

ČESKÉ VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V PRAZE

FAKULTA STROJNÍ

ÚSTAV PROCESNÍ A ZPRACOVATELSKÉ TECHNIKY

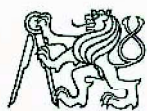


**MODELOVÁNÍ MÍCHÁNÍ VELKOOBJEMOVÝCH
REAKTORŮ A ZÁSOBNÍKŮ**

DIPLOMOVÁ PRÁCE

2016

Bc. Ondřej POTOČIAR



ZADÁNÍ DIPLOMOVÉ PRÁCE

Pro: **Bc. Ondřej Potočiar**

Program: N2301 Strojní inženýrství

Obor: 3909T012 Procesní technika

Název tématu: **Modelování míchání velkoobjemových reaktorů a zásobníků**

Title: **Simulation of flow in agitated large-volume reactors and storage tanks**

Zásady pro vypracování:

Na základě CFD simulací a jednoduchých ověřovacích experimentů navrhnete postup modelování proudění v míchané vsádce velkoobjemových reaktorů a zásobníků. Zaměřte se zejména na:

1. Porovnání toku v míchané vsádce modelového míchacího zařízení vyvolaného čerpacím účinkem bočního axiálního míchadla a stejně umístěnou a z hlediska průtoku ekvivalentní tryskou.
2. Možnost využití procesních charakteristik míchadel stanovených pro standardní konfiguraci míchacího zařízení pro přibližný výpočet jejich provozních parametrů při bočním míchání velkoobjemových reaktorů a zásobníků.

Rozsah grafických prací: dle potřeby

Rozsah průvodní zprávy: dle doporučení vedoucího práce

Seznam odborné literatury: dle doporučení vedoucího práce a vlastní rešerše

Vedoucí diplomové práce: prof. Ing. Tomáš Jirout, Ph.D.

Konzultant diplomové práce:

Datum zadání diplomové práce: 25. dubna 2016

Termín odevzdání diplomové práce: 10. června 2016

Neodevzdá-li student bakalářskou nebo diplomovou práci v určeném termínu, tuto skutečnost předem písemně zdůvodnil a omluva byla děkanem uznána, stanoví děkan studentovi náhradní termín odevzdání bakalářské nebo diplomové práce. Pokud se však student/ka řádně neomluvil/a nebo omluva nebyla děkanem uznána, může si student/ka zapsat bakalářskou nebo diplomovou práci podruhé

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

Zadání diplomové práce převzal dne 21.4.2016

Polovina

T.J.

prof. Ing. Tomáš Jirout, Ph.D.
vedoucí ústavu



Michael Valášek

prof. Ing. Michael Valášek, DrSc.
děkan fakulty

V Praze dne 19. dubna 2016

Prohlášení

Prohlašuji, že jsem diplomovou práci vypracoval samostatně pod vedením vedoucího diplomové práce a uvedl jsem všechny použité podklady a literaturu.

V Praze dne

.....

Bc. Ondřej Potočiar

Poděkování

Chtěl bych poděkovat svému vedoucímu diplomové práce prof. Ing. Tomáši Jiroutovi, Ph.D. za odbornou pomoc při zpracování práce a také Ing. Janu Skočilasovi, Ph.D. za cenné připomínky a čas strávený na konzultacích.

Anotační list

Jméno autora:	Ondřej
Příjmení autora:	Potočiar
Název práce česky:	Modelování míchání velkoobjemových reaktorů a zásobníků
Název práce anglicky:	Simulation of flow in agitated large-volume reactors and storage tanks
Rozsah práce:	počet stran: 54 počet obrázků: 25 počet tabulek: 7 počet příloh: 9
Akademický rok:	2015/2016
Jazyk práce:	český
Ústav:	Ústav procesní a zpracovatelské techniky
Studijní program:	Procesní technika
Vedoucí práce:	prof. Ing. Tomáš Jirout, Ph.D.
Oponent:	Ing. Lukáš Krátký, Ph.D.
Konzultant práce:	
Zadavatel:	Ústav procesní a zpracovatelské techniky, FS ČVUT
Klíčová slova:	CFD, boční míchadlo, axiální míchadlo, velkoobjemový reaktor, doba homogenizace, příkon míchadla
Key words:	CFD, side impeller, axial impeller, large-volume reactor, mixing time, power consumption of impeller
Využití:	simulace proudění ve velkoobjemových nádobách

Anotace:

Tato diplomová práce se zabývá simulacemi míchání ve velkoobjemových reaktorech s bočními míchadly. Nejprve je provedena rešerše používaných systémů míchání s ohledem na pozdější využití poznatků při simulacích. Na rešerši navazuje teoretický úvod do simulací popisující simulační přístupy k modelování rotace míchadla, turbulence atd., které jsou využity v provedených simulacích. Dále je uveden popis jednotlivých simulací proudění vyvolaného bočním axiálním míchadlem a tryskou. V další části je zkoumána podobnost příkonového a průtokového čísla mezi bočním a centrálně umístěným míchadlem. Pro případ bočního míchání je proveden rovněž ověřovací experiment zaměřený na zjištění lokálních rychlostí proudění. Z výsledků CFD simulací vyplývá, že proudění vyvolané tryskou a míchadlem se od sebe liší kvůli absenci tangenciální složky rychlosti v případě trysky. Při výpočtu příkonu bočního míchadla je možné vycházet z hodnot příkonového čísla zjištěného pro standardní konfiguraci míchacího zařízení, zatímco průtokové číslo a doba homogenizace jsou v porovnávaných případech odlišné.

