České vysoké učení technické v Praze
Fakulta strojní

Czech Technical University in Prague
Faculty of Mechanical Engineering

Ing. Radek Šulc, Ph.D.

Zvětšování měřítka v mechanicky míchaných nádobách

Scale-up in mechanically agitated vessels

Summary

This thesis is focused on scale-up in mechanically agitated vessels. The mixing is a very frequent operation in chemical, food and consumer industry. The main purposes of mixing are blending and homogenization, suspendation, dispersation and heat and mass transfer intensification. Mass transfer can occur in various heterogeneous systems, such as gas – liquid, liquid – liquid or liquid – solid state, and one can be accompanied by chemical or biochemical reactions.

The very diversified design of mixing equipment has been done by various types of impellers, and different impeller-vessel configuration and its variable geometry.

Since the experiments can be carried out only in laboratory scale, not in large industrial equipment, the ability to transfer process results from laboratory scale to industrial scale (so called scale up) has been key factor for proper and successful design.

The theoretical background for scale up is based on the theory of similarity. According to this theory each process can be characterized by one- or more dimensionless similarity criteria and the process results obtained in small and large scales are same only if the values of these criteria are same.

In this work the modeling of following processes is presented and discussed: 1) modeling of impeller power input, 2) modeling of blending and homogenization, 3) modeling of suspendation of solid particles and 4) modeling of dispersation.

In many cases in industry several processes occur simultaneously in mixing equipment. For example in bioreactor mixing affect gas dispersation, oxygen transfer, nutrient distribution and heat removal. In these cases the fulfillment of an equality of similarity criteria is often very difficult or unfeasible. Therefore the modeling of complex processes is further also presented and discussed for heterogeneous gas –liquid reactor and for flocculation.

The knowledge of scale up in mechanically agitated vessels presented in this work can be useable for engineers who design or rebuild industrial mechanically agitated equipment.

Souhrn

Míchání je jednou z nejrozšířenějších operací v chemickém, potravinářském a spotřebním průmyslu. Účelem míchání je příprava směsí požadovaných vlastností, jejich homogenizace, intenzifikace přenosu tepla a intenzifikace přenosu hmoty. Přenos hmoty může probíhat v různých nehomogenních systémech, jako např. kapalina – plyn, kapalina – kapalina nebo kapalina – tuhá fáze, a může mít buď pouze fyzikální charakter nebo může být doprovázen chemickými a biochemickými reakcemi.

Míchací zařízení může mít nejrůznější konstrukční řešení. O konstrukci míchacího zařízení rozhoduje nejen typ míchadla, ale také tvar míchací nádoby a umístění míchadla.

Vzhledem k tomu, že nelze provádět experimenty na zařízení provozního měřítka a tato provozní zařízení je nutno navrhovat na základě laboratorních experimentů, je znalost zvětšování měřítka klíčovým faktorem pro správný a úspěšný návrh provozního zařízení.

Míchání často současně ovlivňuje i několik mechanismů procesu, např. u bioreaktorů dispergaci plynu, homogenizaci substrátu a živin a odvod tepla generovaného bioreakcí.

Teoretickým základem pro zvětšování měřítka je teorie podobnosti. Podle teorie jsou děje podobné, pokud budou mít stejné číselné hodnoty určujících podobnostních kritérií a podobné podmínky jednoznačnosti. Rozeznáváme podobnost geometrickou a fyzikální. Problémem však je, jak bude uvedeno dále, že dosáhnout v praxi úplné podobnosti, tj. rovnosti všech podobnostních kritérií reprezentujících jednotlivé mechanismy dějů mezi modelovým a průmyslovým zařízením, je velmi obtížné. Z toho důvodu se: 1) Buď hledá děj, který má největší vliv na daný proces, a modelování se provede pro tento děj. V tom případě se však nesmí zapomenout ověřit, jaký vliv bude mít nedodržení rovnosti podobnostních kritérií ostatních dějů na daný proces, 2) Nebo se provádí tzv. vícekriteriální modelování.

V práci je prezentováno modelování: 1) příkonu míchadla při míchání, 2) homogenizačních účinků, 3) přenosu tepla, 4) suspendace tuhých částic, 5) dispergace nemísitelných kapalin a plynů a dále modelování komplexních procesů a to bioreaktorů a flokulace.

Poznatky o zvětšování měřítka uvedené v této práci mohou sloužit jako podklady projektantům a konstruktérům při navrhování a rekonstrukci průmyslových míchacích zařízení.

Klíčová slova: míchání, zvětšování měřítka, homogenizace, příkon míchadla, homogenizace, dispergace, suspendace, flokulace, míchací zařízení, radiální míchadlo, axiální míchadlo

Key words: mixing, scale-up, homogenization, impeller power consumption, homogenization, dispersation, suspendation, flocculation, mixing equipment, radial impeller, axial impeller

---

České vysoké učení technické v Praze
Název: Zvětšování měřítka v mechanicky míchaných nádobách
Autor: Ing. Radek Šulc, Ph.D.
Počet stran: 35
Náklad:

© Radek Šulc, 2012
ISBN

Obsah

		Str.
1.	**Úvod**	**6**
2.	**Teoretický úvod**	**7**
3.	**Aplikace teorie podobnosti pro vybrané děje v mechanicky míchaných systémech**	**10**
	3.1 Modelování příkonu míchadla při míchání	10
	3.2 Modelování homogenizačních účinků	13
	3.3 Modelování přenosu tepla	15
	3.4 Modelování suspendace tuhých částic	17
	3.5 Modelování dispergace nemísitelných kapalin a plynů	19
4.	**Modelování komplexních procesů**	**20**
	4.1 Modelování bioreaktorů	21
	4.2 Modelování flokulace	23
5.	**Shrnutí a rekapitulace**	**26**
	Seznam použitých symbolů a označení	**30**
	Seznam použité literatury	**32**
	Odborný životopis	**35**

1. ÚVOD

Míchání je jednou z nejrozšířenějších operací v chemickém, potravinářském a spotřebním průmyslu. Účelem míchání je příprava směsí požadovaných vlastností, jejich homogenizace, intenzifikace přenosu tepla a dále intenzifikace přenosu hmoty často doprovázeného chemickými a biochemickými reakcemi. Velikost míchacích zařízení se pohybuje od objemu do 1 l až do objemu velikosti řádově statisíce m^3.

Obr.1 ukazuje letecký pohled na Centrální tankoviště ropy (CTR) v Nelahozevsi u Kralup nad Vltavou. CTR je součástí projektu ropovodu MERO IKL. Slouží k přijímání ropy z ropovodu MERO IKL a z ropovodu Družba, ke skladování a míchání různých druhů ropy podle požadavků zákazníků – rafinerií. Část kapacity tankoviště využívá Státní správa hmotných rezerv pro skladování strategických zásob ropy.

Obr. 1: Centrální tankoviště ropy Nelahozeves
(zdroj: MERO a.s. Kralupy nad Vltavou)

Skladovací kapacity tvoří v současnosti (k 31.8.2010) čtyři nádrže o jednotlivém objemu 50.000 m^3, šest nádrží o objemu po 100.000 m^3 a šest nádrží o objemu po 125.000 m^3, tj. celkem 1 550 000 m^3. Předpokládáme-li cenu ropy 90 USD/barel (1 barel = 158,9873 l) a kurz 19 CZK/USD, finanční hodnota obsahu jedné nádrže o objemu 125.000 m^3 činí cca 1,3444 mld. Kč. Ropa je směsí uhlovodíků rozdílných vlastností. Při dlouhodobém skladování hrozí, že dojde ke stratifikaci, k rozsazení ropy na několik vrstev

různých uhlovodíků o různých vlastnostech. Dále ropa obsahuje např. písek. V tomto případě hrozí, že se písek bude usazovat na dně nádrže, hromadit a postupně snižovat kapacitu nádrže. Z těchto důvodů je třeba nádrže míchat a to s cílem zabránit sedimentaci anorganických nečistot a homogenizovat vsádku. Vzhledem k rozměrům nádrží se používají boční míchadla.

Otázkou, která podstatně ovlivňuje ekonomiku procesu, je, zda je nutné míchat nádrže nepřetržitě, tj. 24 hodin 365 dnů v roce, nebo je stačí míchat pouze v určitých intervalech. Pokud by je stačilo míchat pouze v určitém intervalu, pak vzniká otázka, v jakých intervalech a jaké faktory ovlivňují délku a frekvenci dob míchání. Tyto experimenty nelze provádět na provozním zásobníku, neboť každý nepovedený experiment by stál více než 1 mld. Kč.

Z toho důvodu se experimenty provádějí v laboratorním měřítku na modelu. Výsledky získané na modelu se pak použijí pro návrh provozního zařízení („přenesou“ na průmyslové zařízení) pomocí tzv. modelových kritérií, které charakterizují řídící mechanismy probíhajících dějů. Tomuto postupu se říká zvětšování měřítka, anglicky scale-up.

Vzhledem k tomu, že i v jiných případech nelze provádět experimenty na zařízení provozního měřítka a tato provozní zařízení je nutno navrhovat na základě laboratorních experimentů, je znalost zvětšování měřítka klíčovým faktorem pro správný a úspěšný návrh provozního zařízení.

2. TEORETICKÉ ZÁKLADY

Teorie podobnosti

Jen zřídka lze analyticky popsat děje při míchání vzhledem ke složitosti mechanismů těchto dějů. Z tohoto důvodu se míchání systémů studuje experimentálně na modelu v laboratorním měřítku.

Podle Strek (1977) je třeba experimenty vhodně naplánovat a uskutečnit tak, aby tyto pokusy nebyly příliš nákladné a přitom se získalo maximum informací. Dále je třeba při realizaci těchto experimentů vyřešit: 1) jak realizovat model studovaného pochodu (jaká má být aparatura a pracovní média), aby se výsledky mohly přenášet na skutečné pochody probíhající ve skutečném zařízení provozního měřítka, 2) jaké veličiny je třeba měřit, aby se při co nejmenším počtu měření získala úplná informace o průběhu procesu, 3) jak zobecnit výsledky měření a jaké budou meze použitelnosti získaných vztahů.
Aby bylo možné výsledky zobecnit, musí si být fyzikální děje probíhající na modelu (aparatuře) a díle (provozním zařízení) podobné, tzv. *podobnost*

fyzikálních jevů, a dále, vzhledem k tomu, že roli hraje tvar, rozměry i konfigurace zařízení, i tvary a konfigurace podobné, tzv. g*eometrická podobnost*.

