

**ČESKÉ VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V PRAZE**

**FAKULTA STROJNÍ**

**ÚSTAV PROCESNÍ A ZPRACOVATELSKÉ TECHNIKY**



**Zařízení pro míchání průmyslových suspenzí**

**BAKALÁŘSKÁ PRÁCE**

## I. OSOBNÍ A STUDIJNÍ ÚDAJE

Příjmení: **Streltsov** Jméno: **Nikita** Osobní číslo: **394978**  
Fakulta/ústav: **Fakulta strojní**  
Zadávající katedra/ústav: **Ústav procesní a zpracovatelské techniky**  
Studijní program: **Strojírenství**  
Studijní obor: **Energetika a procesní technika**

## II. ÚDAJE K BAKALÁŘSKÉ PRÁCI

Název bakalářské práce:

**Zařízení pro míchání průmyslových suspenzí**

Název bakalářské práce anglicky:

**Equipment for mixing of industrial suspension**

Pokyny pro vypracování:

Popište postup návrhu míchacích zařízení pro míchání průmyslových suspenzí. V průběhu práce se zaměřte na následující kroky:

1. Zpracujte rešerši zaměřenou na proces míchání průmyslových suspenzí, volbu vhodné geometrie míchacího zařízení a formulace pravidel pro scale-up procesu.
2. Proveďte a vyhodnoťte suspenzační experimenty v modelových zařízení různé velikosti.
3. Na základě provedených experimentů formulujte pravidla scale-up procesu a proveďte modelový návrh průmyslového míchacího zařízení na úrovni basic-design.

Seznam doporučené literatury:

dle doporučení vedoucího práce a vlastní rešerše

Jméno a pracoviště vedoucí(ho) bakalářské práce:

**prof. Ing. Tomáš Jirout, Ph.D., ústav procesní a zpracovatelské techniky FS**

Jméno a pracoviště druhé(ho) vedoucí(ho) nebo konzultanta(ky) bakalářské práce:

Datum zadání bakalářské práce: **30.04.2018**

Termín odevzdání bakalářské práce: **17.08.2018**

Platnost zadání bakalářské práce: \_\_\_\_\_

prof. Ing. Tomáš Jirout, Ph.D.  
podpis vedoucí(ho) práce

prof. Ing. Tomáš Jirout, Ph.D.  
podpis vedoucí(ho) ústavu/katedry

prof. Ing. Michael Valášek, DrSc.  
podpis děkana(ky)

## III. PŘEVZETÍ ZADÁNÍ

Student bere na vědomí, že je povinen vypracovat bakalářskou práci samostatně, bez cizí pomoci, s výjimkou poskytnutých konzultací. Seznam použité literatury, jiných pramenů a jmen konzultantů je třeba uvést v bakalářské práci.

30-04-2018

Datum převzetí zadání



Podpis studenta

## Prohlášení

Prohlašuji, že jsem bakalářskou práci vypracoval samostatně pod vedením prof. Ing. Tomáše Jirouta, Ph.D. a uvedl jsem všechny použité podklady a literaturu.

V Praze dne \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_  
Nikita Streltsov

## **Poděkování**

Rád bych na tomto místě poděkoval svému vedoucímu práce prof. Ing. Tomáši Jiroutovi, Ph.D. za vedení bakalářské práce, za poskytnutí veškerého vybavení potřebného pro experimentální měření a konzultace. Dále chci poděkovat Ing. Alexandru Kolomietsovi za pomoc při experimentu.

## Anotační list

<b>Jméno autora:</b>	Nikita
<b>Příjmení autora:</b>	Streltsov
<b>Název práce česky:</b>	Zařízení pro míchaní průmyslových suspenzí
<b>Název práce anglicky:</b>	Equipment for mixing of industrial suspension
<b>Rozsah práce:</b>	počet stran: 36 počet obrázků: 15 počet tabulek: 14 počet příloh: 0
<b>Akademický rok:</b>	2017/2018
<b>Jazyk práce:</b>	český
<b>Ústav:</b>	U218 Ústav procesní a zpracovatelské techniky
<b>Studijní program:</b>	Strojírenství
<b>Vedoucí práce:</b>	prof. Ing. Tomáš Jirout, Ph.D.
<b>Oponent:</b>	prof. Ing. František Rieger, DrSc.
<b>Konzultant práce:</b>	-
<b>Zadavatel:</b>	Ústav procesní a zpracovatelské techniky
<b>Anotace česky:</b>	Tato práce je zaměřena na popis míchacího zařízení pro míchání průmyslových suspenzí. První část práce je věnována teoretické rešerši, která se skládá z úvodu o míchání a procesu míchání se zaměřením na míchání suspenzí, geometrického uspořádání míchacího zařízení a metodiky zvětšování měřítka. Další část práce obsahuje popis provedeného experimentu, ve kterém byly sledovány minimální otáčky potřebné ke vznosu částic pro různé koncentrace a typy suspenzí. Měření bylo provedeno ve dvou nádobách o různých velikostech. Výsledkem této práce je návrh zařízení průmyslové velikosti pro míchání jemnozrné suspenze sádrovce pomocí scale-up metody za využití experimentálně stanovených hodnot.
<b>Anotace anglicky:</b>	This bachelor thesis is focused on the description of mixing equipment for mixing of industrial

suspensions. The first part of the thesis is devoted to the theoretical research, which consists of the introduction of mixing and mixing process focusing on suspension mixing, geometric arrangement of mixing equipment and scale-up method. The next part of the thesis contains a description of the experiment in which the minimum just suspended impeller speed were monitored for different concentrations and types of suspension. The measurements were carried out in two vessels of different sizes. The result of this work is the basic design of an industrial-sized device for mixing of fine-grained gypsum suspension using a scale-up method and experimentally determined values.

**Klíčová slova:**

míchání, jemnozrnná suspenze, hrubozrnná suspenze, scale-up, axiální míchadlo.

**Keywords:**

mixing, fine particle suspension, large particle suspension, scale-up, axial impeller

**Využití:**

Návrh míchacího zařízení průmyslové velikosti za využití metody zvětšování měřítka

# Obsah

1. Úvod.....	9
2. Rešerše .....	10
2.1. Míchání v kapalném prostředí .....	10
2.2. Suspenze .....	12
2.2.1. Příkon při míchání suspenzí.....	13
2.3. Geometrie míchacího zařízení .....	15
2.3.1. Vliv tvaru dna nádoby.....	15
2.3.2. Vliv tvaru lopatek a geometrické konfigurace míchadla .....	16
2.3.3. Vliv tvaru a umístění narážek v míchací nádobě .....	16
2.3.4. Vliv výšky hladiny .....	17
2.4. Vznos pevné fáze .....	18
2.5. Metoda zvětšování měřítka – scale-up.....	19
2.5.1. Princip podobnosti .....	19
2.5.2. Základní pravidla.....	19
2.5.3. Metodika scale-up procesů míchání .....	20
2.6. Shrnutí rešerše.....	21
3. Experiment.....	22
3.1. Popis experimentu.....	22
3.1.1. Zařízení.....	22
3.1.2. Vlastnosti suspenzí .....	23
3.2. Experiment.....	25
3.3. Výsledky experimentu .....	26
3.3.1. Výpočet exponentu $\kappa$ .....	26
4. Návrh zařízení průmyslové velikosti pro míchání jemnozrné suspenze.....	28
4.1. Zadání .....	28
4.2. Specifikace míchacího zařízení .....	28

4.3. Basic design .....	28
5. Závěr .....	33
Seznam literatury .....	34
Seznam použitých symbolů .....	35



# 1. Úvod

Míchání v kapalném prostředí lze potkat v různých oblastech průmyslu, v potravinářském, chemickém, farmaceutickém a spotřebním. Cílem míchání je zintenzivnění procesů probíhajících při zpracování surovin. Využívá se k zintenzivnění přestupu tepla a hmoty, k homogenizování směsí či roztoků (suspenze, emulze, disperze) a zamezení sedimentace částic.

Kapaliny lze míchat různými způsoby, pomocí mechanického, pneumatického a hydraulického míchání. Využívá se také i míchání v potrubí, kde se vzájemně mísitelné kapaliny při dopravě tímto společným potrubím směřují.