Abstract:

This diploma thesis focuses on simulations of mixing in large-volume tanks using side-entry impellers. Firstly there is a review of currently available mixing solutions with respect to later use in simulations. The review is followed by theoretical introduction to simulations describing simulation options for impeller rotation modelling, turbulence modelling etc., which are used in performed simulations. Then there is a description of particular flow simulations generated by axial side-entry impeller and jet. Next part is aimed at comparison of power and flow number for side and centrally placed impeller. Experiment is conducted for side-entry impeller configuration for validation of simulated local velocities. It is concluded that flow induced by impeller and jet differs due to absence of tangential velocity component in jet outflow. Power demand for side-entry impeller can be calculated using the power number obtained for standard configuration setup (i.e. with central impeller), whereas flow number and mixing time differ in compared cases.

Obsah

1	Úvod	9
2	Rešerše	11
2.1	Druhy míchání	11
2.1.1	Pneumatické míchání	11
2.1.2	Hydraulické míchání	12
2.1.3	Mechanické míchání	12
2.2	Vliv procesních parametrů na volbu míchacího systému	15
2.2.1	Objem fermentoru	15
2.2.2	Teplota substrátu	15
2.2.3	Doba míchání	16
2.2.4	Reologické vlastnosti	16
2.3	Experimenty a CFD simulace míchání fermentorů	16
2.3.1	Experiment	17
2.3.2	CFD simulace proudění	19
2.4	Závěr rešeršní části	22
3	Teoretická část	24
3.1	Čerpací účinky rotačních míchadel	24
3.2	Homogenizační účinky rotačních míchadel	25
3.3	Simulační přístupy pro modelování rotace míchadla	26
3.4	Simulační přístupy pro zjišťování doby homogenizace vsádky	27
3.5	Modelování turbulentního proudění v míchané vsádce	28
4	CFD simulace proudění v míchané vsádce	30
4.1	Geometrie	30
4.2	Tvorba sítě	32
4.3	Nastavení simulačních parametrů	33
4.4	Výsledky a diskuse numerických simulací	36
4.4.1	Porovnání simulací míchání pomocí bočního míchadla a trysky	36
4.4.2	Porovnání simulací míchání pomocí bočního a centrálního míchadla	40
5	Ověřovací experiment	44
5.1	Popis experimentu	44
5.2	Výsledky	46
6	Závěr	48
7	Seznam použitých symbolů a označení	49
8	Seznam použité literatury	51
9	Přílohy	53

1 Úvod

Míchání je jedním z nejrozšířenějších procesů, které se používají v potravinářském, chemickém a spotřebním průmyslu za účelem intenzifikace přenosu tepla a hmoty v míchané vsádce, přípravy směsi požadovaných vlastností a zajištění homogenity směsi z hlediska koncentračního nebo teplotního pole.

Tato práce se zabývá mícháním velkoobjemových reaktorů a zásobníků, které se používají jako fermentory v bioplynových stanicích, zásobníky na ropu apod. Protože se požadavek na míchání podobně rozměrných nádrží se specifickými vlastnostmi vsádky objevil poměrně nedávno (resp. dříve se řešil pouze u rozměrných nádrží na ropu), je tato problematika prozatím nedostatečně vyřešena, a proto jsou tyto jednotky navrhovány empiricky na základě předchozí zkušenosti.

V současné době v této oblasti probíhá intenzivní výzkum, protože fermentory jsou klíčová zařízení bioplynových stanic, které produkují teplo a elektřinu při zpracování perspektivních obnovitelných zdrojů energie. Ukázalo se, že spotřeba elektrické energie na míchání představuje 30 – 50 % z celkové spotřeby energie bioplynové stanice [7], a proto je z hlediska ekonomické (resp. energetické) optimalizace procesu žádoucí zabývat se tímto aspektem. Existuje řada různých technických řešení, jimiž lze míchání realizovat. Jelikož se jedná o velkoobjemový reaktor (objem v řádu tisíců m³), nelze při návrhu většinou efektivně aplikovat stejné míchací systémy jako u běžného zařízení s objemem jednotek m³ a je nezbytné hledat jiná vhodná řešení.

Fermentační proces je možné provádět bez použití míchacího systému, ale jeho účinnost je pro používané zemědělské substráty nízká, protože je pasivní promíchávání realizováno pouze pomocí termického konvektivního proudění (které je navíc nežádoucí) a pomocí stoupajících bublin generovaného plynu, což způsobuje nedostatečnou homogenizaci vsádky. Pro efektivní průběh procesu je potřeba použít aktivní míchací systém, který zabezpečí splnění následujících požadavků uvedených v [1]:

- Smíchání čerstvého substrátu s již vyhnívajícím substrátem, aby se čerstvý substrát naočkoval aktivními bakteriemi.
- Rozdělení tepla, aby se ve fermentoru udržovala co nejrovnoměrnejší teplotní úroveň.
- Zabránění vzniku plovoucí pevné vrstvy na hladině a usazenin na dně nádrže.
- Zlepšení látkové výměny bakterií vypuzením bublin bioplynu a přívodem čerstvých živin.