Geometrická podobnost

Geometrická podobnost se charakterizuje pomocí invariantů geometrické podobnosti, tzv. simplexů, což jsou poměry geometrických veličin, nejdůležitějších rozměrů zařízení, které mají zásadní vliv na proces, např. poměr výšky hladiny nádoby k průměru míchané nádoby, průměr nádoby k průměru míchadla, poměr výšky míchadla nade dnem nádoby k průměru míchadla atd. Podmínka geometrické podobnosti vyžaduje rovnost odpovídajících si simplexů. V případě geometricky podobných zařízení jsou tak rozměry zařízení násobky jednoho vybraného rozměru, nejčastěji průměru míchadla. Samozřejmě, kromě toho musí být shodné i další parametry, např. tvar dna, počet a tvar narážek atd.

Podobnost fyzikálních jevů

Fyzikální děje jsou si podobné, pokud jsou si podobné všechny veličiny, které daný jev charakterizují. Pokud tedy v obou systémech v geometricky si odpovídajících místech a v odpovídajících si okamžicích jsou hodnoty dané veličiny v obou systémech ve vzájemném násobku, tj. jejich poměr je konstantní, pak jsou si děje podobné. Daná hodnota poměru se nazývá konstanta podobnosti pro danou veličinu. Vzhledem k tomu, že zkoumaný jev může být popsán několika veličinami a pro každou z nich může být tato konstanta podobnosti jiná, může existovat podobnost polí hustoty, teploty, rychlosti atd. Pro existenci podobnosti u složitějších jevů postačuje, aby konstanty podobnosti byly vzájemně vázány pro daný jev určitou závislostí. Tyto závislosti lze pak upravit a získat bezrozměrné poměry různých veličin. Tyto bezrozměrné skupiny veličin se nazývají podobnostní čísla nebo podobnostní kritéria nebo moduly podobnosti. Fyzikální děje jsou si pak podobné, pokud jsou odpovídající kritéria stejná.

Zákony teorie podobnosti

První postulát: Vzájemně podobné jevy charakterizují stejná kritéria podobnosti.

Druhý postulát: Každou rovnici nebo soustavu rovnic, které charakterizují nějaký děj nebo děje, lze vyjádřit jako závislost bezrozměrných kritérií podobnosti.

Třetí postulát: Děje, které mají podobné podmínky jednoznačnosti (geometrická podobnost, fyzikální podobnost, okrajové podmínky atd.) a jejichž kritéria podobnosti mají stejné hodnoty (jsou si číselně rovny), jsou si podobné.

Z prvního postulátu vyplývá, které veličiny je nutno měřit během experimentu; je nutno měřit veličiny, které vystupují v kritériích podobnosti. Z druhého postulátu plyne, že je třeba výsledky měření zobecňovat formou bezrozměrných kriteriálních rovnic, jejichž proměnnými jsou podobnostní kritéria. Hodnoty koeficientů a exponentů se určí právě pomocí experimentů. Z třetího postulátu plyne, že výsledky experimentů lze uplatnit i na podmínky odlišné od experimentálních podmínek, pokud budou mít stejné číselné hodnoty určujících podobnostních kritérií a podobné podmínky jednoznačnosti.

Jak zjistit podobnostní kritéria?

Zjistit podobnostní kritéria pro daný děj lze buď na základě analýzy diferenciálních rovnic, které popisují daný děj a příslušných okrajových podmínek (inspekční analýza), nebo, pokud nelze pro daný děj diferenciální rovnici sestavit, pomocí tzv. rozměrové analýzy. V tomto případě je nutná znalost všech parametrů, které ovlivňují daný děj. Podle Buckinghamova teorému lze každou rovnici obsahující k rozměrových veličin transformovat do kriteriálního tvaru, který obsahuje m bezrozměrných argumentů, a jejichž počet je $m = k – r$, kde r je počet základních rozměrů v rovnici.
Konkrétní tvar závislosti takto určených bezrozměrných podobnostních kritérií se určí experimentálně.

Dílčí shrnutí:

Z teorie podobnosti vyplývá:
A. pro experiment:
1) pro zkoumaný děj najít podobnostní kritéria,
2) provést experimenty a změřit veličiny, které vystupují v kritériích podobnosti,
3) popsat zkoumaný děj pomocí bezrozměrné kriteriální rovnice sestavené z odpovídajících podobnostních kritérií a s koeficienty a exponenty vyhodnocenými z experimentu,
B. pro zvětšování měřítka:
4) experimentální výsledky získané při měření na modelovém zařízení budou přenositelné a uplatnitelné i pro podmínky lišící se od experimentálních podmínek, pokud budou mít stejné číselné hodnoty určujících podobnostních kritérií a podobné podmínky jednoznačnosti.

Podrobněji např. Strek (1977), Bretsznajder a kol. (1980), Oldshue (1983).

3. APLIKACE TEORIE PODOBNOSTI PRO VYBRANÉ DĚJE V MECHANICKY MÍCHANÝCH SYSTÉMECH

Účelem míchání pomocí mechanických míchadel je zejména:
1) tvorba homogenních roztoků nebo směsí,
2) intenzifikace přenosu tepla,
3) intenzifikace přenosu hmoty.

Přenos hmoty může probíhat v různých nehomogenních systémech, jako např. kapalina – plyn, kapalina – kapalina nebo kapalina – tuhá fáze, a může mít buď pouze fyzikální charakter nebo může být doprovázen chemickými nebo biochemickými reakcemi.

Míchací zařízení může mít nejrůznější konstrukční řešení. O konstrukci míchacího zařízení rozhoduje nejen typ míchadla, ale také tvar míchací nádoby a umístění míchadla.

Podle frekvence otáčení lze míchadla dělit na: 1) pomaluběžná míchadla (kotvová, rámová míchadla; obvykle bývá $D/d \leq 2$), 2) rychloběžná míchadla (vrtulová míchadla, turbínová míchadla, lopatková míchadla se šikmými lopatkami; obvykle bývá $D/d \geq 3$).

Podle způsobu proudění, které míchadlo vyvolává, lze dělit míchadla na: 1) radiální míchadla (turbínová míchadla s rovnými nebo zakřivenými lopatkami), 2) axiální míchadla (vrtulová, šroubová míchadla, míchadla se skloněnými lopatkami), 3) míchadla s tangenciálním tokem (lopatková, kotvová míchadla).

Míchadla mohou být umístěna: 1) v ose nádoby, 2) šikmo nebo excentricky, 3) z boku míchané nádoby.

Jak vyplývá z teorie podobnosti, děje jsou podobné, pokud budou mít stejné číselné hodnoty určujících podobnostních kritérií a podobné podmínky jednoznačnosti. Problémem však je, jak bude vidět dále, že dosáhnout v praxi úplné podobnosti, tj. rovnosti všech podobnostních kritérií mezi modelovým a průmyslovým zařízením, je velmi obtížné. Z toho důvodu se vždy hledá děj, který má největší vliv na daný proces, a modelování se provede pro tento děj. Nesmí se však zapomenout ověřit, jaký vliv bude mít nedodržení rovnosti podobnostních kritérií ostatních dějů na daný proces.

3.1 Modelování příkonu míchadla při míchání

Jedním z nejdůležitějších parametrů pro návrh míchacího zařízení je příkon míchadla. Při znalosti rychlostního pole $\vec{u}$ lze příkon míchadla P stanovit

integrací silového účinku na plochu míchadla S_m dle vztahu:

$$P = \int_{S_m} \vec{u} \bullet d\vec{F} = \int_{S_m} \vec{u} \bullet \vec{\vec{\sigma}} \bullet \vec{n}.dS, \tag{1}$$

kde diferenciální vektor síly $d\vec{F}$ je vyjádřen jako součin tenzoru celkových napětí $\vec{\vec{\sigma}}$ a orientované plochy $d\vec{S} = \vec{n}.dS$. Pro newtonské tekutiny lze inspekční analýzou odvodit bezrozměrnou rovnici (podrobněji Novák a kol. (1989)):

$$\frac{P}{\rho \cdot N^3 \cdot d^5} = \int_{S_m^*} \vec{u}^* \bullet \left\{ - p^* \vec{\delta} + \frac{1}{\mathrm{Re}} [\nabla^* \vec{u}^* + (\nabla^* \vec{u}^*)^T] \right\} \bullet \vec{n}.dS, \tag{2}$$

kde bezrozměrné kritérium na levé straně rovnice se nazývá příkonové číslo Po. Inspekční analýzou rovnice kontinuity a Navier – Stokesovy rovnice lze odvodit, že bezrozměrná rychlost $\vec{u}^*$ i tlak p^* jsou funkcí bezrozměrné polohy $\vec{x}^*$, bezrozměrného času t^* a Reynoldsova a Froudeho kritéria. Z toho vyplývá, že v případě ustáleného proudění newtonské kapaliny je příkonové číslo obecně funkcí Reynoldsova čísla Re, Froudeho čísla Fr a geometrie zařízení charakterizované geometrickým simplexy Γ_i:

$$\mathrm{Po} = \mathrm{f}\ (\mathrm{Re}, \mathrm{Fr}, \Gamma_i). \tag{3}$$

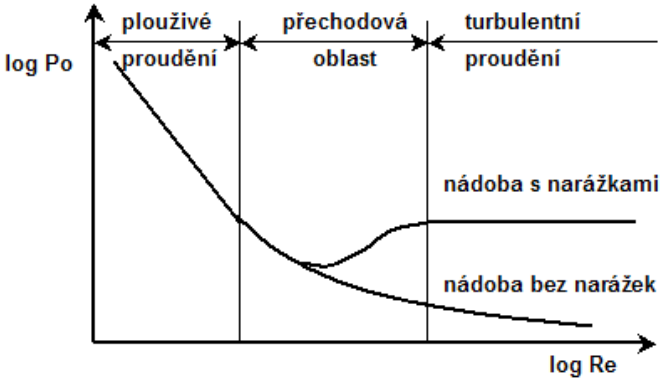
Pokud je míchadlo dostatečně daleko od volné hladiny a míchaná nádoba je opatřena narážkami, gravitační síly významně neovlivňují rychlostní a tlakové pole v blízkosti míchadla, takže vliv Froudeho čísla (poměr setrvačných a gravitačních sil) se neuplatňuje. Dále lze odvodit, že v případě plouživého proudění závisí příkonové číslo na Reynoldsově čísle a to nepřímo úměrně:

$$\mathrm{Po} = \mathrm{f}\ (\mathrm{Re}) = \mathrm{A}/\ \mathrm{Re}. \tag{4}$$

V případě turbulentního proudění v oblasti převládajících setrvačných sil lze odvodit, že příkonové číslo nezávisí na Reynoldsově čísle a je konstantní:

$$\mathrm{Po} = \mathrm{konst.} = \mathrm{B} \tag{5}$$

Konstanty A a B závisí na geometrii zařízení. Konkrétní tvar příkonové charakteristiky (závislosti Po = f (Re)) pro danou geometrii míchacího zařízení se zjišťuje experimentálně. Typický průběh příkonové charakteristiky je uveden na obr. 2.