Táto práce se zabývá procesem míchání suspenzí v míchacím zařízení. Práce se skládá z teoretické části zaměřené na míchání, geometrii zařízení a popisu metodik zvětšování měřítka.

Metoda zvětšování měřítka je výhodná z ekonomického a efektivního hlediska. Každé nevhodně navržené zařízení průmyslové velikosti může zvýšit provozní náklady anebo nedosahovat potřebných výsledků zpracování produktu. Proto je výhodné provést potřebné experimenty na laboratorním zařízení a za využití této metody dosáhnout přesnějších a nejúspornějších výsledků.

Další část práce obsahuje popis provedeného experimentu, ve kterém byly sledovány minimální otáčky potřebné ke vznosu částic pro různé koncentrace a typy suspenzi. Měření bylo provedeno ve dvou nádobách o různých velikostech.

Hlavním účelem práce bylo formulovat pravidlo zvětšení měřítka z experimentálně zjištěných hodnot, potřebné pro návrh zařízení průmyslové velikosti pro míchání sádrovce a následující modelový návrh na úrovni basic-design.

## 2. Rešerše

### 2.1. Míchání v kapalném prostředí

Míchání v kapalném prostředí je jednou z nejrozšířenějších operací v chemickém, potravinářském a spotřebním průmyslu. Účelem míchání je intenzifikace přenosu tepla a hmoty a příprava směsí požadovaných vlastností, např. suspenzí a emulzí. V praxi homogenizace a suspendace jsou nejčastěji požadovanými účely míchání.

Míchání v kapalném prostředí se dělí dle míchaných fází:

1. kapalina – plyn (dispergace)
2. kapalina – kapalina (homogenizace, dispergace)
3. kapalina – pevná fáze (homogenizace, suspendace, dispergace, rozpouštění)
4. vícefázové (plyn – kapalina – pevná fáze)

Kapaliny lze míchat různými způsoby:

1. Mechanické míchání je realizováno vytvářením nuceného proudění mechanickými míchadly. Nejobvyklejší jsou rotační míchadla. Méně používané jsou míchadla vibrační, které se vyskytují u míchání v malých objemech.
2. Pneumatické míchání je realizováno rozptýlením plynu v kapalině ve formě bublin. Stoupáním bublin je vyvolán pohyb kapaliny pomocí čehož je postupně docíleno promíchání.
3. Hydraulické míchání je realizováno pomocí trysky ponořené do kapaliny. Proud vystupující z trysky nabývá tvaru kužele od ústí trysky, čímž vytlačuje a strhuje okolní kapalinu. Proudem vystupujícím z trysky jsou vyvolány víry a tím i proudění v celém objemu.
4. Míchání v potrubí je realizováno u dvou vzájemně mísitelných kapalin. Z důvodu intenzivnějšího promíchávání v turbulentním proudění vkládají se do potrubí statické směšovače. Tím je docíleno promíchání různých vrstev kapaliny v radiálním směru. [1]

Limitním stavem pro projektování a provozování míchacího zařízení je *stav vznosu pevné fáze*. Frekvence otáčení míchadla, která odpovídá tomuto stavu se nazývá *otáčky vznosu*. Tím je dosaženo maximální mezifázové plochy. Což je žádoucí např. při přenosu hmoty. Pro suspendaci se nejčastěji používají rychloběžná míchadla vyvolávající v nádobě převážně axiální proudění vsádky. Charakter míchadlem vyvolaného proudění ve válcové nádobě s radiálními narážkami je dán především tvarem jeho lopatek.

Pro navrhování míchacího zařízení je nutno znát frekvenci otáčení a příkon míchadla potřebný pro dosažení *stavu vznosu pevné fáze*, což je stavem, když všechny částice jsou suspendovány a žádné nezůstávají ležet na dně nádoby déle než po přesně stanovenou dobu. Také sledujeme lokální koncentrace pevné fáze, rozhraní mraku suspendovaných částic a čisté kapaliny, uspořádání nesuspendovaných částic na dně nádoby v závislosti na frekvenci otáčení míchadla se nazývá *průběh suspendace*. Všechny tyto parametry je nutno sledovat experimentálně, kvůli komplexnosti jevů fyzikálního charakteru. Pak pomocí metody zvětšování měřítka je nutno tyto parametry převést na zařízení průmyslových zařízení. [2]

## 2.2. Suspenze

Suspenze je heterogenní disperze částic tuhé fáze v kapalině. Z fyzikálního hlediska jsou suspenze dvoufázové disperzní soustavy. Vnější spojitá (kontinuální) fáze je kapalná, vnitřní nespojitá (diskontinuální) je tuhá.

Suspenze se dělí podle množství různých velikostí dispergovaných částic na:

1. Monodisperzní suspenze, ve které částice dispergované fáze jsou stejně velké.
2. Polydisperzní suspenze, ve které částice mají různé velikosti.

Základní parametry:

Hustotu suspenze lze vypočítat ze vztahu:

$$\rho_{sus} = c_V \rho_s + (1 - c_V) \rho_1 \quad (1)$$

kde  $\rho_s$  je hustota tuhé fáze a  $\rho_1$  je hustota kapalně fáze. Tento způsob výpočtu dává dobré výsledky pro hodnoty objemové koncentrace  $c_V < 10\%$ . [3]

Tabulka 1. Rozdělení suspenzí podle velikosti dispergovaných částic. [3]

Suspenze	Velikost částic $D_p$ [mm]	Kinetická stálost	Charakteristika pohybu a částic
Analytická	$D_p \leq 10^{-6}$	Stálá	Intenzivní tepelný pohyb, částice amikroskopické
Koloidní	$10^{-6} < D_p \leq 5 \cdot 10^{-3}$		Intenzivní Brownův pohyb, částice submikroskopické
Strukturní	$10^{-3} < D_p \leq 5 \cdot 10^{-2}$	Nestálá	Slabý Brownův pohyb, částice mikroskopické
Jemnozrnná	$5 \cdot 10^{-2} < D_p \leq 2 \cdot 10^{-1}$		Působí převážně vnější sílové pole
Hrubodisperzní	$2 \cdot 10^{-1} < D_p \leq 2 \cdot 10^0$		Částice makroskopické
Heterogenní	$D_p < 2 \cdot 10^0$		

Koncentrace je definována jako poměr mezi pevnou a kapalnou fází suspenze. Tento poměr může být definován jako poměr hmotností:

$$c_m = \frac{m_p}{m_s} \quad (2)$$

Ale v praxi se používá koncentrace vyjádřena jako poměr objemů [3]:

$$c_v = \frac{V_p}{V_s} \quad (3)$$

Viskozita suspenze je závislá na tvaru, velikosti a hmotnosti částic, koncentraci suspenze a viskozitě čisté kapaliny. Vliv koncentrace na viskozitu suspenze vyjadřuje obecně rovnice:

$$\mu_s = \mu_l \cdot (1 + \alpha_0 \cdot c_v + \alpha_1 \cdot c_v^2 + \alpha_2 \cdot c_v^3 + \dots) \quad (4)$$

Dále v tabulce jsou uvedeny potřebné hodnoty konstant pro výpočet viskozity dle různých autorů [4]:

Tabulka 2. Konstanty rovnice (4) podle různých autorů [4].

Oblast použití	$\alpha_0$	$\alpha_1$	$\alpha_2$	$\alpha_5$	$\alpha_6$	Autor
$c_v < 0,02$	2,5					Einstein
$c_v < 0,4$	4,5					Hatschek
$c_v < 0,35$	2,5	7,17	16,2			Vand
$c_v < 0,3$	2,5	7,35				Vand
$c_v < 0,3$	2,5	10,05				Manley
	-2,5			11,0	-11,5	Ford
	2,5	6,25	15,7			Hatschek

### 2.2.1. Příkon při míchání suspenzí

Důležitým parametrem pro návrh míchacího zařízení je příkon míchadla. Potřebný příkon lze stanovit ze vztahu pro příkonové číslo:

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

Pro stanovení příkonového čísla lze použít korelační rovnici:

$$Po = \left[ \left( \frac{A_1}{Re} \right)^{A_2} + \frac{A_3}{Re^{(A_4 \cdot Re^{A_5})}} + A_6 \right]^{\frac{1}{A_2}}, \quad (6)$$

kde hodnoty parametrů  $A_1 - A_6$  jsou uvedeny v tabulce 3. Hodnotu modifikovaného Reynoldsova čísla lze určit ze vztahu [1]:

$$Re = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho_{sus}}{\mu} \quad (7)$$

Tabulka 3. Hodnoty parametrů  $A_1$  až  $A_6$  v korelační rovnici (6) pro vybrané typy míchadel [1].