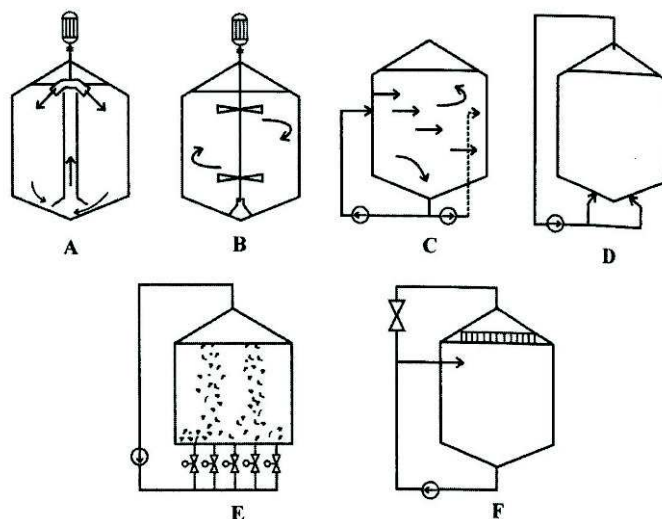
Základním přístupem pro řešení složitého procesu míchání ve velkých nádržích je provedení experimentu na geometricky podobném zmenšeném modelovém zařízení. Protože by v modelovém zařízení bylo geometricky podobné míchadlo často příliš malé a technicky nerealizovatelné, nelze v takových případech sestavit geometricky podobný model. Nabízí se proto otázka, zda je možné nahradit mechanické míchadlo např. ekvivalentní tryskou a zda je tato náhrada vhodným řešením.

Pomocí podobnostních kritérií pak lze získané výsledky využít pro návrh míchacích zařízení v průmyslovém měřítku. Vzhledem k neustále rostoucím možnostem výpočetní techniky je možné experiment provést pouze virtuálně a ušetřit tím značné množství času a finančních prostředků jinak vynaložených na realizaci různých variant experimentu. Získané výsledky pro optimální nalezenou variantu je poté vhodné ověřit na poloprovozním zařízení. Přestože je teoreticky možné pomocí přenosových rovnic přesně simulovat proudění v každém místě nádoby, není tento postup prakticky z kapacitních důvodů dostupné techniky ve větším měřítku prozatím realizovatelný. Míchací proces je navíc komplikován složitými tokovými vlastnostmi vsádky, přítomností více fází atd. Proto je nezbytné při simulacích vždy zavést určité zjednodušující předpoklady a na základě ověřovacího experimentu se zpětně přesvědčit, zda nasimulovaná data s dostatečnou přesností odpovídají skutečnému chování, tj. zda jsou navzdory zjednodušujícím předpokladům vystiženy dominantní mechanismy přenosu hybnosti, tepla či hmoty.

2 Rešerše

2.1 Druhy míchání

Míchání ve fermentorech může být realizováno několika základními způsoby – pneumaticky, hydraulicky nebo mechanicky. Příklady různých modifikací těchto základních způsobů míchání jsou naznačeny na obrázku 1.



Obrázek 1. Způsoby míchání anaerobních reaktorů. [12]

A – míchání mechanické turbínové, B – míchání mechanické lopatkové, C – míchání hydraulické, D – míchání pneumatické s pevnými vstupy, E – míchání pneumatické programově řízené, F – míchání hydraulické s odpěňovací sprchou

2.1.1 Pneumatické míchání

Pneumatické míchání (obrázek 1 D, E) probíhá na základě přivádění stlačeného bioplynu na dno nádrže. V tomto případě dochází k promíchávání pouze ve svislém směru (bubliny strhávají při průchodu vsádkou s sebou kapalinu a tím ji promíchávají) a ne ve vodorovném směru. Proto musí být trysky vhodně rozmístěny po dně, aby zajistily promíchávání celého objemu reaktoru. Toto řešení je vhodné jak pro kapalné substráty, tak pro fermentory s pístovým tokem s pevnými substráty jako např. tříděný komunální odpad [2]. Nevýhodou jsou relativně vysoké pořizovací náklady, nutnost dokonalého utěsnění fermentoru kvůli vysokým tlakům a nedostatečné množství uvolňovaného plynu vzhledem ke spotřebě na míchání [4]. Vysoká koncentrace metanu v bublinách navíc způsobuje odumírání kvasných bakterií.