Obr. 2: Příkonová charakteristika - typický průběh

Novák a kol. (1989) uvádí, že z parametrů charakterizujících geometrické uspořádání soustavy složené z nádoby a z míchadla je nejdůležitější poměr průměru nádoby k průměru míchadla D/d a relativní výška míchadla nade dnem H_2/d. Poměr D/d zpravidla ovlivňuje příkonové číslo jen při hodnotách D/d < 3.

Intenzita míchání se obvykle popisuje pomocí: 1) otáček míchadla, 2) obvodové rychlosti konce lopatek míchadla, 3) Reynoldsova čísla nebo 4) nejčastěji pomocí příkonu míchadla vztaženého na objem nebo hmotnost míchané vsádky.

Pozn. Strek (1977) uvádí, že hodnoty měrného příkonu, tj. příkonu vztaženého na objem P/V nebo na hmotnost vsádky P/(ρ.V), poskytují poměrně nejpřesnější informaci o intenzitě míchání, avšak ani tyto veličiny nelze považovat za univerzální kritérium intenzity míchání. Podle jeho názoru je to v důsledku toho, že disipace energie v objemu míchacího zařízení je nerovnoměrná a tato nerovnoměrnost je pro každý typ míchacího zařízení jiná. Vzhledem k souvislosti příkonu a disipace energie se často měrný příkon označuje symbolem ε a označuje také jako tzv. střední rychlost disipace turbulentní energie, zkráceně střední disipace energie.

Pro modelové kritérium konstantní měrný příkon, tj. P/V = konst. resp. $P_1/V_1 = P_2/V_2$, (nebo ε = konst.), lze v turbulentní oblasti za předpokladu $\propto$ = konst., V $\propto$ d^3, odvodit pro model (index 1) a dílo (index 2), že otáčky míchadla musí být v relaci s průměrem míchadla dle vztahu:

$$\frac{N_2}{N_1} = \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^{-2/3}, \tag{6}$$

tj. při zvětšování rozměru se snižují otáčky pro zajištění konstantního měrného příkonu.

Za podmínky konstantního měrného příkonu však při zvětšování rozměru nezůstává Reynoldsovo číslo, tj. poměr setrvačných a vazkých sil, konstantní, ale prudce roste a to s mocninou 4/3 poměru d_2/d_1. Vzhledem k této změně a vzhledem k tomu, že v průmyslovém zařízení je vždy turbulentní režim, je vždy třeba ověřit event. zajistit, aby i modelové experimenty proběhly v turbulentním oblasti.

3.2 Modelování homogenizačních účinků

Jak již bylo uvedeno, nejčastěji se míchání používá k homogenizaci několika vzájemně mísitelných kapalin. K homogenizaci při míchání dochází: 1) vlivem recirkulačního proudění, 2) vlivem molekulární difúze (relativně pomalá, v míchaných systémech s dobrou recirkulací je zanedbatelná), 3) vlivem turbulentní difúze. Homogenizační účinky míchadel se posuzují podle tzv. doby homogenizace, tj. času, který je potřebný k vytvoření homogenní směsi. Teoretický popis průběhu homogenizace vyžaduje simultánní řešení Navier-Stokesovy rovnice a rovnice pro přenos hmoty. Inspekční analýzou rovnice pro přenos hmoty lze odvodit, že bezrozměrný čas t^* definovaný jako součin N.t potřebný pro dosažení bezrozměrné koncentrace c^* v daném místě $\vec{x}^*$ závisí na rychlostním poli $\vec{u}^*$, tj.:

$$t^* = f(\vec{x}^*, \vec{u}^*, c^*). \tag{7}$$

V případě proudění newtonské tekutiny v nádobě s narážkami rychlostní pole závisí pouze na Reynoldsově čísle a geometrickém uspořádaní soustavy charakterizovaném geometrickými simplexy Γ_i, tj.

$$t^* = f(\vec{x}^*, \mathrm{Re}, c^*, \Gamma_i). \tag{8}$$

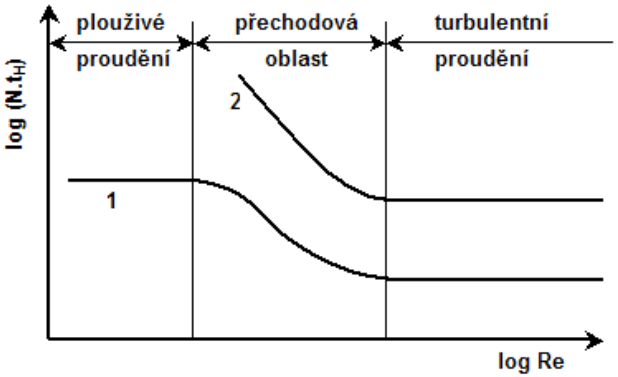
Je-li doba homogenizace definována jako čas potřebný k vytvoření homogenní směsi, tj. čas potřebný k tomu, aby v každém místě nádoby bylo dosaženo požadované hodnoty koncentrace, resp. bezrozměrné koncentrace c^*, pak ze vztahu (8) plyne, že:

$$t_H^* = N.t_H = f\ (\mathrm{Re}, \Gamma_i). \tag{9}$$

Lze odvodit, že v oblasti plouživého proudění a v oblasti vyvinuté turbulence, bezrozměrná doba homogenizace bude konstantní:

$$t_H^* = N.t_H = \text{konst. pro } \Gamma_i = \text{konst.} \qquad (10)$$

Typický průběh homogenizační charakteristiky (závislosti $t_H^* = N.t_H = f$ (Re)) je uveden na obr. 3. Konkrétní tvar charakteristiky se opět zjišťuje experimentálně.



Obr. 3: Homogenizační charakteristika – typický průběh

Míchadla, která mají dobré cirkulační vlastnosti v oblasti plouživého proudění i v turbulentní oblasti, vykazují konstantní $N.t_H$ v obou oblastech (křivka 1). Hodnoty $N.t_H$ v turbulentní oblasti jsou vzhledem k tomu, že v této oblasti se kromě cirkulačního účinku projevuje i vliv turbulentní difúze, nižší. V případě turbínového míchadla (křivka 2) jsou cirkulační účinky způsobeny setrvačnými silami. S klesajícím Re klesá cirkulační proudění a proto $N.t_H$ rychle roste. Homogenizační charakteristiky pro některé typy míchadel uvádí např. Novák a kol. (1989). Hodnoty $N.t_H$ pro lopatková míchadla a různé konfigurace míchacího zařízení uvádí např. Fořt a kol. (2001).

Jak plyne z rovnice (7), stanovení doby homogenizace velmi záleží na místě měření koncentrace. Z toho důvodu je třeba vždy měřit v nejméně aktivní zóně, která je nejhůře promíchávaná (tzv. mrtvé prostory), kde jsou doby homogenizace nejdelší. Fořt a kol. (2001) na základě odbarvovací metody doporučuje umístit měřící sondu v hloubce (1/4).H pod hladinou ve vzdálenosti (1/10).D od stěny nádoby v rovině mezi narážkami.
Dále je třeba poznamenat, že při volbě míchadla se přihlíží nejen k době homogenizace, ale i energetické náročnosti. Hodnotí se tzv. účinnost

míchání, v tomto případě účinnost homogenizace. Účinnost míchání vyjadřuje, při jaké spotřebě energie lze dosáhnout požadovaného technologického účinku, v tomto případě homogenní směsi. Ze dvou míchacích zařízení má tak větší účinnost to, které dosáhne požadovaného účinku při menší spotřebě energie. To vysvětluje, proč v turbulentní oblasti axiální šestilopatkové míchadlo se šikmými lopatkami mající nižší hodnotu $N.t_H$ (= 53,1) než turbínové míchadlo s rovnými lopatkami ($N.t_H$ = 51,8), vykazuje vyšší účinnost a to vzhledem k nižšímu příkonovému číslu (Po = 1,7) ve srovnání s turbínovým míchadlem (Po = 5,1).

Je-li požadována stejná doba homogenizace na modelovém i provozním zařízení, plyne za předpokladu vyvinutého turbulentního proudění z rovnice (11) modelové kritérium:

$$N = \text{konst.}, \tag{11}$$

tzn., že je nutné zajistit na modelu i díle stejné otáčky míchadla. Lze odvodit, že při tomto modelovém kritériu měrný příkon roste za jinak stejných podmínek s druhou mocninou poměru rozměrů míchadla d_2/d_1 a poměr příkonů míchadla s pátou mocninou rozměru míchadla d_2/d_1. Je zřejmé, že tato modelová podmínka není prakticky realizovatelná, neboť její splnění by vyžadovalo instalaci obrovských pohonných jednotek míchacích aparátů a obrovské provozní náklady.
Z toho důvodu se při návrhu průmyslových homogenizačních zařízení používá modelové kritérium P/V = konst. Je však třeba si uvědomit, že v tomto případě doba homogenizace nebude na modelu a díle stejná, ale za jinak stejných podmínek v turbulentní oblasti poroste s velikostí zařízení dle vztahu:

$$\frac{t_{H2}}{t_{H1}} = \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^{2/3} = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{2/9}, \tag{12}$$

na což se zapomíná.

