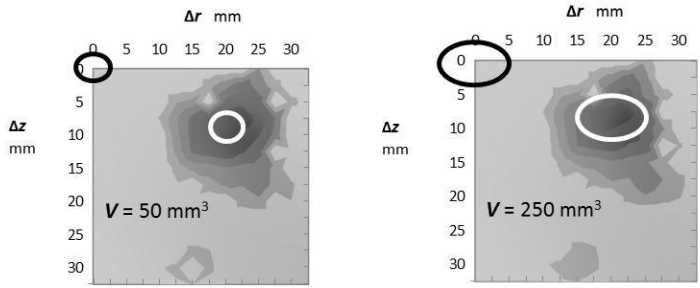
6.4. Skupina bublin

Sledování vyplouvání dvojice bublin stejné velikosti ukazuje, že bubliny se při malé vzdálenosti přestávají chovat nezávisle. Jak u malých bublin

kulovitého tvaru, tak i u nejběžnějších elipsoidálních bublin ke srážkám prakticky nedochází. Toto lze dokumentovat zobrazením experimentálně nalezené hustoty pravděpodobnosti vzájemné polohy dvojice bublin pro bubliny o objemech 50 a 200 mm^3 vyplouvající ve vodě, Obrázek 17.

Takovéto chování vyplouvajících bublin lze vysvětlit vznikem vírů kolem pohybující se bubliny. V pořadí druhá bublina je vždy vytlačována z oblasti úplavu. Vznik vláčku za sebou plujících bublin je tedy dosti nepravděpodobný. Nejobvyklejší pozorovanou situací je paralelní poloha bublin ve stejné výšce. Paralelně stoupající bubliny si stále udržují kolébání a cik-cak trajektorii, přičemž ve dvojici je oscilace zfázována, aniž dochází ke srážkám.

Mapy pravděpodobnosti výskytu různých vzájemných vzdáleností ukazují, že existuje jistý rozdíl mezi menšími a většími bublinami. Společným znakem je to, že bubliny prakticky nikdy netvoří „vláček“ v poloze jedna přední, druhá zadní v zákrytu. Oblast úplavu můžeme označit za zakázanou oblast. Nicméně je patrná jistá periodicita, zřejmě je bublina vynášena z úplavu tam, kde je kapalina v úplavu unášena s přední bublinou nahoru. Bublina, která se tam přiblíží, je pravděpodobně uvedena do rotace a vzniklý drift ji vynese ven z úplavu. Tam, kde je vzestupný vír v úplavu vystřídán zónou s nižší vzestupnou rychlostí se zvyšuje pravděpodobnost hlubšího vniknutí bubliny k úplavu.



Obrázek 17 Frekvence vzájemného výskytu dvojice bublin 50 mm^3 (vlevo) a 250 mm^3 (vpravo)ve vodě. Souřadnice v mm jsou vztaženy ke středu polohy té bubliny, která je momentálně výše ve směru stoupání. Tmavě je vyznačena nejčastější frekvence polohy dvojice. Elipsami jsou znázorněny rozměry bublin – druhá bublina je umístěna do bodu nejčastějšího výskytu.

Statistické zpracování záznamu stoupání dvojice blízko umístěných bublin stejné velikosti ukazuje, že preferenční poloha je paralelní.

Další pravděpodobnější polohy se objevují vedle úplavu, periodicky zřejmě v souvislosti s orientací rotace víru v úplavu, avšak úplav sám je zakázanou oblastí, Wichterle a kol. (2007) a Wichterle a kol (2008), Večeř a kol. (2013). Vysoká pravděpodobnost seřazení dvojice bublin vedle sebe je v souladu s numerickými studiemi Tomiyamy (Tomiyama a kol. 1998) a zvyšuje se pro větší rozměry bubliny.

7. ZÁVĚR

Přestože jsou vícefázové soustavy velmi využívané, stále existuje mnoho otázek, které je nutné zodpovědět. Škálový přístup se jeví jako vhodný nástroj pro podporu intuice inženýrských korelací v případech, kdy lze tezi snadno experimentálně ověřit na jednotlivci nebo menší skupině. Současná úroveň znalostí je již taková, že umožňuje návrh velkokapacitních zařízení. Příkladem mohou být bioreaktory s objemy řádově od jednotek po stovky m^2. Nebo kyslíkové konvertory na výrobu oceli s běžnou vsázkou surového železa 150-200 tun.