2.1.2 Hydraulické míchání

Hydraulické míchání (obrázek 1 C, F) pracuje na základě přečerpávání vsádky pomocí čerpadla. Substrát přivedený do sání čerpadla se navrací výstupní tryskou zpět do fermentoru. Tyto trysky lze libovolně natáčet pro intenzifikaci míchání v různých místech reaktoru. K dispozici musí být výkonné centrální čerpadlo, které může sloužit rovněž k dopravě substrátu z přípravné nádrže do fermentoru a vyhnílého substrátu ze skladovací nádrže do cisternového vozu [1]. Výhoda tohoto řešení spočívá v umístění pohyblivých částí (čerpadla) mimo míchanou nádobu, což usnadňuje jejich údržbu. Na druhé straně je ovšem řešení vhodné pouze pro nízkoviskózní substráty, které nejsou příliš náchylné k tvorbě plovoucích vrstev a usazenin, dále hrozí u příliš tuhých substrátů (s přítomností vláknitých materiálů) ucpání čerpadla [2]. Dalším negativem jsou velké smykové síly na lopatkách čerpadla, které způsobují destrukci živých organismů při průchodu zařízením [4].

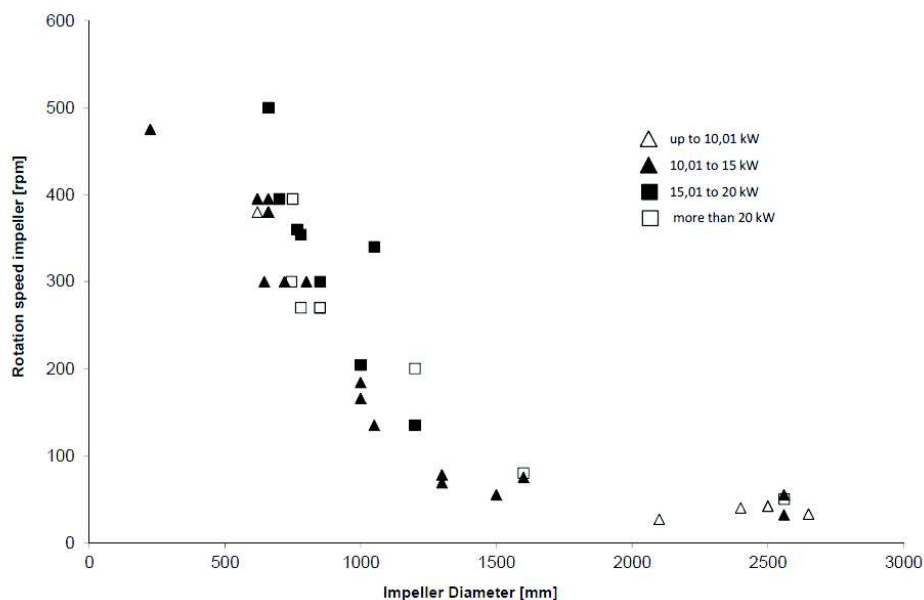
2.1.3 Mechanické míchání

Nejčastěji jsou v průmyslovém měřítku z energetického hlediska používána mechanická míchadla (obrázek 1 A, B), která jsou přímo zavedena do nádrže. V závislosti na své konstrukci vyvolávají v nádrži proudění v určitých definovaných směrech, jejich pohon může být umístěn uvnitř nebo vně nádrže a volba vhodného provedení závisí na velikosti nádrže a její orientaci, dále na vlastnostech míchané vsádky.

Mechanická míchadla lze podle frekvence otáčení rozdělit na pomaloběžná a rychloběžná. U fermentorů o objemu jednotek m^3 se používají rychloběžná centrální míchadla s horním nebo spodním pohonem. V případech, kdy je fermentor tvořen vyšší štíhlou nádobou, tj. výška hladiny vsádky je větší než cca 1,5 násobek průměru nádoby, je vhodné umístit na společný hřídel více míchadel a tím vytvořit tzv. etážové míchadlo (obrázek 1 B). Je-li výška vsádky nižší než průměr nádoby, je možné využít excentricky umístěné míchadlo, které potlačuje tangenciální proudění a zlepšuje axiální cirkulaci vsádky, což je výhodné z hlediska homogenizace a udržení částic ve vznosu. [3]

Míchání velkoobjemových nádrží pomocí rychloběžných centrálních míchadel se nepoužívá, protože je energeticky nevhodné a navíc technicky konstrukčně náročné. Pro správnou funkci míchání pomocí tohoto systému musí být dodrženy poměry určitých geometrických rozměrů míchadla a nádrže, např. poměr průměru nádoby k průměru míchadla $D/d \geq 3$ [5], což by např. při 24m průměru nádrže znamenalo 8m průměr míchadla. Příkon míchadla je úměrný páté mocnině průměru míchadla a třetí mocnině

otáček (viz dále rov. (5), část 3.1), což představuje pro tuto konfiguraci extrémní energetické nároky. Z toho důvodu se přistupuje k jiným konstrukčním řešením v podobě pomaluběžných pádlových míchadel nebo rychloběžných bočních míchadel. Pádlová míchadla jsou osazena rameny velkých rozměrů, zatímco boční míchadla mají při stejném příkonu menší průměr. Používané příkony míchadel jsou v závislosti na otáčkách a průměru míchadla vyneseny na obrázku 2.