3.3 Modelování přenosu tepla

Tepelný tok přes stěnu nádoby o teplosměnné ploše S, středního teplotního diference $\Delta T_{stř}$ mezi vsádkou a teplonosným médiem a pro součinitel prostupu tepla k je dán vztahem:

$$\dot{Q} = k.S.\Delta T_{stř}. \tag{13}$$

Součinitel přestupu tepla na vnitřní straně nádoby se vyjadřuje stejně jako v případě nucené konvekce pomocí bezrozměrné korelace typu:

$$Nu = C.Re^{A}.Pr^{B}\,, \tag{14}$$

kde Re je Reynoldsovo číslo pro míchání, Pr je Prandtlovo číslo a Nu je Nuseltovo číslo pro míchání, ve kterém charakteristickým rozměrem je průměr míchací nádoby. Za jinak stejných podmínek na modelu a díle lze odvodit, že poměr součinitelů přestupu tepla a na díle a modelu je dán vztahem:

$$\frac{\alpha_2}{\alpha_1} = \left(\frac{N_2}{N_1}\right)^{A} \cdot \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^{2A-1}\,. \tag{15}$$

V turbulentní oblasti se pro celou nádobu obvykle uvádí (např. Strek (1977)) hodnota exponentu A $\propto$ 2/3, pro stěnu A $\propto$ 0,75, pro dno A $\propto$ 0,5. V případě požadavku stejného součinitele přestupu tepla α na modelu a díle lze, za jinak stejných podmínek a pro hodnotu A $\propto$ 2/3, odvodit, že:

$$\frac{N_2}{N_1} = \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^{-1/2}\,, \tag{16}$$

tj. měrný příkon roste za jinak stejných podmínek s druhou odmocninou poměru rozměru míchadla d_2/d_1 a poměr příkonů míchadla roste s 3,5-tou mocninou poměru d_2/d_1, což přibližně odpovídá podmínce P/V = konst. Z toho důvodu se při návrhu průmyslových zařízení používá toto modelové kritérium. Je však třeba si uvědomit, že při podmínce P/V = konst. součinitel přestupu tepla nebude na modelu a díle stejný, ale bude za jinak stejných podmínek v turbulentní oblasti slabě klesat s velikostí zařízení dle vztahu:

$$\frac{\alpha_2}{\alpha_1} = \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^{-1/9} = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{-1/27}\,, \tag{17}$$

(pro ilustraci při 100x objemovém zvětšení bude poměr α_2/α_1 = 0,84, při 1000x zvětšení bude poměr α_2/α_1 = 0,774).

Dále je třeba si při návrhu míchaných chemických reaktorů uvědomit, že reakční tepelný výkon je úměrný třetí mocnině průměru míchadla resp. míchané nádoby, zatímco teplosměnná plocha je úměrná druhé mocnině, tj. za jinak stejných podmínek tepelný výkon roste rychleji než odvod tepla. V případě požadavku konstantního objemového tepelného toku $Q^{\bullet}/V$ = konst. a stejné střední teplotní diference lze odvodit, že při zvětšování měřítka otáčky míchadla se musí otáčky zvyšovat lineárně s rostoucím rozměrem zařízení:

$$\frac{N_2}{N_1} = \frac{d_2}{d_1}, \tag{18}$$

tj. měrný příkon roste za jinak stejných podmínek s pátou mocninou rozměru míchadla a poměr příkonů míchadla s osmou mocninou rozměru míchadla. Je zřejmé, že tyto požadavky nelze prakticky realizovat, a požadovaný tepelný tok je třeba zajistit buď instalací dodatečných teplosměnných ploch nebo zvýšením teplotního spádu.

3.4 Modelování suspendace tuhých částic

Pro udržení částic pevné fáze ve vznosu je nutné, aby vertikální složka síly, kterou působí kapalina na částice, byla větší než tíhová síla zmenšená o sílu vztlakovou. Rieger, Ditl (1984) pomocí inspekční analýzy rovnice kontinuity, Navier–Stokesovy rovnice a silové bilance odvodili, že v geometricky podobných zařízeních modifikované Froudeho číslo Fr´ závisí na Reynoldsově čísle, bezrozměrné velikosti částic d_p/D a střední objemové koncentrace tuhé fáze c_v, tj.:

$$Fr´ = f\,(Re, d_p/D, c_v). \tag{19}$$

V turbulentní oblasti je vliv viskózních sil zanedbatelný a

$$Fr´ = f\,(d_p/D, c_v). \tag{20}$$

Závislost (26) se nazývá suspendační charakteristika a její průběh se opět zjišťuje experimentálně. Dále zjistili, že roli hraje relativní velikost částice, a že mechanizmus suspendace relativně malých částic je jiný než u částic relativně větších. Dále zjistili, že závislost (20) lze vyjádřit mocninovým vztahem:

$$Fr' = C \cdot (d_p / D)^{\delta}. \tag{21}$$

Jimi zjištěné konstanty pro turbulentní oblast a dvě různé koncentrace jsou uvedeny v Tabulce 1.

Tabulka 1: Koeficienty rovnice (21) – Rieger, Ditl (1984)

	Nízké koncentrace ($c_v \propto$ 2,5 % obj.)		**Vyšší koncentrace** ($c_v \propto$ 10 % obj.)	
	velké částice $d_p/D > 0{,}0073$	**malé částice** $d_p/D < 0{,}0073$	**velké částice** $d_p/D > 0{,}0035$	**malé částice** $d_p/D < 0{,}0035$
C	0,855	16,4	0,51	397
δ	0	0,6	-0,18	1

Rieger a Ditl (Rieger (2000, 2002), Rieger, Ditl (2000)) dále zjistili, že lze závislost parametru C vyjádřit jako exponenciální funkci koncentrace a závislost parametru δ jako lineární funkci koncentrace.

Při nízkých koncentracích pro relativně větší částice je v turbulentní oblasti modifikované Froudeho číslo konstantní. Za jinak stejných podmínek lze odvodit následující modelovou podmínku:

$$\frac{N_2}{N_1} = \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^{-1/2}, \tag{22}$$

tj. měrný příkon roste za jinak stejných podmínek s druhou odmocninou poměru rozměru míchadel d_2/d_1 a poměr příkonů míchadla roste s 3,5-tou mocninou poměru rozměru míchadel d_2/d_1.

Pro jiné částice za předpokladu, že v určitém rozsahu velikosti částic se nebude relativně příliš měnit hustota suspenze s velikostí částic, lze ze vztahu (27) pro stejnou velikost částic na modelu a díle odvodit:

$$\frac{N_2}{N_1} = \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^{-1/2-\delta/2}. \tag{23}$$

Pro hodnotu $\delta \propto 0{,}6$ je exponent roven hodnotě –0,8. Tato hodnota byla experimentálně pozorována pro suspenzi písku.

V případě jemnozrnné suspenze je, jak již bylo uvedeno výše, mechanismus suspendace jiný. V tomto případě dochází k suspendaci vymýváním usazeniny proudem kapaliny. Podmínkou v tomto případě je tedy dostatečná vzestupná rychlost proudu tekutiny. Lze odvodit, že rychlost proudu je úměrná podílu objemového průtoku míchadla a průřezu, tj.:

$$u \propto \frac{\dot{V}}{S} \propto \frac{K_p \cdot Nd^3}{d^2} \propto K_p \cdot Nd, \tag{24}$$

kde K_p je průtokové kritérium. V turbulentní oblasti je průtokové kritérium konstantní a nezávisí na Reynoldsově čísle (podrobněji Novák a kol. (1989)) a tedy rychlost proudu je úměrná obvodové rychlosti míchadla.

Dále je třeba poznamenat, že při volbě míchadla pro suspendaci se přihlíží i k energetické náročnosti. Rieger (1993) pro tento účel navrhl bezrozměrné kritérium π_S, které vyjadřuje bezrozměrný příkon potřebný k uvedení částic do vznosu.

Podrobněji o návrhu míchadla pro suspendaci např. Jirout, Rieger (2011).

3.5 Modelování dispergace nemísitelných kapalin a plynů

Dispergace nemísitelných kapalin hraje důležitou roli při extrakčních procesech, které se využívají pro separaci látek např. v petrochemickém, koksochemickém, farmaceutickém nebo potravinářském průmyslu. Velikost kapek d_K v systému kapalina – kapalina závisí na poměru působících dynamických sil a sil povrchového napětí ($We = \tau.d_K/\sigma$). Předpokládají se dva možné mechanismy: dispergace setrvačnými silami, resp. dynamickými tlakovými silami turbulentních pulsací, a dispergace viskózními silami vyvolanými rychlostním gradientem v okolí kapky. Mechanismus dispergace závisí na velikosti turbulentních vírů. Je-li velikost kapek větší než Kolmogorovské délkové měřítko, dochází k dispergaci tlakovými silami turbulentních pulsací a poměr sil (Weberovo číslo kapky We_K) je definován vztahem:

$$We_K = \frac{\varepsilon^{2/3} \cdot d_{K\max}^{5/3} \cdot \rho_c}{\sigma}, \tag{25}$$

kde ε je střední rychlost disipace turbulentní energie, d_{Kmax} je maximální stabilní velikost kapky (větší kapky jsou rozbity), ρ_c je hustota kontinuální fáze, σ je povrchové napětí. Střední rychlost disipace turbulentní energie se aproximuje měrným příkonem P/V. V turbulentní oblasti lze pak předpokládat, že $\varepsilon \propto N^3.d^2$, a pak úpravou (25) lze odvodit následující relaci:

$$\frac{d_{K\max}}{d} = C \cdot \left(\frac{N^2 \cdot d^3 \cdot \rho_c}{\sigma} \right)^{-3/5} = C \cdot We^{-3/5}. \tag{26}$$

V případě vyšší objemové koncentrace dispergované fáze – zádrže Φ, se vliv zádrže na velikost kapky koriguje lineární funkcí zádrže (Calderbank (1958)):

$$\frac{d_{K\max}}{d} = C_1 \cdot (1 + C_2 \cdot \Phi) \cdot We^{-3/5}. \tag{27}$$