Poř.č.	Název míchadla norma	$A_1$	$A_2$	$A_3$	$A_4$	$A_5$	$A_6$
1	Kotvové míchadlo CVS 69 1014	180	1,463	20,8	0,438	0	0
2	Šroubové míchadlo CVS 69 1028	233	1,799	24,53	0,410	0	0
3	Šroubové míchadlo excentrické	154	1,151	4,574	0,116	0	0
4	Listové míchadlo CVS 69 1016	115	1,619	91,88	0,457	0	0
5	Pásové míchadlo CVS 69 1029	296	1,234	8,743	0,397	0	0
6	Čtyřnásobné lopátkové míchadlo	138	1,648	0	0	0	6,009
7	Turbínové míchadlo s dělicím kotoučem CVS 69 1021	73,1	1,595	-6,51	$3,24 \cdot 10^{-5}$	1	13,44
8	Turbínové míchadlo bez dělicího kotouče	73,1	1,549	-2,68	$6,25 \cdot 10^{-3}$	0,5	8,56
9	Šestilopátkové míchadlo se šikmými lopatkami CVS 69 1020	64	0,836	-5,5	0,617	0	1,56
10	Vrtulové míchadlo CVS 69 1019	40	0,640	-0,906	0,365	0	0,511
11	Zubové míchadlo CVS 69 1038.1	67	0,526	-1,5	0,386	0	0,764
12	Zubové míchadlo CVS 69 1038.2	67	0,420	-1,09	0,258	0	0,681
13	Třílopatkové míchadlo se šikmými lopatkami CVS 69 1025.3	47,5	1,074	-0,214	$3,145 \cdot 10^{-8}$	1,609	1,108

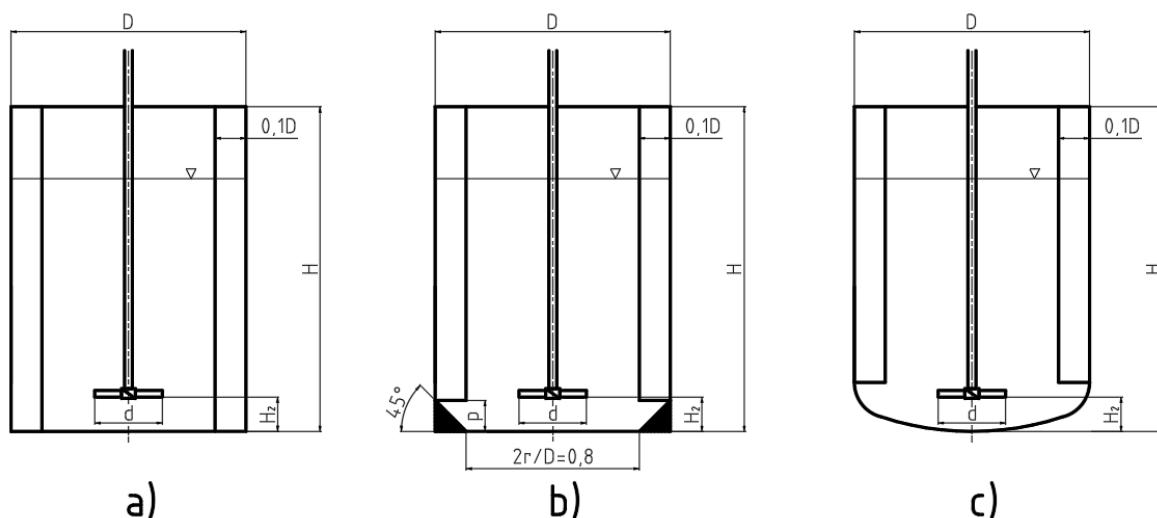
## 2.3. Geometrie míchacího zařízení

Při optimalizaci konstrukce standardních míchacích zařízení z hlediska minimalizace energetických a provozních nákladů na míchaní suspenze je třeba věnovat pozornost zvláště jeho geometrickému uspořádání, které ovlivňuje proudění a procesy probíhající v míchané vsadce. Pro konstrukční návrh míchacího zařízení je nutně znát velikost frekvence otáčení a příkonu míchadla [5].

### 2.3.1. Vliv tvaru dna nádoby

V praxi se nejčastěji vyskytuje míchací zařízení ve tvaru velké válcové nádoby s rovným dnem (obr. 1a), tento typ se používá pro zařízení zatížené pouze hydrostatickým tlakem míchané vsádky. Vyskytují se menší nádoby s kuželovým dnem opatřeným výpustním hrdlem. Tlaková zařízení jsou z pevnostního hlediska tvořeny válcovou nádobou s klenutým dnem (obr. 1c). Porovnávání energetické náročnosti suspenzace bylo publikováno v práci Jirouta (1999), ze které vyplývá, že pro dosažení stavu vznosu je energeticky nejvýhodnější nádoba s klenutým dnem, a to v širokém rozsahu velikostí a koncentrací částic v suspenzi.

Pro zlepšení proudění u nádob s rovným dnem lze použít konstrukci navrženou Chudackem (1985), která se spočívá v odstranění přechodu mezi dnem a pláštěm nádoby pomocí kuželového přechodu (obr. 1b) [5].



Obrázek 1. a) Válcová nádoba s rovným dnem b) s kuželovým přechodem mezi rovným dnem a pláštěm nádoby c) s klenutým dnem [5]

### 2.3.2.Vliv tvaru lopatek a geometrické konfigurace míchadla

Volba typu a geometrického uspořádání rotačního míchadla ovlivňuje nejen průběh suspendace částic, ale hlavně i energii potřebnou na suspendaci pevné fáze. Pro míchání suspenzí se nejčastěji používají rychloběžná míchadla vyvolávající v nádobě převážně axiální proudění vsádky. Charakter míchadlem vyvolaného proudění ve válcové nádobě s radiálními narážkami je dán především tvarem jeho lopatek. V současné době je mnoho typů míchadel lišících se nejenom tvarem, ale i počtem lopatek.

Z experimentální práce Jirouta (2007), plyne, že z energetického hlediska pro dosažení vzhledu jsou nejvhodnější axiální míchadla čerpající kapalinu směrem ke dnu nádoby.

Z hlediska příkonu míchadla potřebného pro dosažení stavu vzhledu je optimální výška spodní hrany lopatek standardních axiálních míchadel nade dnem nádoby v rozmezí  $H_2=1/3$  až  $3/4$  a poměr průměru nádoby k průměru míchadla okolo  $D/d=3$ .

Z experimentů provedených Jiroutem plyne, že všechna hydrodynamicky optimalizovaná míchadla mají výrazně menší energetické nároky na suspendaci než standardní třílopatkové míchadlo s lopatkami skloněnými pod úhlem  $\alpha = 45^\circ$ . U takovýchto míchadel se objevuje prakticky stejná suspenzační účinnost, jsou-li porovnávána pro jejich energeticky optimální výšku nade dnem. Takže u těchto míchadel prakticky nezáleží na počtu lopatek.

Při míchání koncentrovaných suspenzí je nutné zajistit mimo dosažení vlastního vzhledu částic suspenze i dostatečnou homogenitu suspenze v míchané vsadce. Pro tento účel se používají etážová axiální míchadla. Z hlediska příkonu etážových míchadel potřebného pro dosažení stavu vzhledu částic se jeví jako nejvýhodnější etážová míchadla s největší vzájemnou vzdáleností  $H_3/d = 1,25$  [5].