Obrázek 2. Otáčky míchadel v závislosti na průměru míchadel a jejich příkonu. [7]

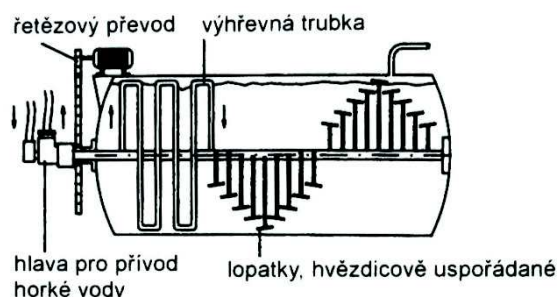
Skutečný rozsah využití různých míchacích systémů v anaerobních fermentorech zjišťovala na národní úrovni nedávná německá studie z roku 2009. Podle ní je 47 % všech těchto zařízení vybaveno ponornými bočními míchadly, 12,9 % otočnými mixéry, 7,4 % pádlovými míchadly, 6 % centrálně umístěnými míchadly a 16 % využívá kombinaci rychloběžného a pomaluběžného míchadla. Obdobná rakouská studie ukázala, že zastoupení pádlových (36,6 %) a ponorných míchadel (34,7 %) je v této zemi srovnatelné. [7]

Pádlová míchadla

Pádlová míchadla (obrázek 3) se využívají nejčastěji v horizontálních fermentorech. Jednotlivá ramena s koncovými lopatkami jsou uchycena na centrální hřídeli, která je poháněna vně reaktoru umístěným elektromotorem s převodovkou. [1]

Výhodou těchto míchadel je použitelnost pro míchání substrátů o vysokém obsahu sušiny (až 20 %) a vysokém podílu vláknitých látek. Nevýhodou je charakter proudění, který míchadlo ve vsádce vyvolává – dochází totiž k částečnému pístovému toku substrátu

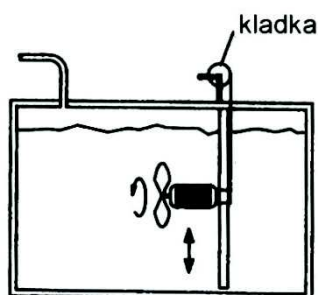
a jeho přesouvání na druhý konec reaktoru, což negativně ovlivňuje vzájemné promíchávání a homogenizaci vsádky. Dalším požadavkem je utěsnění rotujícího hřídele pomocí např. mechanické ucpávky, která je nákladnou investicí. Přesto se toto řešení poměrně často používá v bioplynových stanicích kvůli bezpečnému a relativně úspornému provozu. [1]



Obrázek 3. Mechanické lopatkové míchadlo s výhřevnými trubkami. [1]

Boční míchadla

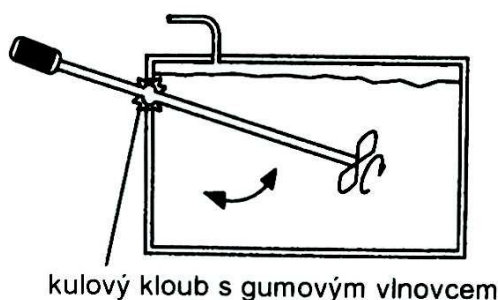
Ve vertikálních velkoobjemových fermentorech se v poslední době výrazně prosadila boční ponorná míchadla (obrázek 4). Vodotěsně zapouzdřený elektromotor pohání vrtulové nebo jiné rychloběžné míchadlo a tvoří tak kompaktní míchací jednotku [1]. Míchací systém je upevněn na konstrukci, která umožňuje výškové (popř. směrové) polohování míchadla, což pomáhá zajištění cirkulace v přesně definovaném místě a směru. V závislosti na objemu fermentoru se doporučuje používat větší počet těchto jednotek. Vzájemná poloha a směrové natočení těchto míchadel je otázkou optimalizace procesu.



Obrázek 4. Ponorné motorové vrtulové míchadlo s nastavitelnou výškou. [1]

Jiným typem bočních míchadel jsou zařízení s vnějším pohonem, která jsou označovaná jako tyčové mixery (obrázek 5). Míchadlo je zpravidla možné polohovat jak ve svislém, tak ve vodorovném směru pomocí kloubu umístěného ve stěně nádoby. Výhodou tohoto systému je snadná dostupnost hnacího členu pro údržbu. Nevýhodou této varianty je nutnost utěsnit rotující hřídel pomocí např. mechanické ucpávky, která je

nákladná a někdy činí až polovinu ceny celého míchacího ústrojí [6]. Použití standardní ucpávky s těsnícími kroužky nebo ucpávkovou šňůrou je náročné na údržbu a dochází také ke značné disipaci energie mezi hřídelem a těsnícím členem.