Vzhledem k tomu, že velikost kapek vzniklých dispergací pomocí míchadla není uniformní, charakterizuje se distribuce velikosti kapek obvykle pomocí Sauterova středního průměru d_{32}. Uvádí se, že d_{32} = konstanta*d_{Kmax}. Z toho důvodu lze také v literatuře najít korelace typu $d_{32}/d = f(We^{-0,6})$. Podrobnější přehled korelací např. Zhou, Kresta (1998).
V případě požadavku stejného rozměru kapky d_K na modelu a díle lze ze vztahu (26), za jinak stejných podmínek, odvodit, že:

$$\frac{N_2}{N_1} = \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^{-2/3}, \tag{28}$$

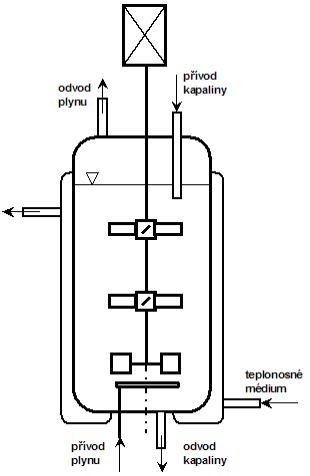
což odpovídá modelové podmínce P/V = konst. Je však třeba si uvědomit, že rychlost disipace turbulentní energie není v míchané nádobě rozložená rovnoměrně. Maximální hodnoty disipace jsou v oblasti míchadla, proto k redukci velikosti kapek dochází především v této oblasti. Doba dispergace potřebná k dosažení požadované velikosti kapek tak závisí na počtu průchodů elementu vsádky oblastí míchadla. Vzhledem ke korelaci doby homogenizace a cirkulace, doba dispergace poroste s rostoucím rozměrem zařízení a nebude tedy na modelu a díle stejná.

Dispergace v systému plyn – kapalina se využívá v chemických reaktorech při heterogenních reakcích kapalina – plyn nebo v bioreaktorech při aerobních fermentacích. Vzhledem ke stejným mechanismům dispergace jako v případě nemísitelných kapalin, jsou i vztahy pro rozměr bublin plynu resp. specifický mezifázový povrch (mezifázová plocha bublin v jednotkovém objemu kapalné fáze) podobné. Častěji se v systému plyn – kapalina vyhodnocuje součinitel prostupu hmoty (k_L) a specifický mezifázový povrch (a) souhrnně jako tzv. objemový součinitel prostupu hmoty k_La.

4. MODELOVÁNÍ KOMPLEXNÍCH PROCESŮ

V případě komplexních procesů, kdy probíhá několik dějů, každý reprezentovaný svým podobnostním kritériem, může být dosažení úplné podobnosti, tj. rovnosti všech podobnostních kritérií reprezentujících jednotlivé mechanismy dějů mezi modelovým a průmyslovým zařízením, velmi obtížné. Z toho důvodu se hledá děj, který má největší vliv na daný proces nebo děje, jejichž kritéria vedou ke stejné modelové podmínce, a podle této modelové podmínky se navrhnou otáčky míchadla na průmyslovém zařízení. Rovnost podobnostních kritérií ostatních dějů na modelu a díle pro daný proces se zajistí změnou ostatních provozních veličin (tzv. vícekriteriální modelování). V případě, že nelze tyto provozní veličiny změnit tak, aby byla dodržena rovnost podobnostních kritérií, je třeba stanovit, jaký vliv bude mít nedodržení rovnosti kritérií ostatních dějů na modelu a díle na daný proces v průmyslovém zařízení.
Dále je na ukázku prezentováno modelování dvou vybraných komplexních procesů: 1) bioreaktoru (heterogenních reaktorů plyn – kapalina) a 2) flokulace.

4.1 Modelování bioreaktorů



Obr. 4: Schéma g-l reaktoru

Bioreaktor je příkladem heterogenního g-l reaktoru. Schéma typického mechanicky míchaného heterogenního g-l reaktoru je prezentováno na obr. 4. V reaktoru je třeba zajistit dispergaci plynu v kapalině a vytvoření homogenní disperzní směsi, dále zajistit dostatečný prostup hmoty přes fázové rozhraní plyn – kapalina a přívod/odvod reakčního tepla. V případě biorektorů je dále třeba zajistit rovnoměrnou koncentraci živin a substrátu pro mikroorganismy. Pro dispergaci plynu přiváděného distribučním elementem pod míchadlo se v průmyslových zařízení obvykle používá víceetážové míchadlo, kde spodní míchadlo je radiální (turbína s rovnými nebo zakřivenými lopatkami) a zajišťuje dispergaci plynu, horní míchadla jsou axiální (lopatková se šikmými lopatkami dolu čerpající) a slouží k zajištění cirkulace vsádky, plynu a udržení plynu ve vsádce. V některých případech, např. biologické čistírny odpadních vod, se k distribuci a dispergaci vzduchu používají ukotvené aerační elementy (diskové nebo trubkové).

Prostup složky A přes mezifázové rozhraní – tok látkového množství $n^{\bullet}_A$ přes mezifázovou plochu S – do kapaliny lze popsat vztahem:

$$n^{\bullet}_A = \frac{dn_A}{dt} = k_L \cdot S \cdot (c^{\bullet}_A(l) - c_{Af}(l)), \tag{29}$$

kde k_L je součinitel prostupu hmoty, $c^{\bullet}_A(l)$ je koncentrace složky A v kapalné fázi, která je v rovnováze s koncentrací složky A v hlavním proudu (jádře) plynné fázi $c_{Af}(g)$, $c_{Af}(l)$ je koncentrace složky A v hlavním proudu kapalné fáze. Vztahy pro výpočet součinitele prostupu hmoty k_L lze rozdělit do dvou skupin: a) empirické, b) s teoretickým základem. Vztahy s teoretickým základem jsou založeny na: 1) na filmové teorii, 2) na penetrační teorii, 3) na kombinaci obou modelů.

Vzhledem k tomu, že se mezifázová plocha S obtížně určuje, často se proto plocha vztahuje na objem, tedy:

$$\frac{d(n_A/V)}{dt} = \left|V = konst\right| = \frac{dc_A}{dt} = k_L \cdot \frac{S}{V} \cdot \Delta c_A = k_L a \cdot \Delta c_A , \tag{30}$$

kde a je tzv. specifický mezifázový povrch. Jak již bylo uvedeno, často se souhrnně vyhodnocuje a publikuje součin k_La.

Uvádí se, že k_La závisí na průměru míchadla d, na mimovrstvové rychlosti plynu (rychlost vztažená na celý průřez zařízení) w_0, otáčkách míchadla N, součiniteli difúze složky A v kapalné fázi D_{AL}, hustotě kapaliny ρ_L, dynamické viskozitě kapaliny μ_L a plynu μ_g, a povrchovém napětí σ:

$$k_La = f(d, w_0, N, D_{AL}, \rho_L, \mu_L, \mu_g, \sigma). \tag{31}$$

Rozměrovou analýzou lze následně získat relaci:

$$\frac{k_L a \cdot d^2}{D_{AL}} = C \cdot \left(\frac{N \cdot d^2 \rho_L}{\mu_L}\right)^A \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_{AL}}\right)^B \cdot \left(\frac{\mu_L \cdot w_0}{\sigma}\right)^E \cdot \left(\frac{\mu_g}{\mu_L}\right)^F \tag{32}$$

resp.

$$Sh = C \cdot \mathrm{Re}^A \cdot Sc^B \cdot \left(\frac{\mu_L \cdot w_0}{\sigma}\right)^E \cdot \left(\frac{\mu_g}{\mu_L}\right)^F \tag{33}$$

Pro konkrétní typ míchacího zařízení a konkrétní g-l systém se obvykle uvádějí dva typy korelací, které se liší způsobem vyjádření průtoku plynu: nejčastěji

$$k_L a = C_1 \cdot \left(\frac{P_g}{V_L}\right)^{\alpha 1} \cdot \left(\frac{V_g^{\bullet}}{S_{zarizeni}}\right)^{\beta 1} = C_1 \cdot \left(\frac{P_g}{V_L}\right)^{\alpha 1} \cdot w_0{}^{\beta 1} , \tag{34}$$

nebo méně častěji:

$$k_L a = C_2 \cdot \left(\frac{P_g}{V_L}\right)^{\alpha 2} \cdot \left(\frac{V_g^{\bullet}}{V_L}\right)^{\beta 1} = C_1 \cdot \left(\frac{P_g}{V_L}\right)^{\alpha 1} \cdot VVM^{\beta 1}, \tag{35}$$

kde $S_{zařízení}$ je průřez zařízení, V_L je objem kapalné fáze, VVM je vzdušnění.

Korelace pro výpočet k_L, a, k_La a zádrže uvádí např. Garcia-Ochoa, Gomez (2004).

Vzhledem k výše uvedenému se pro stanovení otáček míchadla používá modelové kritérium P_g/V_L = konst. U bioreaktorů se v případě mikroorganismů citlivých na smykové napětí používá modelové kritérium obvodová rychlost = konst., tj. Nd = konst. Dále je třeba nezapomenout ověřit, že nedochází k zahlcení míchadla plynem. Pro průtok plynu se používá modelové kritérium w_0 = konst., které plyne z rovnice (33).

Schlűter, Deckwer (1992) měřili k_La ve třech geometricky podobných nádobách o objemu od 72 litrů do 3 m^3 míchaných Rushtonovou turbínou. Na základě jejich měření doporučují korelaci (34), tj. modelové kritérium pro průtok plynu VVM = konst. Podle Ditl (2011) je v případě aerobní fermentace je nutné udržet takovou koncentraci kyslíku rozpuštěného v kapalině, aby nedocházelo k limitaci růstu mikroorganismů kyslíkem. Stačí tak nastavovat průtok vzduchu a otáček regulací podle aktuální koncentrace kyslíku v kapalině na požadovanou hodnotu a průběh fermentace na modelu a díle bude stejný.