Tabulka 2 Srovnání provozních parametrů bioreaktoru a kyslíkového konvertoru

	bioreaktor	konvertor
Q_g/min/$V_{vsádky}$	0.1 - 1	10 - 250
Mimovrstvová rychlost plynu (m/s)	0.01-0.1	0.1 – 1.5
Mechanický příkon (kW)	0.1-2	20-100

V průmyslových zařízeních probíhají vícefázové procesy s velkým množstvím materiálu, což klade vysoké nároky na spotřebu energie a to jak mechanické tak tepelné. Prohloubení porozumění klíčových dějů probíhajících v těchto aparátech může výrazně přispět k jejich racionalizaci.

Symboly

α_s	objemový zlomek pevné fáze	(-)
μ	dynamická viskozita	(Pa.s)
$[\mu]$	limitní viskozitní číslo	
n	index toku	
K	koeficient konzistence	($Pa.s^n$)
τ	smykové napětí	(Pa)
γ	smyková rychlost	(s^{-1})
τ_y	mez toku	(Pa)
μ_∞	horní limitní viskozita	(Pa.s)
p	tlak	(Pa)
R	poloměr křivosti	(m)
σ	povrchové napětí	($N.m^{-1}$)
u	rychlost bubliny	($m\ s^{-1}$)
e	zádrž plynu	(-)
a	hindrance faktor	(-)
d	průměr	(m)
V	objem	(m^3)
F	síla	(N)
Re	Reynoldsovo číslo	(-)
Eo	Eötvösovo číslo	(-)
We	Weberovo číslo	(-)
Mo	Mortonovo číslo	(-)
g	gravitační zrychlení	($m.s^{-2}$)
b/a	poměr vedlejší a hlavní poloose bubliny	(-)
f	frekvence oscilací	(s^{-1})
Q	objemový průtok	($m^3.s^{-1}$)

indexy

l	kapalina
g	plyn
m	směs
p	částice
B	bublina
i	setrvačnost
b	vztlak
μ	viskozita
σ	povrchové napětí

Literatura

Abulnaga BE. (2002) *Slurry systems handbook*. New York; McGraw-Hill.

Alves G. (1954) *Concurrent liquid–gas flow in a pipe-line contactor*. Chem. Eng. Prog. 50, 449–456.

Amjad Z. (2010) *The science and technology of industrial water treatment*. Boca Raton, FL, CRC Press.

Barnes HA. (1981) *Dispersion rheology: 1980.* Royal Society of Chemistry, Industrial Division, London.

Barnes HA. (1995) *A review of the slip (wall depletion) of polymer solutions, emulsions, and particle suspensions in viscometers: its cause, character, and cure.* Journal of Non-Newtonian Fluid Mech., 56, 221-251.

Barnes HA. (2000) *A Handbook of Elementary Rheology.* University of Wales, Institute of Non-Newtonian Fluid Mechanics, Aberystwyth.

Barnes HA., Hutton JF., Walters K. (1989) *An Introduction to Rheology.* Elsevier, Amsterdam.

Buxbaum G., Pfaff G. (2005). *Industrial inorganic pigments.* Weinheim, Wiley-VCH.

Cartellier A. (1992) *Simultaneous void fraction measurement, bubble velocity, and size estimate using a single optical probe in gas-liquid two-phase flows*. Rev. Sci. Instrum. 63, 5442–5453.

Cartellier A., Barrau E., (1998). *Monofiber optical probes for gas detection and gas velocity measurements: conical probes*. Int. J. Multiphase Flow 24, 1265–1294.

Chisti MY. (1989) *Airlift bioreactors.* New York: Elsevier Applied Science.

Clift R., Grace JR., Weber ME. (2005) *Bubbles, Drops and Particles.* Dover Publications, New York.

Coulson JM., Richardson JF. (1999) *Coulson & Richardson's chemical engineering*. Oxford, Butterworth-Heinemann.