Obrázek 5. Tyčový mixér, otočný [1]

2.2 Vliv procesních parametrů na volbu míchacího systému

Do dnešní doby je konfigurace míchacího systému zvláště v případě použití bočních míchadel (počet míchadel, jejich pozice, výška a natočení) v závislosti na objemu fermentoru a vlastnostech substrátu ve většině případů určována ze zkušeností výrobců a operátorů těchto zařízení, protože tato náročná problematika není prozatím akademicky dostatečně zpracována. Pro výběr vhodného míchacího systému je nutné znát jak charakteristické vlastnosti substrátu jako podíl vláken, reologii suspenze atd., tak konstrukční řešení fermentoru. Míchadla by rovněž měla být schopna zvládat homogenizaci substrátů o proměnlivém složení. Snadný přístup k míchadlům (nebo alespoň jejich pohonům) pomáhá snižovat časy potřebné na údržbu zařízení. [7]

2.2.1 Objem fermentoru

Jak již bylo uvedeno v předchozím textu, objem fermentoru určuje zásadním způsobem výběr vhodného míchacího systému. V případě menších objemů se používají centrálně (popř. excentricky) umístěná míchadla, zatímco u velkoobjemových zařízení se používají boční (popř. pádlová) míchadla.

2.2.2 Teplota substrátu

Kinetika tvorby bioplynu je teplotně velmi silně závislá. S rostoucí teplotou roste rychlost rozkladu substrátu a doba vyhnívání se zkracuje. Nejčastěji se při fermentaci využívá mezofilních bakterií, které pracují při teplotě 27 – 45 °C. V literatuře [1] se uvádí, že ponorná míchadla jsou vhodná do 40 °C, takže při jejich použití je potřeba zohlednit toto omezení, popř. upravit chlazení/izolaci pohonu. Jiné novější zdroje [9] posunují

hranici použitelnosti až k 70 °C, takže by s nasazením těchto míchadel při vyšších teplotách neměl být problém.

2.2.3 Doba míchání

Výzkumy ukázaly, že v anaerobním fermentoru na odpadní vody se při nepřetržitém režimu míchání při zvyšování počtu otáček ze 140 na 1000 min⁻¹ nezvýšil plynový výkon, ale naopak došlo k jeho mírnému poklesu. Podobné výsledky jsou publikované také ve studiích zabývajících se výtěžkem bioplynu ze zemědělské kejdy. Minimální míchání (10 min před doplněním nového substrátu) dosahovalo ve srovnání s kontinuálním mícháním (cykly 5 min míchání a 5 min klidový režim) o 12,5 % vyšší výnos plynu, přičemž substrát byl pravidelně doplňován každých 8 h [8]. Minimální míchání je dostatečné pro to, aby byl nový substrát promíchán se stávajícím a došlo k vytvoření nových iniciačních zárodků potřebných pro průběh reakce. Naopak v případě kontinuálního míchání dochází k rozbíjení mikrobiálních shluků, což nepříznivě ovlivňuje výkon reaktoru [8]. Z toho důvodu se v praxi přistupuje k přerušovanému míchání. Doba míchání a intervaly, v jakých je potřeba vsádku míchat, je většinou nutné určit pro každý konkrétní příklad zvlášť. Pro pádlová míchadla se uvádí v [1] doporučení míchat substrát v závislosti na složení substrátu a jeho náchylnosti k tvorbě plovoucí vrstvy 6 – 12x denně po dobu 5 – 10 min. [7,1]

2.2.4 Reologické vlastnosti

Tokové vlastnosti substrátu jsou jedním z důležitých parametrů pro návrh vhodného typu míchadla a jeho výkonu. Reologický popis suspenze používané v anaerobních fermentorech je obecně obtížný, protože vstupem mohou být jak různé zemědělské odpady, tak různé druhy tříděného komunálního odpadu. Kejda bývá popisována jako pseudoplastická kapalina, jejíž neneutonské chování se výrazněji projevuje zejména při vysokých podílech sušiny v substrátu [7]. Pro málo koncentrované suspenze lze zjednodušeně uvažovat newtonské chování. Při navrhování příkonu je třeba si uvědomit, že v průběhu fermentačního procesu dochází ke změnám teploty, a tudíž k odpovídajícím změnám viskozity.

2.3 Experimenty a CFD simulace míchání fermentorů

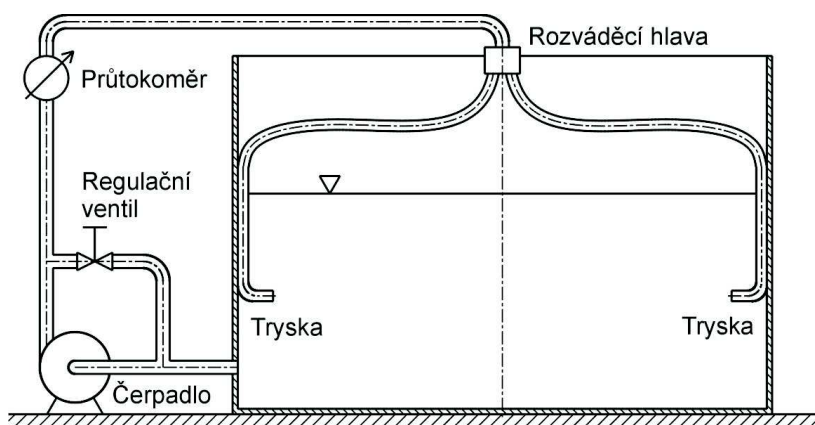
K výzkumu daného jevu lze obecně přistupovat dvěma různými způsoby – provedením experimentu nebo teoretickým popisem, na jehož základě je možné simulovat probíhající děj.