Dále je třeba uvést, že příkon míchadla při míchání g-l systému P_g je nižší než příkon míchadla při míchání pouze kapaliny P_L. Proto je nutno dimenzovat motor a převodové ústrojí na příkon P_L pro případ výpadku přívodu plynu. Důvodem je pokles příkonu míchadla při zavedení plynu do míchané kapaliny. Tento pokles může být velmi výrazný (uvádí se, že může dosáhnout, v závislosti na konstrukci míchadla a zádrže, až 70 % příkonu při míchání čisté kapaliny). Proto se v současné době používají turbínová míchadla se zakřivenými lopatkami, u kterých dochází k poklesu příkonu o max. 10 %.

Na základě rozměrové analýzy Soifer, Kafarov (1965) uvádějí, že bezrozměrný příkon při míchání g-l systému závisí na průtokovém čísle plynu K_{pg}, Froudeho čísle Fr, Weberově čísle We, poměru dynamické viskozity kapaliny a vody μ_L/μ_{voda} a geometrických simplexů D/d a H/d:

$$P_g/P_L = f\,(K_{pg}, Fr, We, \nu_L/\nu_{voda}, D/d, H/d). \qquad (36)$$

Kudrna (1965) uvádí, že v provozní oblasti změna příkonu závisí pouze na K_{pg} a při zahlcení pouze na Fr. Podle Van´ t Riet (1975) v případě turbínového míchadla pokles příkonu záleží především na typu a velikosti kavitačních bublin, které se tvoří na zadní straně míchadla. V případě, že Fr > 0,1 se tvoří velké bubliny po celé zadní ploše lopatky a pokles příkonu je nejvyšší. V případě, že Fr < 0,1 se tvoří malé bubliny a poměr P_g/P_L bývá vyšší než 0,75. Podrobněji dále Strek (1977), Novák a kol. (1989).

4.2 Modelování flokulace

Flokulace je jednou z důležitých operací v oblasti separačních procesů kapalina - tuhá fáze. Využívá se hlavně při výrobě pitné vody a čistění odpadních vod. Účelem flokulace je přeměnit dispergované, běžnými separačními technikami obtížně odstranitelné malé částice na větší agregáty, vločky, které jsou již snadno odstranitelné. Ke vzniku a růstu vloček je potřebné, aby docházelo k vzájemným srážkám částic a vznikajících vloček.

Se zvyšující se intenzitou míchání dochází v důsledku zvyšujícího se počtu srážek k rychlejší tvorbě a růstu vloček. Na druhou stranu, pokud je míchání příliš intenzívní, dochází vlivem smykových sil k rozbíjení vloček, čímž se snižuje účinnost separace. Dosažení žádané účinnosti separace potom vyžaduje zvýšit množství přidávaného flokulantu, který je drahý a tvoří podstatnou část nákladů na separaci. Hledá se tedy určité optimum, kdy proces probíhá dostatečně rychle, účinně a při minimálních nákladech.

Pro návrh flokulačních tanků se v praxi někde ještě používá jako modelové kritérium Campovo číslo, G.t = konst., ačkoli jsou k němu teoretické výhrady a experimentálně v různých velikostech nádoby také nebylo potvrzeno (např. Oldshue, Mady (1978), Ducoste, Clark (1998)).

Podle řady autorů je maximální velikost vločky d_{fmax} v ustáleném stavu v relaci s intenzitou míchání. Většina autorů popisuje intenzitu míchání pomocí rychlostního gradientu G a vztahy jsou typu:

$$d_{fmax} = C/ G^{x} . \tag{37}$$

V současnosti se tedy jako podmínka pro zvětšování měřítka používá: střední rychlostní gradient = konst. a doba flokulace = konst. (Oldshue, Mady (1978), Ducoste, Clark (1998)). Podle obou studií však účinnost flokulace za těchto podmínek klesá s rostoucí velikostí tanku a je tedy zřejmé, že tato kritéria nezaručují stejný výsledek na modelu i díle.

Podle Šulc (2009) je vztah mezi aglomerací, rozbíjením a prouděním komplexnější a tato komplexnost musí být respektována. Do úvahy musí být vzat počet průchodů oblastí míchadla a to pomocí bezrozměrné doby flokulace t_F^* definované jako součin $N.t_F$, otáček míchadla N a doby flokulace t_F.

Ve svých pracích, které jsou shrnuty v Šulc (2003, 2010) jsem studoval vliv bezrozměrné doby flokulace $N.t_F$, bezrozměrné dávky flokulantu D_F/c_{z0}, počáteční koncentrace znečištění c_{z0}, měrného příkonu míchadla P/V za jinak stejných podmínek, tj. teplota T = konst., pH = konst., fyzikálněchemické vlastnosti Π_{FCH} = konst., geometrie míchadla a flokulačního tanku Π_G = konst. na účinnost vyčištění charakterizovanou pomocí zákalu:

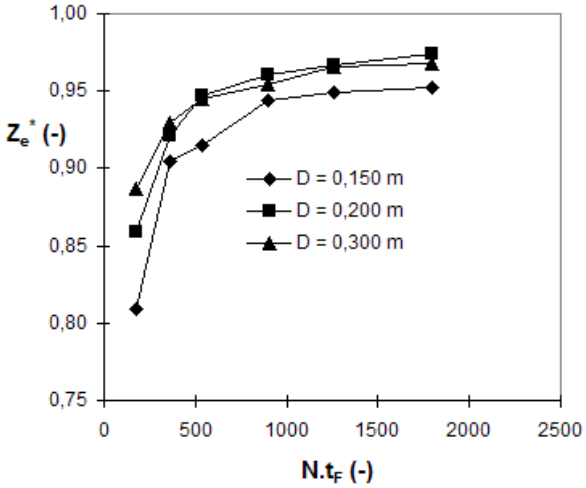
$$Z_r^* = f\,(c_{z0},\, N.t_F,\, D_F/c_{z0}\,,\, P/V). \tag{38}$$

Na základě předchozích výsledků bylo možné navrhnout (Šulc, Ditl (2007, 2008)) generalizovanou korelaci $\Delta Z_r^* = f\,(\Delta[N.t_F]^*_{log},\ \Delta[D_F/c_{z0}]^*_{log})$ popisující vliv doby flokulace a dávky flokulantu, která bere do úvahy i

rozbíjení vloček. Navržená korelace umožňuje odhad optimálních provozních podmínek.

Vzhledem k tomu, že flokulace je komplexní proces, z toho důvodu musí být aplikován vícekriteriální přístup k návrhu kritérií zvětšování měřítka, tj. musí být formulována kritéria pro všechny faktory, které ovlivňují daný proces. V případě flokulace za tyto faktory považuji: čas, intenzitu míchání a chemismus flokulace. V případě separace vloček je třeba přidat podmínku pro separaci. Na základě vlastních experimentů tak byly navrženy následující podmínky pro zvětšování měřítka, které musí být současně dodrženy: 1) P/V = konst., 2) $t_F^* = N.t_F$ = konst., 3) D_F = konst. resp. D_F/c_{z0} = konst. pro zajištění stejného chemického prostředí. V případě separace vloček sedimentací je třeba přidat podmínku pro separaci, tj. v daném případě: stejná sedimentační rychlost u_{sed} = konst.

Navržené podmínky pro zvětšování měřítka byly experimentálně ověřovány. Výsledky výzkumu vlivu velikosti nádoby na kinetiku flokulace ve třech tancích o průměru 150, 200- a 300 mm s narážkami míchaných Rushtonovou turbínou jsou prezentovány v Šulc, Ditl (2009). Experimentální data ve formě závislosti $Z_e^* = f(N.t_F)$ jsou prezentována na obr. 5.



Obr. 5: Závislost $Z_e^* = f(N.t_F)$, jílová suspenze c_{J0} = 0,58 g/l, D_F = 2,48 ml/l, P/V = 40 W/m^3, Šulc, Ditl (2009)

Jak je zřejmé, stupeň vyčištění Z_e^* je ve větších nádobách o průměru 300- a 200 mm prakticky stejný, v nádobě o průměru D = 150 mm je menší cca o ± 1,5 %, což může být způsobeno vlivem rozdílné hydrodynamiky proudění v nádobách.

5. SHRNUTÍ A REKAPITULACE

1. Teoretickým základem pro zvětšování měřítka v mechanicky míchaných nádobách je teorie podobnosti. Podle této teorie budou experimentální výsledky získané při měření na modelovém zařízení přenositelné a uplatnitelné i pro podmínky lišící se od experimentálních podmínek, pokud budou mít stejné číselné hodnoty určujících podobnostních kritérií a podobné podmínky jednoznačnosti.

2. Modelovací kritérium pro stanovení otáček při zvětšování měřítka v mechanicky míchaných nádobách (při zachování geometrické podobnosti zařízení a fyzikální podobnosti míchané vsádky a za předpokladu turbulentního proudění) lze vyjádřit obecně ve tvaru:

$$\mathrm{N.d}^{\gamma} = \mathrm{konst.}\,, \tag{39}$$

kde γ je exponent. Lze odvodit, že pro modelové kritérium zapsané v tomto obecném tvaru (39) se měrný příkon mění za jinak stejných podmínek dle vztahu:

$$\frac{(P/V)_2}{(P/V)_1} = \frac{\varepsilon_{stř2}}{\varepsilon_{stř1}} = \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^{2-3\gamma} = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{2/3-\gamma} = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{x}, \tag{40}$$

poměr příkonů míchadla dle vztahu:

$$\frac{P_2}{P_1} = \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^{5-3\gamma} = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{5/3-\gamma} = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{y}, \tag{41}$$

a poměr Reynoldsových čísel pro posouzení režimu proudění dle vztahu:

$$\frac{\mathrm{Re}_2}{\mathrm{Re}_1} = \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^{2-\gamma} = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{2/3-\gamma/3} = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{z}. \tag{42}$$

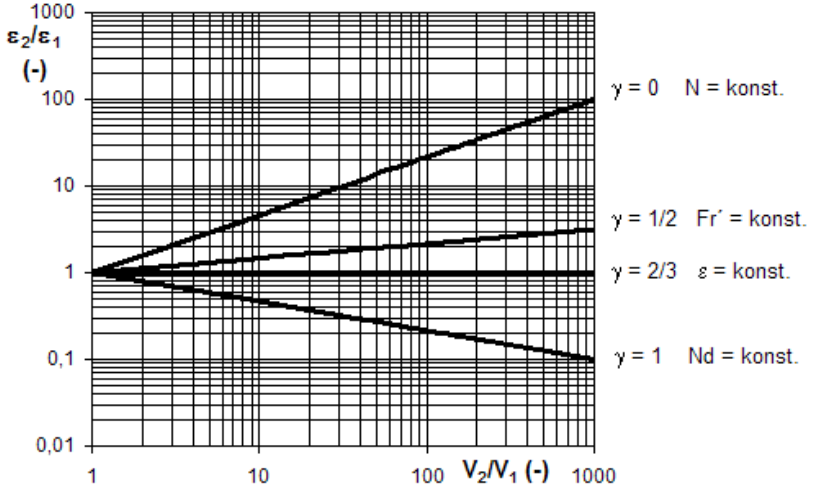
Pro jednotlivé výše uvedené děje lze odvodit následující hodnoty exponentů, které jsou shrnuty v tabulce 2.