### 2.3.3.Vliv tvaru a umístění narážek v míchací nádobě

Při míchání ve válcových nádobách s rovným a klenutým dnem má na suspendaci částic vliv i tvar a poloha narážek v nádobě. Nádoba standardního míchacího zařízení je zpravidla vybavena čtyřmi rovnými radiálními narážkami pro potlačení tangenciálního proudění a tvorby středového víru. Nevýhodou tohoto uspořádání bývá zachycování částic za narážkami, kde klesá intenzita proudění. Tento nedostatek je možné odstranit mezerou mezi stěnou a narážkou dovolující částečný průtok suspenze, nebo použitím profilovaných narážek navržených Medkem a Seichterem (2001). Mimo již zmíněného tvaru ovlivňuje průběh suspendace i poloha narážek v nádobě. Vlivem vzdálenosti spodní hrany narážek ode dna nádoby se zabývali Myers a Fasano (1992). V jejich práci byla vzdálenost narážek ode



dna měněna v rozsahu od nuly do vzdálenosti rovnající se šířce narážek. Vliv tohoto parametru je sledován v práci Jirouta (2000), avšak v mnohem širším rozsahu vzdáleností narážek ode dna, a to pro axiální i radiální míchadla. Pro míchadla se skloněnými lopatkami mělo pozitivní efekt na suspendaci zvětšení vzdálenosti narážek ode dna v rozsahu od jedné čtvrtiny do poloviny šířky narážek. Pro hydrodynamicky optimalizovaná míchadla bylo zvětšení vzdálenosti narážek ode dna v rozsahu od nuly do poloviny šířky narážek prakticky bez efektu. Zvýšení vzdálenosti spodní hrany narážek nade dnem do vzdálenosti rovnající se šířce narážek a vyšší mělo pro proměřovaná axiální míchadla spíše škodlivý efekt na proces suspendace. Díky eliminaci mrtvých zón proudění jsou všechny výše uvedené úpravy standardních narážek výhodné nejenom z hlediska suspendace, ale i z provozních a technologických důvodů [5].

#### **2.3.4.Vliv výšky hladiny**

Dle práci Jirouta (2001) vliv výšky hladiny na suspendaci ve válcové nádobě s rovným dnem, není příliš velký. Kolísání hladiny kapaliny v rozsahu od 0,75 do 2-nasobku průměru nádoby prakticky neovlivňuje okamžik vznosu pevné fáze, avšak ovlivňuje homogenitu suspenze [5].

## 2.4. Vzнос pevné fáze

Stav vznosu je dle klasické vizuální metody dle Zwieteringa definován jako okamžik, kdy se částice nezdrží na dně nádoby déle než přesně stanovenou dobu např. 1 s. Tato metoda je založená na vizuálním sledování částic ležících na dně nádoby. Výše uvedená metoda je pro svou jednoduchost v současnosti nejpoužívanější [2].

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. Pomocí inspekční analýzy rovnice kontinuity, Navier-Stokesových rovnic a rovnice vyjadřující silovou rovnováhu sil působících na suspendovanou částici, ve své práci Rieger a Dítl (1994) došli k závěru o tom že pro geometricky podobná míchací zařízení, pracující v turbulentní oblasti, platí závislost modifikovaného Froudového čísla:

$$Fr' = \frac{\rho_l n^2 d}{g \Delta \rho}, \quad (8)$$

na bezrozměrné velikosti částic a střední objemové koncentraci.

$$Fr' = f\left(\frac{d_p}{D}, c_v\right) \quad (9)$$

Průběh suspendace pro malé a velké částice je odlišný. Rieger a Dítl (2000) proto vyjádřili suspendační charakteristiku pro jednotlivé objemové koncentrace pevné fáze pomocí mocninové závislosti:

$$Fr' = C \left(\frac{d_p}{D}\right)^\gamma \quad (10)$$

Výpočetní vztahy pro výpočet korelačních koeficientů  $C$  a  $\gamma$  v závislosti na velikosti a objemové koncentrace částic pevné fáze suspenze navrhl ve své práci Rieger (2000):

$$C = A e^{B c_v} \quad (11)$$

$$\gamma = \alpha + \beta c_v, \quad (12)$$

kde potřebné koeficienty  $A$ ,  $B$ ,  $\alpha$  a  $\beta$  se stanovují na základě experimentů. Pomocí výše uvedených vztahů lze definovat suspendační charakteristiku míchadla [7].

Důležitou rolí v návrhu míchacího zařízení hraje viskozita a hustota suspenze. Vlastnosti míchané suspenze ovlivňují volbu míchacího zařízení. Suspenze o různých koncentracích a různých velikostech částic mají různé způsoby realizace míchání z hlediska energetické náročnosti [1].

## 2.5. Metoda zvětšování měřítka – scale-up

Hlavním cílem metody zvětšování měřítka je návrh provozního zařízení, které dosáhne stejné kvality míchání jako v laboratorní nádrži. Při zvětšení objemu roste velikost smykové rychlosti a disipované energie, proto velikost míchadla musí být upravena na odpovídající rozměr [6].

### 2.5.1. Princip podobnosti

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.

Geometrická podobnost se charakterizuje pomocí poměrů 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.

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 probíhající na modelu a díle jsou si podobné
- fyzikální děje jsou si podobné, pokud jsou si podobné všechny veličiny, které daný jev charakterizují [7].

### 2.5.2. Základní pravidla

1. Vzájemně podobné jevy charakterizují stejná kritéria podobnosti.
2. Každou rovnici nebo soustavu rovnic, které charakterizují nějaký děj nebo děje, lze vyjádřit jako závislost bezrozměrných kritérií podobnosti.
3. 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 [7].

### 2.5.3. Metodika scale-up procesů míchání

Ke zvětšování měřítka z modelového zařízení na provozní se využívají různá modelovací kritéria, které se liší hodnotou exponentu  $\kappa$  podle požadovaných procesů.

Modelovací kritérium pro výpočet otáček míchadla v mechanicky míchaných zařízeních je ve tvaru:

$$n \cdot d^{\kappa} = konst \quad (13)$$

Tabulka 4. Modelovací kritéria a hodnoty exponentu  $\kappa$  podle typu procesů [9].

Homogenizace	$n = konst$	$n \cdot d^0 = konst$
Přenos tepla	$\alpha = konst$	$n \cdot d^{2/3} = konst$
Suspendace	$Fr' = konst$ $n \cdot d = konst$	$n \cdot d^{1/2} = konst$ $n \cdot d^1 = konst$
Dispergace	$d_k = konst$	$n \cdot d^{2/3} = konst$
Přenos hmoty v g-l systému (pro dané množství plynu)	$k_L a = konst$	$n \cdot d^{2/3} = konst$

Tabulka 5. Modelovací kritérium vhodné pro většinu procesů [9].

Měrný příkon	$P/V = konst$	$n \cdot d^{2/3} = konst$
--------------	---------------	---------------------------

Ve své práci Jirout a Rieger uvádí, že hodnoty exponentu  $\kappa$  se liší pro jemnozrnnou a hrubozrnnou suspenzi. Tak pro jemnozrnné suspenze hodnoty  $\kappa$  jsou v rozsahu 0,75-1,07, což se blíží hodnotě exponentu  $\kappa = 1$  pro modelování při konstantní obvodové rychlosti míchadla. Pro hrubozrnnou suspenzi exponent  $\kappa$  je v rozmezí 0,41-0,73. Dolní hranice tohoto intervalu se blíží hodnotě exponentu  $\kappa = 1/2$  pro modelování při konstantní hodnotě modifikovaného Froudového čísla. Horní hranice se blíží hodnotě exponentu  $\kappa = 2/3$  pro modelování při konstantním měrném příkonu [8].

Tabulka 6. Experimentálně zjištěné hodnoty exponentu  $\kappa$  pro různé objemové koncentrace  $c_v$  jemnozrnné suspenze [8].