Coussot P. (2005). *Rheometry of Pastes, Suspensions, and Granular Materials - Application in Industry and Enviroment*. New Jersey, John Wiley &Sons, inc.

Crowe CT. (2006) *Multiphase flow handbook.* Boca Raton, CRC Press.

Dankwerts PV. (1970) *Gas-liquid reactions*. NY, McGraw-Hill.

De Vries AWG. (2001), *Path and wake of a rising bubble*. Ph.D. theses. TU Twente, The Netherlands.

Duineveld PC. (1994) *Bouncing and coalescence of two bubbles in water*. Ph.D. thesis, University of Twente, The Netherlands.

Einstein A. (1906) *Eine neue Bestimmung der Molekuldimension*. Ann. Physik, 19, 289-306.

Einstein A. (1911) *Berichtigung zu meiner Arbeit: Eine neue Bestimmung der Molekuldimension*. Ann. Physik, 34, 591-592.

Ellingsen K., Risso F. (2001) *On the rise of an ellipsoidal bubble in water: oscillatory paths and liquid-induced velocity*. J. Fluid Mech. 440, 235–268.

Fan LS. (1989) *Gas-liquid-solid fluidization engineering*. Boston, Butterworths.

Fan LS., Zhu Ch. (1998) *Principles of gas-solid flows.* NY, Cambridge University Press.

Farris RJ. (1968) *Prediction of the viscosity of multimodal suspensions from unimodal viscosity data.* Transaction of the Society of Rheology, 12, 281-301.

Feda J. (1977) *Základy mechaniky partikulárních látek*. Praha, Academia.

Fogler HS. (2006) *Elements of chemical reaction engineering.* Upper Saddle River, NJ, Prentice Hall PTR.

Froment G., Bischoff KB. (1990) *Chemical Reactor Analysis and Design.* New York, John Wiley & Sons.

Hadamard JS. (1911) *Mouvement permanent lent d'une sphere liquide et visqueuse dans un liquide visqueux*. Comptes Rendus de l'Académie des Sciences. 152, 1735–1738.

Hanika J. (1997) *Vícefázové reaktory*. skripta VŠCHT Praha.

Happel J., Brenner H. (1965) *Low Reynolds Number Hydrodynamics.* Englewood Cliffs, NJ, Prentice-Hall.

Hocking MB. (2005) *Handbook of chemical technology and pollution control*. San Diego, Academic.

Hunter RJ. (1981) *Zeta Potential in Colloid Science: Principles and Applications.* London, Academic Press Inc.

Hunter RJ. (1993) *Introduction to Modern Colloid Science*. NY, Oxford University Press Inc.

Joshi JB., Lali AM. (1984) *Velocity-hold up relationship in multiphase contactors-a unified approach. In L. K. Doraiswamy, & R. A. Mashelkar (Eds.), Frontier in chemical engineering, Vol. 1 (pp. 314–329).* New Delhi, Wiley.

Julia JE., Harteveld WK., Mudde RF., Van den Akker HEA. (2005) *On the accuracyof the void fraction measurements using optical probes in bubbly flows*. Rev.Sci. Instrum. 76, 035103.

Kaštánek F., Zahradník J., Kratochvíl J., Čermák J.(1993) *Chemical Reactors for. Gas-Liquid Systems*. Academia, Praha.

Koebe M. (2004) *Numerische Simulation aufsteigender Blasen mit und ohne Stoffaustausch mittels der Volume of Fluid Methode*. Ph.D. thesis, University of Paderborn, Germany.

Krieger IM., Dougherty TJ. (1959) *A mechanism for non-Newtonian flow in suspensions of rigid spheres*. Transaction of the Society of Rheology, 3, 137-152.

Levy A., Kalman H. (2001) *Handbook of conveying and handling of particulate solids*. NY, Elsevier.

Li NN. (2008) *Advanced membrane technology and applications*. Hoboken, N.J., Wiley.

Lindt JT. (1972) *On the periodic nature of the drag of a rising bubble*. Chemical Enginering Science. 27, 1775–1781.

Lunde K., Perkins RJ. (1998) *Shape oscillations of rising bubbles*. Appl. Sci. Res. 58, 387–408.

McCabe WL., Smith JC. Harriott P. (2005) *Unit operations of chemical engineering*. NY, McGraw-Hill.