Závislost změny měrného příkonu $\varepsilon_2/\varepsilon_1$ na objemové změně velikosti zařízení V_2/V_1 pro různé hodnoty exponentu γ , tj. pro různá modelová kritéria, je graficky prezentována na obr. 6.

Tabulka 2: Hodnoty exponentů γ, x, y, z

Modelování [*1]		**N.d $^{\gamma}$ = konst.**	**γ**	**x**	**y**	**z**
homogenizace	N = konst.	N.d ^{0} = konst.	0	4/6	10/6	4/6
přenos tepla	α = konst.	N.d $^{1/2}$ = konst.	1/2	1/6	7/6	3/6
suspendace	Fr´ = konst.	N.d $^{1/2}$ = konst.	1/2	1/6	7/6	3/6
	÷	÷	÷	÷	÷	÷
	N.d = konst.	N.d ^{1} = konst.	1	-2/6	4/6	2/6
měrný příkon	P/V = konst.	N.d $^{2/3}$ = konst.	2/3	0	1	4/9
dispergace	d = konst.	N.d $^{2/3}$ = konst.	2/3	0	1	4/9
přenos hmoty v g – l systému [*2]	k_La = konst.	N.d $^{2/3}$ = konst.	2/3	0	1	4/9

[1] Turbulentní oblast. [2] pro dané množství plynu.



Obr. 6: Závislost $\varepsilon_2/\varepsilon_1 = f(V_2/V_1)$

Z grafu vyplývá, že pro modelové podmínky s exponentem $\gamma < 2/3$ dochází k nárůstu měrného příkonu a tím i instalovaného příkonu pohonné jednotky se zvětšováním měřítka. Pro podmínky s exponentem $\gamma > 2/3$ naopak se

zvětšováním měřítka dochází k poklesu měrného příkonu a tím i instalovaného příkonu míchacího zařízení. Orientačně lze říci, že pro většinu dějů lze dosáhnout uspokojivých výsledků v laboratorním měřítku při intenzitě míchání odpovídající měrnému příkonu cca 300 W/m^3.
Záludné je zvětšování měřítka při suspendaci tuhých částic. Exponent γ může nabývat hodnot v rozsahu $\gamma = 1/2 \div 1$. Hodnota $\gamma \approx 1$ odpovídá jemnozrnným suspenzím, hodnota $\gamma \approx 1/2$ hrubozrnným suspenzím, a např. $\gamma \approx 0{,}8$ byla zjištěna pro písek. V případě jemnozrnných suspenzí dochází při zvětšování měřítka k poklesu měrného příkonu míchadla. To vysvětluje, proč pro zajištění vznosu v laboratorním měřítku je potřeba měrný příkon řádově desítky W/m^3, zatímco v průmyslovém zařízení dostačují měrné příkony řádově jednotky W/m^3 (při zvýšení objemu zařízení 1000x se měrný příkon sníží 10x, při zvýšení 10000x se sníží 20x). Naopak v případě hrubozrnných suspenzí dochází při zvětšování měřítka k růstu měrného příkonu (při zvýšení obejmu zařízení 1000x se měrný příkon zvýší 3,2x). V případě suspendace tuhých částic je tak klíčovým faktorem správné zjištění exponentu γ.

3. V případě, že dodržení modelového kritéria pro daný děj je prakticky nerealizovatelné, resp. by jeho dodržení vyžadovalo velké investiční nebo provozní náklady, zvolí se „mírnější“, „realizovatelnější“ podmínka a jiná míra účinku této zvolené podmínky na daný děj se zohlední změnou jiného parametru.

V případě homogenizace a modelování podle z teorie vyplývající podmínky N = konst. měrný příkon dramaticky roste, což by vedlo k instalaci obrovských pohonných jednotek. Pro ilustraci, při zvýšení objemu zařízení 100x se měrný příkon zvýší cca 22x (tj. při hodnotě 300 W/m^3 na modelu se zvýší na 6,6 kW/m^3 na díle), při zvýšení objemu 1000x se měrný příkon zvýší 100x (tj. při hodnotě 300 W/m^3 na modelu se zvýší na 30 kW/m^3 na díle). Vzhledem k tomu, že instalace takto obrovských jednotek je investičně i provozně vyloučená, používá se pro zvětšování měřítka modelová podmínka P/V = konst. a horší homogenizační účinek za této podmínky se pro požadavek stejné homogenity na modelu a díle zohlední delší dobou homogenizace, stanovenou z podmínky $N.t_H$ = konst., kde N jsou otáčky určené z podmínky P/V = konst. Pro ilustraci, při zvýšení objemu zařízení 100x se doba homogenizace prodlouží 2,8x, při zvýšení objemu 1000x se prodlouží 4,64x. Toto prodloužení však může ovlivnit celkově průběh procesu, např. velmi významně v případě probíhajících následných reakcí.

4. V případě, že na daném procesu se podílí a výsledek procesu ovlivňuje více dějů, je třeba uplatnit vícekriteriální modelování a formulovat

modelová kritéria pro všechny faktory, které ovlivňují daný proces. Otáčky míchadla na průmyslovém zařízení se navrhnou podle modelové podmínky děje, který má největší vliv na daný proces nebo dějů, jejichž kritéria vedou ke stejné modelovací podmínce. Rovnost podobnostních kritérií ostatních dějů na modelu a díle pro daný proces se zajistí změnou ostatních provozních veličin. V případě, že nelze tyto provozní veličiny změnit tak, aby byla dodržena rovnost podobnostních kritérií, je třeba stanovit, jaký vliv bude mít nedodržení rovnosti kritérií ostatních dějů na modelu a díle na daný proces v průmyslovém zařízení a smířit se s tím, že na díle bude průběh procesu poněkud odlišný.

V případě dispergace v systému kapalina – kapalina a požadavku homogennní disperze o dané velikosti kapek je třeba zohlednit jak intenzitu míchání (ovlivňuje velikost kapek), tak cirkulační účinky (ovlivňuje homogenitu). Pro požadavek stejné velikosti kapek za jinak stejných podmínek vyplývá modelové kritérium P/V = konst. Požadavek stejné homogenity disperze za stejný čas vyžaduje modelování podle podmínky N = konst. Obě podmínky jsou typu $N.d^{\gamma}$ = konst.. *V tomto případě se provede modelování podle podmínky P/V = konst. (viz bod 2) a stejný stupeň homogenity disperze se zajistí prodloužením doby míchání-dispergace* t_M *a to z podmínky* $N.t_M$ *= konst., kde N jsou otáčky určené z podmínky P/V = konst.*

V případě flokulace, kdy dochází k rozbíjení vznikajících vloček, je třeba zohlednit jak intenzitu míchání (ovlivňuje velikost vloček), počet průchodů vloček oblastí míchadla, tak množství flokulačního činidla. V tomto případě je pak nutné účinnost flokulace porovnávat při stejné intenzitě míchání (P/V = konst., stejném počtu průchodů vloček oblastí míchadla ($N.t_F$ *= konst.) a při stejné dávce činidla* D_F *= konst. při dané koncentraci znečišťující látky* c_{z0} *pro zajištění stejného chemického prostředí.*

Seznam použitých symbolů a označení

a	specifický mezifázový povrch	$m^2.m^{-3}$
d	průměr míchadla	m
d_f	velikost vločky	m
d_K	průměr kapky	m
D	průměr míchané nádoby	m
D_A	součinitel difúze	$m^2.s^{-1}$
Fr	Froudeho číslo ; $Fr = N^2.d/g$	-
Fr´	modifikované Froudeho číslo pro suspendaci ; $Fr' = N_s^2 d\rho_L/(g\Delta\rho)$	-
g	gravitační zrychlení	$m.s^{-2}$
H	výška hladiny v nádobě	m
H_2	výška míchadla nade dnem	m
k_L	součinitel prostupu hmoty	$m.s^{-1}$
k_La	objemový součinitel prostupu hmoty	s^{-1}
K_p	průtokové kritérium ; $K_p = V^{\bullet}/(N.d^3)$	-
K_{pg}	průtokové kritérium plynu ; $K_{pg} = V_g^{\bullet}/(N.d^3)$	-
N	otáčky míchadla	s^{-1}
N_s	otáčky míchadla potřebné pro dosažení vznosu	s^{-1}
Nu	Nuseltovo číslo ; $Nu = \alpha.D/\lambda$	-
P	příkon míchadla	W
Po	příkonové číslo ; $Po = P/(\rho.N^3.d^5)$	-
$Q^{\bullet}$	tepelný tok	W
Re	Reynoldsovo číslo ; $Re = N.d^2/\nu$	-
Sc	Schmidtovo číslo ; $Sc = \nu / D_A$	-
Sh	Sherwoodovo číslo ; $Sh = \beta.L_{char} / D_A$	-
t	čas, doba	s
V	objem zařízení	m^3
V_L	objem kapalné fáze v g-l systému	m^3
$V^{\bullet}$	objemový průtok kapalné fáze míchadlem	$m^3.s^{-1}$
$V_g^{\bullet}$	objemový tok plynu v g-l systému	$m^3.s^{-1}$
VVM	vzdušnění ; $VVM = V_g^{\bullet}/V_L$	s^{-1}
We	Weberovo číslo ; $We = N^2.d^3.\rho/\sigma$	-
Z_0	zákal před flokulací	FAU
Z_r	zbytkový zákal po flokulaci	FAU
Z_e^*	stupeň vyčištění ; $Z_e^* = (Z_0-Z_r)/Z_0$	-
Z_r^*	reziduální stupeň znečištění ; $Z_r^* = Z_r/Z_0$	-