$c_v$ [%]	$\kappa$
2,5	0,782
5	0,805
10	0,819

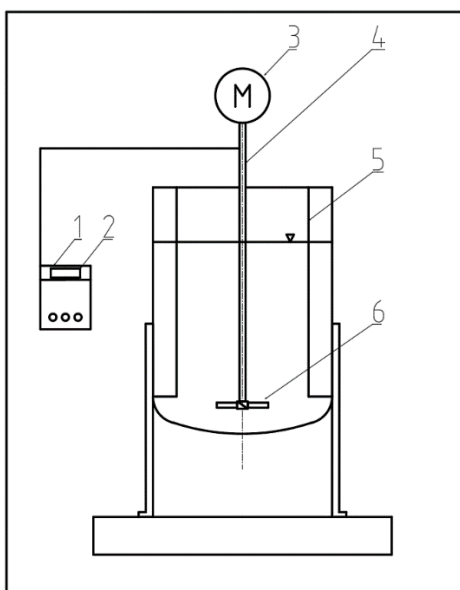
## 2.6. Shrnutí řešení

Pro míchaní suspenzí je nejvýhodnější použít nádobu s klenutým dnem z důvodu eliminaci vzniku usazenin a středových vírů. V experimentu bude použito šestilopátkové axiální míchadlo čerpající kapalinu směrem ke dnu nádoby s poměrem  $D/d = 3$ . Vzdálenost míchadla ode dna nádoby bude se rovnat  $d/2$ .

## 3. Experiment

### 3.1. Popis experimentu

Experiment byl proveden v laboratoři Ú12118. Měření bylo provedeno v nádobách o dvou velikostech s axiálními šestilopatkovými míchadly. Ke měření byly použity jemnozrnná a hrubozrnná suspenze o různých koncentracích. Během experimentu byly sledovány minimální otáčky potřebné ke vznosu pevné fáze. Ke sledování byla použita klasická vizuální metoda dle Zwieteringa.



Obrázek 2. Schéma míchací stanice.

1) Regulátor otáček 2) Displej 3) Motor  
4) Hřídel 5) Narážky 6) Míchadlo



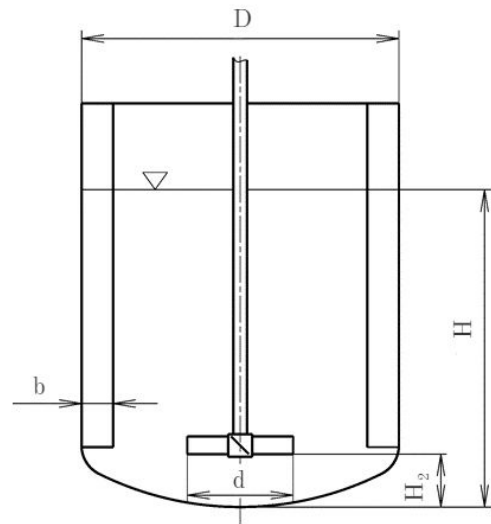
Obrázek 3. Míchací stanice.

#### 3.1.1. Zařízení

Experiment byl proveden na míchací stanici vybavené motorem s plynule měnitelnými otáčkami, snímačem otáček, displejem a regulátorem otáček. Při měření byly použity dvě nádoby s klenutým dnem o průměrech  $D = 200 \text{ mm}$  a  $D = 300 \text{ mm}$ . Nádoby byly opatřeny narážkami o velikosti  $b = 0,1 \cdot D$ . Výška hladiny v nádobách se rovnala průměru  $H = D$ .



Obrázek 4. Vlevo-nádoba  $D=300\text{ mm}$ ,  
vpravo-nádoba  $D=200\text{ mm}$



Obrázek 5. Schéma nádoby.  $D=H$ ,  $b=0,1D$ ,  
 $d=D/3$ ,  $H_2=d/2$

Dále byla použita šestilopátková axiální rychloběžná míchadla se skloněnými lopatkami pod úhlem  $45^\circ$  o průměrech  $D/d = 3$ . Míchadla byla umístěna ve výšce  $H_2 = 0,5 \cdot d$  ode dna nádoby ke kraji lopatky. Míchadla byla ustavena tak, aby čerpala kapalinu směrem ke dnu nádoby.



Obrázek 6. Míchadlo 6SL  $d=67\text{ mm}$



Obrázek 7. Míchadlo 6SL  $d=100\text{ mm}$

### 3.1.2. Vlastnosti suspenzí

K experimentu s hrubozrnnou suspenzí byly použity kuličky skleněné balotiny o průměru  $D_p = 0,679\text{ mm}$  a o hustotě  $\rho = 2600\text{ kg/m}^3$ . Experiment byl proveden ve dvou koncentracích  $c_m = 10\%$  a  $c_m = 20\%$ .



Obrázek 8. Nemíchaná nádoba se skleněnou balotinou



Obrázek 9. Nádoba ve stavu vznosu se skleněnou balotinou



Obrázek 10. Dno nádoby ve stavu vznosu se skleněnou balotinou

K experimentu s jemnozrnnou suspenzi byl použit sádrovec o průměru kuličky  $D_p \approx 15 \mu\text{m}$  a o hustotě  $\rho = 1500 \text{ kg/m}^3$ . Experiment byl proveden s koncentrací  $c_m = 40 \%$ .



Obrázek 11. Nemíchaná nádoba se sádrovcem



Obrázek 12. Nádoba ve stavu vznosu se sádrovcem



Obrázek 13. Dno nádoby ve stavu vznosu se sádrovcem



## 3.2. Experiment

Pomocí vizuální metody dle Zwieteringa byly odečteny otáčky vznosu pevné fáze. Tato metoda je založená na vizuálním sledování částic ležících na dně nádoby. Stav vznosu je dle této metody definován jako okamžik, kdy se částice nezdrží na dně nádoby déle než přesně stanovenou dobu např. 1 s [2]. Měření bylo provedeno pro každou nádobu a každou koncentraci pětkrát za účelem zmenšení vlivu nepřesnosti odečítání hodnot. Z naměřených hodnot dále byl vypočítán aritmetický průměr a směrodatná odchylka měření. Dále následují tabulky naměřených hodnot.

Tabulka 7. Nádoba  $D=200$  mm, hrubozrnná suspenze skleněné balotiny  $C_m=10$  %.

Číslo měření [-]	1	2	3	4	5	Ø
n [1/min]	643	657	636	640	646	644

Tabulka 8. Nádoba  $D=200$  mm, hrubozrnná suspenze skleněné balotiny  $C_m=20$  %.

Číslo měření [-]	1	2	3	4	5	Ø
n [1/min]	753	738	759	747	749	749

Tabulka 9. Nádoba  $D=300$  mm, hrubozrnná suspenze skleněné balotiny  $C_m=10$  %.

Číslo měření [-]	1	2	3	4	5	Ø
n [1/min]	470	473	470	470	473	471

Tabulka 10. Nádoba  $D=300$  mm, hrubozrnná suspenze skleněné balotiny  $C_m=20$  %.

Číslo měření [-]	1	2	3	4	5	Ø
n [1/min]	552	553	537	543	554	548

Tabulka 11. Nádoba  $D=200$  mm, jemnozrnná suspenze sádrovce  $C_m=40$  %.

Číslo měření [-]	1	2	3	4	5	Ø
n [1/min]	410	403	397	397	395	400

Tabulka 12. Nádoba  $D=300$  mm, jemnozrnná suspenze sádrovce  $C_m=40$  %.

Číslo měření [-]	1	2	3	4	5	Ø
n [1/min]	294	281	292	285	283	287

### 3.3. Výsledky experimentu

Z naměřených hodnot byl vypočítán aritmetický průměr a směrodatná odchylka měření. Pro hrubozrnnou suspenzi skleněné balotiny o koncentrací  $c_m = 10\%$  v nádobě o průměru  $D = 200 \text{ mm}$  hodnota otáček je v rozmezí  $644 \pm 8 \text{ ot/min}$ . Dále v tabulce jsou uvedeny hodnoty zbylých variant měření.

Tabulka 13. Hodnoty otáček z experimentu se směrodatnou odchylkou.