2.3.1 Experiment

Pokud je proces složitý anebo teoreticky nedostatečně popsán, je provedení experimentu prakticky jedinou možností hlubšího pochopení děje a systematicky může být použit pro optimalizaci jeho pracovních parametrů. Tento přístup je vhodný právě pro studium míchání velkoobjemových reaktorů. Aby bylo možné získané parametry modelu přenést do průmyslového měřítka, užívá se řada modelových kritérií, které předpokládají geometrickou podobnost modelu a díla (např. rovnost poměru hlavních rozměrů) a podobnost fyzikálních dějů (rovnost bezrozměrných podobnostních čísel charakterizujících děj). [10]

Intenzitu míchání je možné posuzovat pomocí několika parametrů: otáček míchadla, obvodové rychlosti konce lopatek, Reynoldsova čísla (rov. (1), část 3.1) nebo nejčastěji pomocí příkonu míchadla vztaheného na objem nebo hmotnost míchané vsádky. [10]

Jestliže má laboratorní míchaná nádoba průměr např. 600 mm a reálné zařízení průměr 20 – 30 m, nemusí být při experimentálním hledání optimálního umístění bočních ponorných míchadel z hlediska zachování geometrické podobnosti technicky možná výroba tak malých míchadel. V tomto případě je jednou z možností řešení problému nahrazení míchadel tryskami stejné velikosti s průtokem odpovídajícím čerpacím účinkům míchadla. Schématické znázornění takového experimentálního zařízení je na obrázku 6. [3]

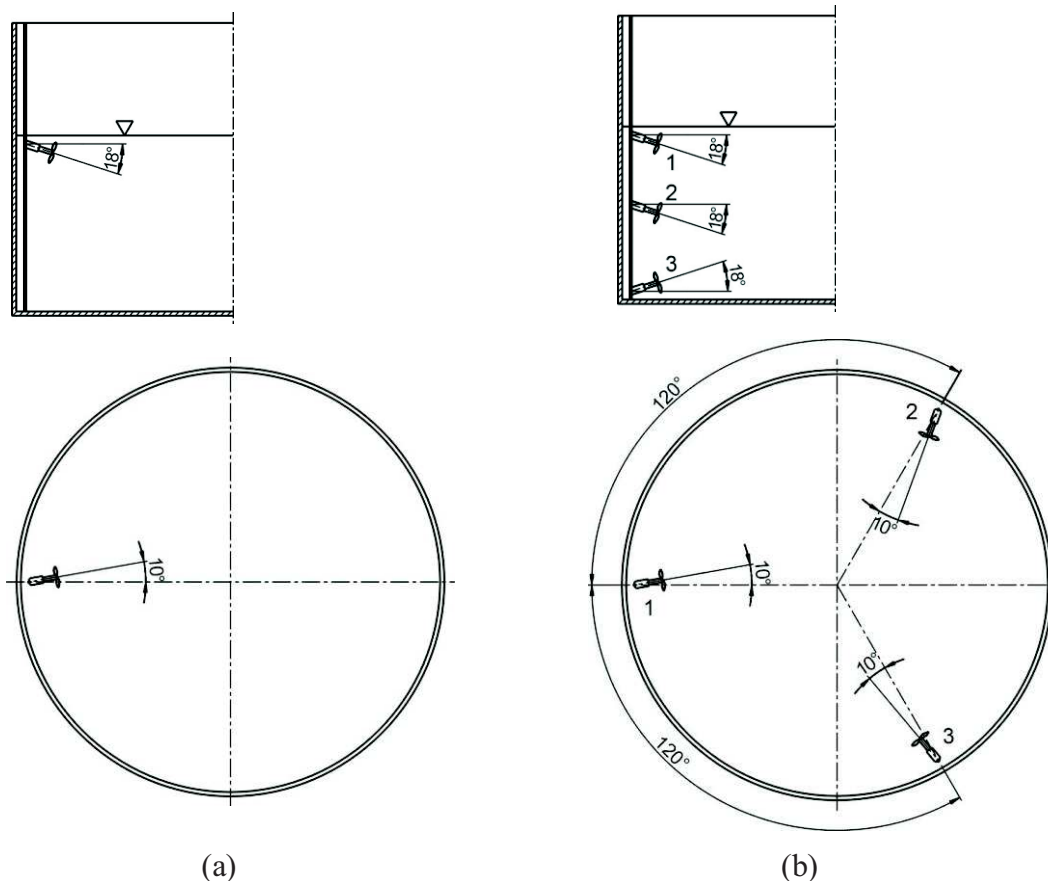


Obrázek 6. Uspořádání experimentu modelování míchání s bočními míchadly. [3]