Mena PC., Ruzicka MC. Rocha FA. Teixeira JA. Drahos J. (2005) *Effect of solids on homogeneous-heterogeneous flow regime transition in bubble columns.* Chemical Engineering Science. 60(22), 6013-6026.

Mudde RF. (2005) *Gravity-driven bubbly flows.* Annual Review of Fluid Mechanics. 37,393-423.

Perry RH., Green DW. (2008) *Perry's chemical engineers' handbook*. NY, McGraw-Hill.

Probstein RF., Sengun M.Z. (1987) *Dense slurry rheology with application to coal slurries*, Physico-Chem. Hydrodyn. J., 8, 299–313.

Rao KK., Nott PR. (2008) *An introduction to granular flow*. Cambridge, New York, Cambridge University Press.

Richardson JF., Zaki WN. (1954) *Sedimentation and fluidization: part I.* Transactions of the Institution of Chemical Engineers 32, 35–53.

Ruzicka M., Vecer M., Orvalho S.P., Drahos J. (2008) *Effect of Surfactant on Homogeneous Regime Stability in Bubble Column.* Chemical Engineering Science 63(4), 951-967.

Ruzicka MC., Drahos J., Fialova M., Thomas NH. (2001) *Effect of bubble column dimensions on flow regime transition*. Chemical Engineering Science. 56(21-22), 6117-6124.

Rybczynski W. (1911) *On the translatory of a fluid sphere in a viscous medium.* Bulletin of the Academy of Sciences, Cracow, Series A, 40–46.

Seader JD., Henley EJ., Roper DK. (2011) *Separation process principles: chemical and biochemical operations*. NY, JohnWiley & Sons.

Šesták J., Žitný R., Houška M. (1990) *Dynamika tixotropních kapalin.* Academia, Praha.

Shew, W. L., Poncet, S., Pinton, J. F. (2006). *Force measurements on rising bubbles*. Journal of Fluid Mechanics. 569: 51-60.

Sinaiski EG., Lapiga EJ. (2007) *Separation of Multiphase, Multicomponent Systems* Weinheim, WILEY-VCH Verlag GmbH & Co.

Škvára F. (1994) *Technologie anorganických pojiv I. Část 1: Hydraulické maltoviny, cementy.* Ústav skla a keramiky VŠCHT, Praha.

Stoessel F. (2008) *Thermal safety of chemical processes: risk assessment and process design.* Weinheim, Wiley-VCH.

Stokes GG., (1851) *On the effect of the internal friction of fluids on the motion of pendulums*. Trans Cambridge Phi Soc. 9, 8.

Taylor HFW. (1990) *Cement Chemistry*. Academic Press, San Diego.

Tejchman J. (2013) *Confined Granular Flow in Silos - Experimental and Numerical Investigations*. New York, Springer.

Tomiyama A., Kataoka I., Zun I., Sakaguchi T. (1998) *Drag Coefficients of Single Bubbles under Normal and Micro Gravity Conditions*. JSME International Journal. Ser. B, 41, 2, 473-479.

Ulbrecht J., Mitschka P. (1965) *Chemické inženýrství nenewtonských kapalin.* NČSAV, Praha.

Večeř M. (2004) *Experimentální studium zdánlivého skluzu při stěně*. Disertační práce, VŠCHT Praha.

Večeř M., Pospíšil J. (2012) *Stability and rheology of aqueous suspensions.* Procedia Engineering, 42, 1720-1725.

Večeř M., Raška M., Wichterle K. (2013) *Statistic evaluation of the respective position of a pair of rising bubbles.* SSCHE13 — 40th International Conference of SSCHE May 27 - 31, 2013, Tatranské Matliare, Slovak Republic.

Večeř, M., Lestinsky, P., Wichterle, K., Ruzicka M. C. (2012) *On Bubble Rising in Countercurrent Flow*. International Journal of Chemical Reactor

Engineering. Volume 10, Issue 1, Pages –, ISSN (Online) 1542-6580, DOI: 10.1515/1542-6580.2995, May 2012.