	Nádoba D=200 mm	Nádoba D=300 mm
Hrubozrnná suspenze skleněné balotiny $C_m=10 \%$	$644 \pm 8 \text{ min}^{-1}$	$471 \pm 2 \text{ min}^{-1}$
Hrubozrnná suspenze skleněné balotiny $C_m=20 \%$	$749 \pm 8 \text{ min}^{-1}$	$548 \pm 8 \text{ min}^{-1}$
Jemnozrnná suspenze sádrovce $C_m=40 \%$	$400 \pm 12 \text{ min}^{-1}$	$287 \pm 11 \text{ min}^{-1}$

#### 3.3.1. Výpočet exponentu $\kappa$

Ze vztahu č.13 vyjádříme hodnotu exponentu  $\kappa$ :

$$n_1 d_1^\kappa = n_2 d_2^\kappa \quad (14)$$

$$\frac{n_1}{n_2} = \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^\kappa \quad (15)$$

Tabulka 14. Výsledné hodnoty exponentu  $\kappa$  pro měřené suspenze.

Suspenze	$\kappa$
Hrubozrnná suspenze skleněné balotiny $C_m=10 \%$	0,7728
Hrubozrnná suspenze skleněné balotiny $C_m=20 \%$	0,7721
Jemnozrnná suspenze sádrovce $C_m=40 \%$	0,8206

### 3.4. Závěr experimentu

Byl proveden experiment na míchacím zařízení. Během experimentu byly sledovány minimální potřebné otáčky ke vznosu pevné fáze. Z naměřených hodnot dále byly dopočítány průměrné hodnoty, ze kterých byly stanoveny exponenty  $\kappa$ .

- Otáčky potřebné ke vznosu pevné fáze pro 10 % koncentraci hrubozrnné suspenze jsou vyšší než pro 20 % koncentraci.
- Minimální potřebné otáčky pro jemnozrnnou suspenzi jsou menší než pro suspenzi hrubozrnnou.
- Se zvětšujícím se průměrem nádoby byl pozorován pokles minimálních otáček.
- Pro hrubozrnnou suspenzi skleněné balotiny o koncentraci  $C_m=10$  % byla dopočítána hodnota exponentu  $\kappa = 0,7728$ , a pro 20 % koncentraci  $\kappa = 0,7721$ . Experimentálně zjištěné hodnoty exponentů  $\kappa$  se blíží hodnotě exponentu  $\kappa = 1$  pro modelování při konstantní obvodové rychlosti. Ve své práci Jirout a Rieger uvádí pro hrubozrnné suspenze rozmezí 0,41-0,73. Chyba byla způsobena nepřesností měření.
- Pro jemnozrnnou suspenzi sádrovce o koncentraci  $C_m=40$  % byla dopočítána hodnota exponentu  $\kappa = 0,8206$ . Experimentálně zjištěná hodnota exponentu  $\kappa$  se blíží hodnotě  $\kappa = 1$  pro modelování při konstantní obvodové rychlosti. Ve své práci Jirout a Rieger uvádí pro jemnozrnné suspenze rozmezí 0,75-1,07. Pro jemnozrnnou suspenzi vypočítaný exponent  $\kappa$  je v uvedeném rozmezí.

Vypočítaná hodnota exponentu  $\kappa$  pro jemnozrnnou suspenzi následně bude využita k návrhu průmyslového míchacího zařízení o objemu  $1 m^3$ .

## 4. Návrh zařízení průmyslové velikosti pro míchání jemnozrné suspenze

### 4.1. Zadání

Cílem této práce je návrh míchacího zařízení průmyslové velikosti pro míchání jemnozrné suspenze. Požadovaný objem nádoby je  $1 \text{ m}^3$ . Jemnozrná suspenze sádrovce o hustotě  $\rho = 1500 \text{ kg/m}^3$  bude obsahovat 40 % hmotnostní koncentraci částic.

### 4.2. Specifikace míchacího zařízení

- Beztlakové mechanicky míchané standardní míchací zařízení s válcovým pláštěm a klenutým dnem se čtyřmi radiálními narážkami. Výška hladiny se bude rovnat vnitřnímu průměru nádoby  $H=D$ .
- Míchání bude realizováno pomocí axiálního rotačního míchadla ve středu nádoby, čerpajícím kapalinu směrem ke dnu. Míchadlo bude umístěné ve výšce  $H_2 = 0,5 \cdot d$ .
- Pohon míchacího zařízení bude realizován pomocí elektromotoru.

### 4.3. Basic design

Z požadovaného objemu byl dopočítán průměr nádoby:

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H \quad (16)$$

Z předpokladu, že výška hladiny se rovna průměru nádoby  $H = D$ , byl vyjádřen průměr pro nádobu s rovným dnem:

$$D = \sqrt[3]{\frac{V \cdot 4}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{1 \cdot 4}{\pi}} = 1,084 \text{ m} \quad (17)$$

Dále byl zvolen průměr nádoby  $D = 1,1 \text{ m}$ . Pro tento průměr nádoby z katalogu firmy INDCOM [10] byl odečten objem klenutého dna  $V_{dna} = 155,5 \text{ l}$  a vnitřní výška dna  $H_{dna} = 0,231 \text{ m}$ . Následuje výpočet výšky hladiny v cylindrické části nádoby:

$$V_{cyl} = V_{celk} - V_{dna} = 1000 - 155,5 = 844,5 = 0,8445 \text{ m}^3 \quad (18)$$

Z objemu cylindrické části nádoby a zvoleného průměru byl vypočítán výšku hladiny v cylindrické části pomocí úpravy rovnice č.19.

$$V_{cyl} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H \quad (19)$$

Po úpravě této rovnice byl odvozen další vztah:

$$H_{cyl} = \frac{V_{cyl} \cdot 4}{\pi \cdot D^2} = \frac{0,8445 \cdot 4}{\pi \cdot 1,1^2} = 0,889 \text{ m} \quad (20)$$

Součtem výšek byla vypočtena celková výška hladiny:

$$H = H_{dna} + H_{cyl} = 0,889 + 0,231 = 1,12 \text{ m} \quad (21)$$

Vypočtena výška hladiny odpovídá zvolenému průměru nádoby.

Dále bylo zvoleno šestilopátkové axiální míchadlo 6SL o průměru  $d = \frac{1}{3} \cdot D = 0,366 \text{ m}$ .

Ke stanovení potřebných minimálních otáček vzhledem k pevné fázi bylo použito následující modelovací kritérium:

$$n \cdot d^\kappa = konst \quad (22)$$

Z experimentálních hodnot pro nádobu o průměru 200 mm se suspenzí sádrovce a vypočítaného exponentu  $\kappa = 0,8206$  dále byla dopočítána hodnota konstanty:

$$\frac{400,3}{60} \cdot 0,067^{0,8206} = 0,726 \quad (23)$$

Porovnáním experimentálních hodnot a hodnot potřebných pro návrh průmyslového zařízení vzniká vztah potřebný pro výpočet minimálních otáček:

$$n_1 \cdot d_1^\kappa = n_2 \cdot d_2^\kappa = konst \quad (24)$$

Po dosazení známých hodnot byl získán vztah:

$$0,726 = n \cdot 0,366^{0,8206} \quad (25)$$

Po úpravě vztahu č.25 byly získány minimální otáčky:

$$n = \frac{0,726}{0,366^{0,8206}} = 1,656 \text{ s}^{-1} \quad (26)$$

Ze získaných minimálních otáček vynásobením koeficientem 1,15 byly získány provozní otáčky:

$$n_p = 1,15 \cdot 1,656 = 1,904 \text{ s}^{-1} = 114 \text{ min}^{-1} \quad (27)$$