Řecké symboly

α	součinitel přestupu tepla	$W.m^{-2}.K^{-1}$
ε	rychlost disipace turbulentní kinetické energie	$m^2.s^{-3}$
γ	exponent, rovnice (39)	-
λ	tepelná vodivost	$W.m^{-1}.K^{-1}$
μ	dynamická viskozita ; $\mu = \nu.\rho$	Pa.s
ν	kinematická viskozita	$m^2.s^{-1}$
ρ	hustota	$kg.m^{-3}$
σ	povrchové napětí	$N.m^{-1}$
τ	dynamické napětí	Pa
$\Delta\rho$	rozdíl hustot ; $\Delta\rho = \rho_P - \rho_L$	$kg.m^{-3}$

Indexy

F	flokulace
H	homogenizace
L	kapalina
M	míchání
P	částice

Seznam použité literatury

Bretsznajder, S., Kawecki, W., Leyko, J., Marcinkowski, R.: *Všeobecné základy chemickej technológie.* Alfa, Bratislava 1980

Calderbank, P.H.: *Physical rate processes in industrial fermentation, part I: the interfacial area in gas liquid contacting with mechanical agitation.* Trans.Ichem.E, 1958, roč. 36, s. 443-463

Ditl, P.: *Soukromé sdělení.* 2011

Ducoste, J.J., Clark, M.M.: *The influence of tank size and impeller geometry on turbulent flocculation: I. Experimental.* Environ.Eng.Sci., 1998a, roč. 15, č. 3, s. 215-224

Ducoste, J.J., Clark, M.M.: *The influence of tank size and impeller geometry on turbulent flocculation: II. Model.* Environ.Eng.Sci., 1998b, roč. 15, č.3, s. 225-235

Fořt, I., Jirout, T., Rieger, F., Allner, R., Sperling, R.: *Study of the blending efficiency of pitched blade impellers.* Acta Polytechnica, 2001, roč. 41, č. 6, s. 7-13

Garcia-Ochoa, F., Gomez, E.: *Theoretical prediction of gas – liquid mass transfer coefficient, specific area and hold-up in sparged stirred tanks.* Chemical Eng.Sci., 2004, roč. 59, č. 12, s.2489 – 2501

Jirout, T., Rieger, F.: *Impeller design for mixing of suspension.* Chem.Eng. Res.Des., 2011, roč. 89, č. 7, s. 1144-1151

Kudrna, V.: *K otázce příkonu rotačních mechanických míchadel v systému plyn – kapalina.* Kandidátská disertační práce. VŠCHT, Praha 1965.

Novák, V., Rieger, Fr., Vavro, K. : *Hydraulické pochody v chemickém a potravinářském průmyslu.* SNTL, Praha 1989

Oldshue, J.Y.: *Transport phenomena, reactor design and scale-up.* Biotechnol.Adv., 1983, roč. 1, s. 17-30

Oldshue, J.Y., Mady, O.B.: *Flocculation performance of mixing impellers.* Chem. Eng. Prog., 1978, roč. 74, s. 103-108

Rieger, F.: *Efficiency of agitators while mixing of suspensions.* In: 6th Polish Seminar on Mixing. Zakopane: Politechnika Kraków, 1993, s. 79-85.

Rieger, F.: *Effect of particle content on agitator speed for off-bottom suspension.* Chem. Eng. J., 2000, roč. 79, s. 171-175.

Rieger, F., Ditl, P.: *Mixing equipment for particle suspension – generalized approach to designing.* In: Proceedings of 10th European Conference on Mixing. Amsterdam: Elsevier, 2000, s. 415-422.

Rieger, F.: *Effect of particle content on agitator speed for off-bottom suspension.* Chem. Eng. Proces., 2002, roč. 41, s. 381-384.

Rieger, F., Ditl, P.: *Suspension of solid particles.* Chem. Eng. Sci., Vol. 49, No. 14, 1994, pp.. 2219-2227.

Schlűter,V., Deckwer, W.D.: *Gas/liquid mass transfer in stirred vessels.* Chem. Eng. Sci., 1992, roč. 47, č. 9-11, s. 2357-2362
Soifer, R. D.; Kafarov, V. V.: *Energy consumption for mixing of gas-liquid systems.* Chemical and Petroleum Engineering, 1965, roč.1, č.10, s.757-764
Strek, F.: *Míchání a míchací zařízení.* SNTL, Praha 1977
Šulc, R.: *Flokulace v turbulentně míchané vsádce.* Doktorská práce. ČVUT v Praze, Fakulta strojní, 2003
Šulc: *Effect of mixing intensity onto flock size at flocculation in agitated vessel*. Inžynieria i Aparatura Chemiczna. 2009, roč. 48, č. 4, s. 126-127. ISSN 0368-0827.
Šulc, R.: *Navrhování mechanicky míchaných flokulačních tanků.* Habilitační práce. ČVUT v Praze, 2010
Šulc, R., Ditl, P.: *Practical and theoretical aspects of energy dissipation rates onto process occured in agitated tanks.* In Czasopismo Techniczne Z. 5-M/2003 - VI Międzynarodowa Konferencja Naukowa „Teoretyczne i Eksperymentalne Podstawy Budowy Aparatury", Kraków, 14 – 17 października 2003, s.. 141-150. ISSN 0011-4561
Šulc, R., Ditl, P.: *Effect of mixing onto flocculation kinetics.* In Proceedings of 14th International Congress of Chemical and Process Engineering CHISA 2000 [CD-ROM]. Prague, Czech Republic, 2000
Šulc, R., Ditl. P.: *Effect of Mixing and Flocculation Time onto Flocculation Kinetics and Flocculent Dosage – Rushton turbine.* In Proceedings of 15th International Congress of Chemical and Process Engineering CHISA 2002 [CD-ROM]. Prague, Czech Republic, August 2002, s. 1- 12
Šulc, R., Ditl, P.: *Flocculation of clay slurry in a vessel agitated by Rushton turbine: effect of clay concentration at mixing intensity 40 W/m^3*, In Proceedings of 34th International Conference of the Slovak Society of Chemical Engineering SSCHE 2007 [CD-ROM]. Tatranské Matliare, Slovak Republic, 2007. ISBN 978-80-227-2640-5
Šulc, R., Ditl, P.: *The effect of flocculent dosage onto flocculation kinetics of kaolin slurry in a vessel agitated by Rushton turbine at mixing intensity 168 W/m^3 and kaolin concentration 0.58 g/l.* Czasopismo Techniczne – Seria: MECHANIKA, 2008, roč. 105, č.2, s. 341-349
Šulc, R., Ditl, P.: *Scale up of clay slurry flocculation in an agitated tak.* Chemical and Process Engineering (Inzynieria chemiczna i procesowa), 2009, ročl. 30, č. 3, s. 443-451. ISSN 0208-6425.
Šulc, R., Svačina, O.: *Effect of mixing intensity onto kinetics of flock growth in an agitated tak.* Chemical and Process Engineering (Inzynieria chemiczna i procesowa), 2010c, roč. 31, č. 2, s. 261-271. ISSN 0208-6425.

Zhou, G., Kresta, S. M.: *Correlation of mean drop size and minimum drop size with the turbulence energy dissipation and the flow in an agitated tank.* Chem. Eng. Sci., 1998, roč. 53, č. 11, s. 2063-2079.

WWW zdroje:

http://www.mero.cz

Další publikace vztahující se k tématu:

Paul, E.L.: Atiemo-Obeng, V.A., Kresta, S.M.: *Handbook of industrial mixing. Science and Practice.* John Wiley & Sons, New Jersey, USA, 2003, ISBN: 978-0471269199

Oldshue, J.Y.: *Fluid Mixing Technology.* McGrawHill. 1983, ISBN 978-0070476851

Tatterson, G.B.: *Scaleup and Design of Industrial Mixing Processes.* 2003, ISBN 978-0972663519

Ing. Radek Šulc, Ph.D.

Místo a datum narození: Slaný, 3. listopadu 1972

Vzdělání

1999 – 2004 České vysoké učení technické v Praze, Fakulta strojní
Ústav procesní a zpracovatelské techniky
Postgraduální doktorandské studium
Studijní obor: *Procesní technika a zpracovatelské systémy*
Disertační práce: *Flokulace v míchaných nádobách*

1993 – 1995 Masarykův ústav vyšších studií ČVUT v Praze
Doplňující pedagogické studium

1991 – 1996 České vysoké učení technické v Praze, Fakulta strojní
Magisterské studium
Studijní obor: *Stroje a zařízení pro chemický, potravinářský a spotřební průmysl*
Diplomová práce:*Odpařování z přehřátých roztoků*

1987 – 1991 Střední průmyslová škola strojní Česká Lípa
obor *Strojírenská technologie*

Výzkumné a odborné zájmy: Procesní inženýrství, inženýrství životního prostředí, míchání a míchací zařízení, fyzikální chemie.

Vědeckovýzkumné projekty: podílel se na řešení 3 grantů GA ČR, 2 výzkumných záměrů MŠMT ČR a 2 grantů MPO ČR

Spolupráce s průmyslem Spolupodílel se na řešení několika technických projektů pro průmysl.

Pedagogická činnost: Kurzy v bakalářském a navazujícím magisterském studijním programu: Chemie, Fyzikální chemie, Průmyslová chemie, Přenos hybnosti, tepla a hmoty, Industrial Chemistry.

Publikace: autor či spoluautor 2 článků v mezinárodních impaktovaných odborných časopisech, 5 článků v zahraničních odb. časopisech, 2 článků v českém odb. časopisu, 33 příspěvků na mezinárodních odb. konferencích, 11 příspěvků na českých odb. konferencích a 1 VŠ skripta a 4 elektronických studijních textů