Veldhuis C. Biesheuvel A., Van Wijngaarden L. (2008) *Shape oscillations on bubbles rising in clean and in tap water*. Phys. Fluids. 20, preprint 040705.

Wankat P. (2012) *Separation process engineering: includes mass transfer analysis*. NY, Prentice Hall.

Wein O. *Úvod do reologie.* Skripta VUT Brno, Brno 1996.

Wein O., Tovchigrechko VV. (1992) *Rotational rheometry under presence of apparent wall slip effects.* Journal of Rheology, 36, 821-844.

Wein O., Večeř M., Tovčigrečko V. (2006) AWS *Rotational Viscometry of Polysaccharide Solutions Using a Novel KK Sensor*. J. Non-Newtonian Fluid Mech. 139(1-2), 135-152.

Wellek LY., Agrawal AK., Skelland AHP. (1966) *Shape of liquid drops moving in liquid media.* AICHE Journal. 12, 854-862.

Wichterle K. (1997) *Povrchové/mezifázové napětí v hydrostatice a hydrodynamice.* Praha, ČSCHI, Maprint.

Wichterle K., Raška P., Smutná K., Večeř M. (2007) *Interakce stoupajících bublin shodného objemu.* 54. konference CHISA 2007, ISBN 80-86059-47-2, [sborník souhrnů a CDROM] Čs. spol.chem.inž., Praha.

Wichterle K., Raška P., Večeř M., Ruzicka MC. (2008*) Self-organization of a group of rising bubbles.* 18th Congress CHISA, ISBN 978-80-02-02050-9 [Summaries 3 p. 795, CDROM, H3.3], Proc. Eng. Publisher, Prague.

Wichterle K., Večeř M., Růžička M.C. (2014) *Asymmetric deformation of bubble shape – cause or effect of vortex shedding?* Chemical Papers 68 (1) 74–79.

Wichterle K., Wichterlová J., Kulhánková, L. (2005) *Breakup of bubbles rising in liquids of low- and moderate – viscosity*. Chemical Engineering Communication. 192, 550- 556.

Yang WC. (2003). *Handbook of fluidization and fluid-particle systems.* New York, Marcel Dekker.

Zahradník J., Fialová M., Růžička M., Drahoš J., Kaštánek F., Thomas NH. (1997) *Duality of the gas-liquid flow regime in bubble column reactors.* Chemical Engineering Science. 52, 3811-3826.

Ing. Marek Večeř, Ph.D	
Místo a datum narození:	v Ostravě 22. dubna 1976
Vzdělání:	
1999 – 2004	Vysoká škola chemicko–technologická v Praze, Fakulta chemicko-inženýrská ***Postgraduální doktorské studium*** Studijní obor: Chemické inženýrství
1994 - 1999	VŠB – Technická univerzita Ostrava, Fakulta metalurgie a materiálového inženýrství ***Magisterské studium*** Studijní obor: Chemické inženýrství
1990-1994	SPŠ – chemická akademika Heyrovského, Studijní obor: Analytická chemie
Výzkumné a odborné zájmy:	Procesní inženýrství, Hydrodynamika vícefázových systémů, Reologie, Difúzně separační procesy
Vědeckovýzkumné projekty:	Řešitel 2 projektů GAČR a 1 projektu specifického výzkumu VŠ, spoluřešitel 4 projektů specifického výzkumu VŠ a 1 projektu FRVŠ, člen řešitelského týmu u 3 projektů GAČR, 1 projekt GAAV, a 3 projektů EC (Bemusac, ENET, ICT)
Spolupráce s průmyslem:	Spolupodílel se na řešení několika technických projektů pro průmyslové partnery
Pedagogická činnost:	Zavedl předmět Modelování chemicko – technologických problémů v prostředí Aspen Plus®. Podílel se na zavedení předmětu Laboratoř procesního inženýrství. Kurzy v bakalářském a navazujícím magisterském studijním programu: Základy procesního inženýrství, Chemické technologie, Chemie I
Publikace:	Autor nebo spoluautor 8 článků v mezinárodních impaktovaných odborných časopisech, 3 kvalifikačních prací, 106 příspěvků na mezinárodních odborných konferencích, 31 příspěvků na českých odborných konferencích, 1 VŠ skript, 4 výzkumných zpráv.