Ke stanovení hustoty suspenze a dynamické viskozity dále byla použita hustota vody  $\rho_l(25^\circ\text{C}) = 997,04 \text{ kg/m}^3$  a dopočítána objemová koncentrace vsadky:

$$m_l = 1000 \cdot 997,04 = 997040 \text{ g} \quad (28)$$

Z hmotnosti vody byla dopočítána hmotnost sádrovce:

$$m_{sád} = \frac{m_l}{0,6} - m_l = 664693,33 \text{ g} \quad (29)$$

A z toho byl dopočítán objem:

$$V_{sád} = \frac{664693,33}{1500} = 443,13 \text{ l} \quad (30)$$

Z objemů vody a vsadky byla spočítána objemová koncentrace sádrovce:

$$c_v \text{ sád} = \frac{443,13}{1000 + 443,13} = 0,307 \quad (31)$$

Při výpočtech bylo předpokládáno newtonské chování suspenze. Podle vztahu č.1 dále byla vypočtena hustota suspenze:

$$\rho_{sus} = 0,307 \cdot 1500 + (1 - 0,307) \cdot 997,04 = 1151,45 \text{ kg/m}^3 \quad (32)$$

Pro výpočet viskozity dle rovnice č.4 byl použit vztah Hatscheka pro objemovou koncentraci  $c_v < 0,4$  dle tabulky č.2:

$$\mu_s = 0,8905 \cdot (1 + 4,5 \cdot 0,307) = 2,12 \text{ mPa} \cdot \text{s} \quad (33)$$

Pro výpočet příkonu byla dopočítána hodnota modifikovaného Reynoldsova čísla dle vztahu č.7:

$$Re = \frac{1,656 \cdot 0,366^2 \cdot 1151,45}{2,12 \cdot 10^{-3}} = 120490 \quad (34)$$

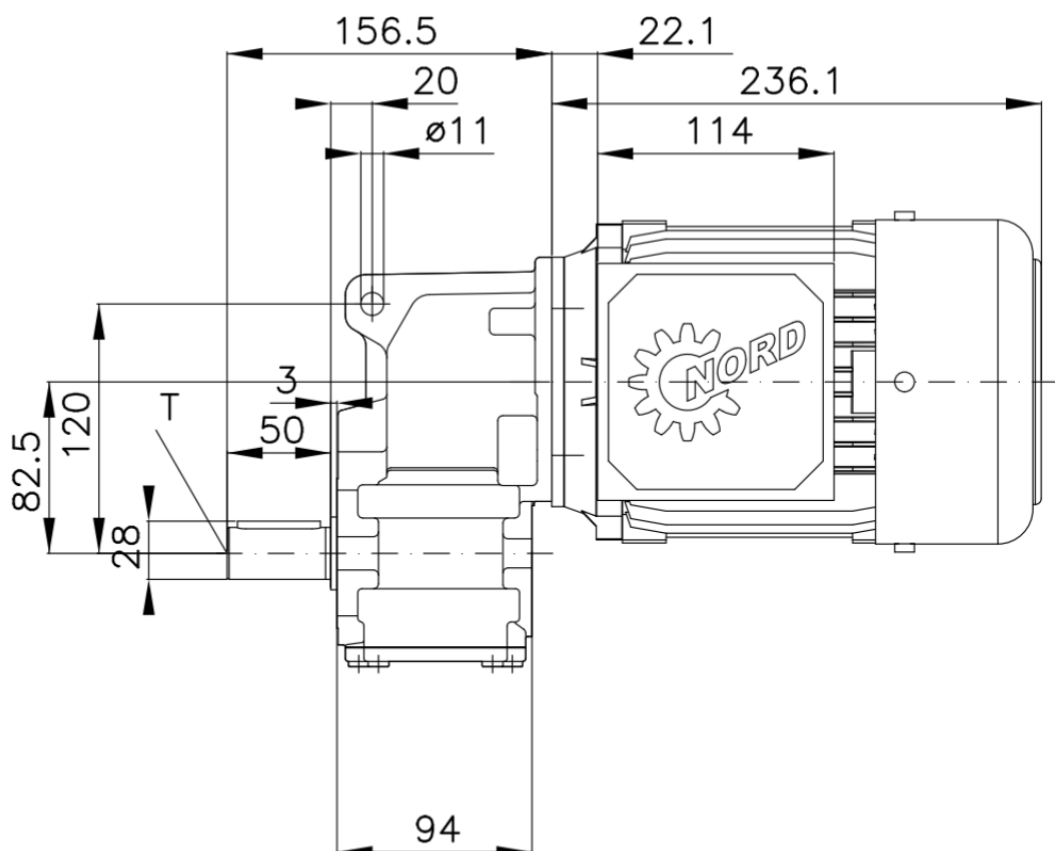
Pomocí korelace bylo vypočteno příkonové číslo dle rovnice č.6 [1]:

$$P_o = \left[ \left( \frac{64}{120490} \right)^{0,836} + \frac{-5,5}{120490^{(0,617 \cdot 120490^0)}} + 1,56 \right]^{\frac{1}{0,836}} = 1,7 \quad (35)$$

Ze kterého dále po úpravě rovnice č.5 byl vypočten příkon motoru:

$$P = P_o \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 = 1,7 \cdot 1151,45 \cdot 1,904^3 \cdot 0,366^5 = 89 \text{ W} \quad (36)$$

Dle spočteného příkonu a otáček byl zvolen sružený motor s převodovkou SK0182NB-80LP/4 TF od firmy NORD [11] s posíleným vnitřním ložiskem o výkonu 0,75 kW a výstupních otáčkách 121 ot/min.



Obrázek 14. Frontální pohled motoru s převodovkou SK0182NB-80LP/4 TF [11]

#### Shrnutí návrhu:

Průměr nádoby:  $D = 1100 \text{ mm}$

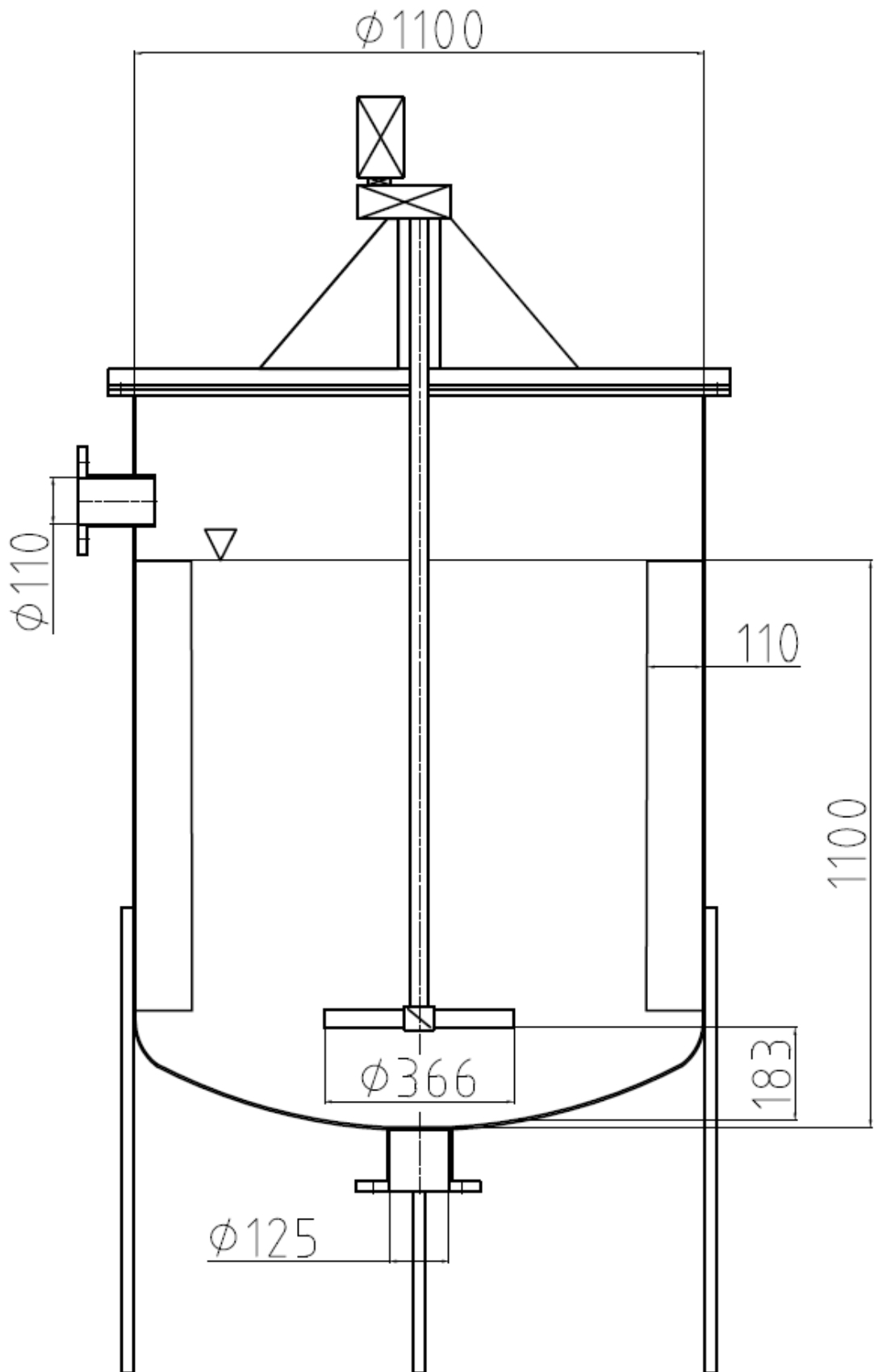
Průměr míchadla:  $d = 366 \text{ mm}$

Výška hladiny:  $H = 1100 \text{ mm}$

Šířka narážek:  $b = 110 \text{ mm}$

Vzdálenost míchadla ode dna nádoby:  $H_2 = 183 \text{ mm}$

Pohon: sružený motor s převodovkou SK2282-90SP/4 TF firmy NORD



Obrázek 15. Basic-design míchacího zařízení pro objem 1 m<sup>3</sup>



## 5.Závěr

Cílem této práce byl modelový návrh míchacího zařízení z formulovaných pravidel scale-up procesu.

- Byla provedena rešerše zabývající se mícháním v kapalném prostředí se zaměřením na míchání suspenzí, geometrické uspořádání míchacího zařízení a metodiky zvětšování měřítka.
- V experimentální části byly sledovány minimální otáčky potřebné ke vznosu částic pro různé koncentrace a typy suspenzi. Měření bylo provedeno ve dvou nádobách o různých velikostech. Z experimentálních dat byly vypočteny následující hodnoty exponentu  $\kappa$ :
  - Pro hrubozrnnou suspenzi skleněné balotiny o koncentraci  $C_m=10\%$  byla dopočítána hodnota exponentu  $\kappa = 0,7728$ , a pro  $20\%$  koncentraci  $\kappa = 0,7721$ . Experimentálně zjištěné hodnoty exponentů  $\kappa$  přesahovaly hodnoty uvedené v [8]. Pravděpodobně chyba byla způsobena nepřesností měření.
  - Pro jemnozrnnou suspenzi sádrovce o koncentraci  $C_m=40\%$  byla dopočítána hodnota exponentu  $\kappa = 0,8206$ . Experimentálně zjištěná hodnota exponentu  $\kappa$  odpovídá rozmezí uvedenému v [8].
- Výsledkem této práce byl návrh zařízení průmyslové velikosti pro míchání jemnozrnné suspenze sádrovce pomocí scale-up metody za využití experimentálně stanovených hodnot.

## Seznam literatury

- [1] RIEGER, František, Václav NOVÁK a Tomáš JIROUT. *Hydromechanické procesy II*. Praha: Česká technika - nakladatelství ČVUT, 2005. ISBN 80-01-03302-3.
- [2] JIROUT, Tomáš. *Míchání suspenzí: disertační práce*. Praha: České vysoké učení technické, 2005.
- [3] JANALÍK, Jaroslav. *Potrubní hydraulická a pneumatická doprava*. Ostrava: VŠB-Technická univerzita, 1999. ISBN 80-7078-595-0.
- [4] STŘEK, Fryderyk. *Míchání a míchací zařízení*. Přeložil Ivan FOŘT, přeložil Jiří KRÁTKÝ, přeložil Jiří VLČEK. Praha: SNTL, 1977. Metody a pochody chemické technologie.
- [5] JIROUT, Tomáš. *Suspendace v míchacích zařízeních - optimalizace jejich konstrukčního uspořádání: Particle suspension in mixing equipment - design optimisation*. Praha: České vysoké učení technické, 2007. ISBN 978-80-01-03916-8.
- [6] PAUL, Edward L, Victor A ATIEMO-OBENG a Suzanne M KRESTA. *Handbook of industrial mixing: science and practice*. Hoboken, N.J.: Wiley-Interscience, 2004.
- [7] ŠULC, Radek, *Zvětšování měřítka v mechanicky míchaných nádobách*. V Praze: České vysoké učení technické, 2012.
- [8] JIROUT, Tomáš, RIEGER, František. *Scale-up of mixing equipment for suspensions*. In: Chemical & Process engineering, 2009.
- [9] JIROUT, Tomáš. *Přednášky z předmětu Hydromechanické procesy*, [online] dostupné z: [http://users.fs.cvut.cz/tomas.jirout/vyuka/hmp/hmp\\_soubory/hmp10.pdf](http://users.fs.cvut.cz/tomas.jirout/vyuka/hmp/hmp_soubory/hmp10.pdf)
- [10] INDCOM [online] dostupné z: <http://www.indcom.cz>
- [11] NORD-Poháněcí technika, s. r. o. [online] dostupné z: <https://www.nord.com>

## Seznam použitých symbolů

Symbol	Jednotka	Význam
$A$	[1]	korelační koeficient
$A_{1\ 2\ 3\ 4\ 5\ 6}$	[1]	konstanta v korelaci pro výpočet $Po$
$b$	[m]	šířka narážky
$B$	[1]	korelační koeficient
$c_m$	[%]	hmotností koncentrace
$c_v$	[%]	objemová koncentrace
$c_{v\ sád}$	[%]	objemová koncentrace sádrovce
$D$	[m]	průměr nádoby
$d$	[m]	průměr míchadla
$D_p$	[m]	průměr částic pevné fáze
$Fr'$	[1]	modifikované Froudovo číslo
$g$	[m·s <sup>-2</sup> ]	gravitační zrychlení
$H$	[m]	výška hladiny
$H_2$	[m]	vzdálenost míchadla ode dna nádoby
$H_{cyl}$	[m]	výška hladiny v cylindrické části nádoby
$H_{dna}$	[m]	výška dna
$m_l$	[kg]	hmotnost kapaliny
$m_p$	[kg]	hmotnost částic
$m_s$	[kg]	hmotnost celková
$m_{sád}$	[kg]	hmotnost sádrovce
$n$	[s <sup>-1</sup> ]	frekvence otáček
$n_p$	[s <sup>-1</sup> ]	frekvence provozních otáček
$P$	[W]	příkon míchadla
$Po$	[1]	příkonové číslo
$Re$	[1]	Reynoldsovo číslo
$V$	[m <sup>3</sup> ]	objem
$V_{celk}$	[m <sup>3</sup> ]	objem nádoby celkový
$V_{cyl}$	[m <sup>3</sup> ]	objem cylindrické části nádoby
$V_{dna}$	[m <sup>3</sup> ]	objem dna nádoby
$V_p$	[m <sup>3</sup> ]	objem částic
$V_s$	[m <sup>3</sup> ]	objem celkový

$V_{sád}$	[m <sup>3</sup> ]	objem sádrovce
$\alpha$	[°]	úhel sklonu lopatek
$\alpha$	[1]	korelační koeficient
$\alpha_{0\ 1\ 2\ 5\ 6}$	[1]	konstanta pro výpočet viskozity
$\beta$	[1]	korelační koeficient
$\gamma$	[1]	korelační koeficient
$\kappa$	[1]	exponent
$\kappa$	[1]	exponent
$\mu$	[Pa·s]	dynamická viskozita
$\mu_l$	[Pa·s]	dynamická viskozita kapaliny
$\mu_s$	[Pa·s]	dynamická viskozita suspenze
$\rho$	[kg·m <sup>-3</sup> ]	hustota
$\rho_l$	[kg·m <sup>-3</sup> ]	hustota kapaliny
$\rho_s$	[kg·m <sup>-3</sup> ]	hustota tuhé fáze
$\rho_{sus}$	[kg·m <sup>-3</sup> ]	hustota suspenze