Systematickými experimenty [3] na tomto zařízení bylo zjištěno, že nastavení jednoho míchadla je nejvýhodnější dle obrázku 7 (smysl otáčení po směru hodinových ručiček). Při této konfiguraci jsou částice z hladiny strhávány pomocí vírů a dochází tak k homogenizaci substrátu v celém objemu. Jako substrát byla použita vodní suspenze kukuřičné siláže a slámy. Nevýhodou tohoto řešení je, že v místech vzdálených od

míchadla může klesnout intenzita míchání natolik, že dochází k nežádoucím jevům, např. sedimentaci částic. Z toho důvodu se u fermentorů větších rozměrů doporučuje použití více bočních míchadel. Pro strhávání pevných částic z hladiny je třeba, aby měrný příkon míchadla byl alespoň 40 W/m^3 (pro cirkulaci vsádky a zamezení sedimentace postačuje podstatně nižší hodnota příkonu) [3]. Uvádí se, že pro průměr fermentoru do 13 m postačuje jedno míchadlo, pro průměr 13 až 20 m jsou vhodná dvě míchadla a pro větší rozměry zařízení tři míchadla [9].

Jiný experiment [11] s bočními míchadly zkoumal, jaký vliv mají reologické vlastnosti substrátu na charakter toku v míchaném reaktoru. Substrát byl v tomto případě nahrazen xanthanovým roztokem, který vykazoval pro různé koncentrace stejné tokové chování jako vybrané typy reálných substrátů. Při vyšší koncentraci xanthanu (tj. větším podílu sušiny v substrátu) dochází v okolí míchadel ke vzniku intenzivně míchaných oblastí, tzv. kavern, kolem nichž se nachází nemíchaná stagnantní zóna. Autoři proto navrhují přemístění míchadel blíže ke středu nádoby, což zajistí jejich vzájemné přiblížení a propojení kavern. Je tedy zřejmé, že nevhodné rozmístění míchadel může vést ke vzniku rozsáhlých nemíchaných oblastí, jejichž zmenšení nelze dosáhnout pouhým zvýšením otáček míchadla. Tyto výsledky byly rovněž ověřeny pomocí počítačových simulací proudění.



Obrázek 7. Optimální konfigurace uspořádání fermentoru s jedním (a) a třemi (b) míchadly. [3]

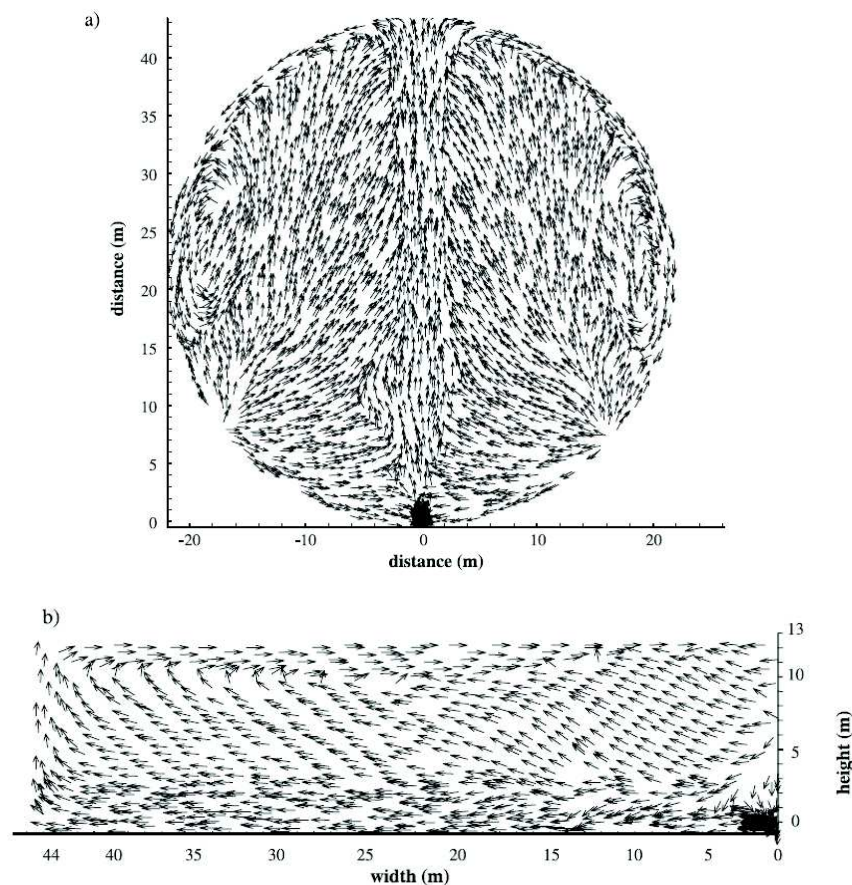
2.3.2 CFD simulace proudění

Vzhledem k vysokému výkonu dnešních počítačů se stále častěji využívá možnosti simulace proudění v míchaných nádobách pomocí různých dostupných komerčních programů (např. ANSYS CFD).

Před zahájením simulací je nezbytné přesně definovat všechny potřebné podmínky, tzn. geometrii zařízení a vlastnosti míchané vsádky. V případě použití bočních míchadel je možné tato buď detailně modelovat (nejčastěji vrtulové míchadlo nebo axiální míchadlo se šikmými lopatkami) nebo míchadlo nahradit tryskou (podobně jako se tomu děje u fyzických experimentů).

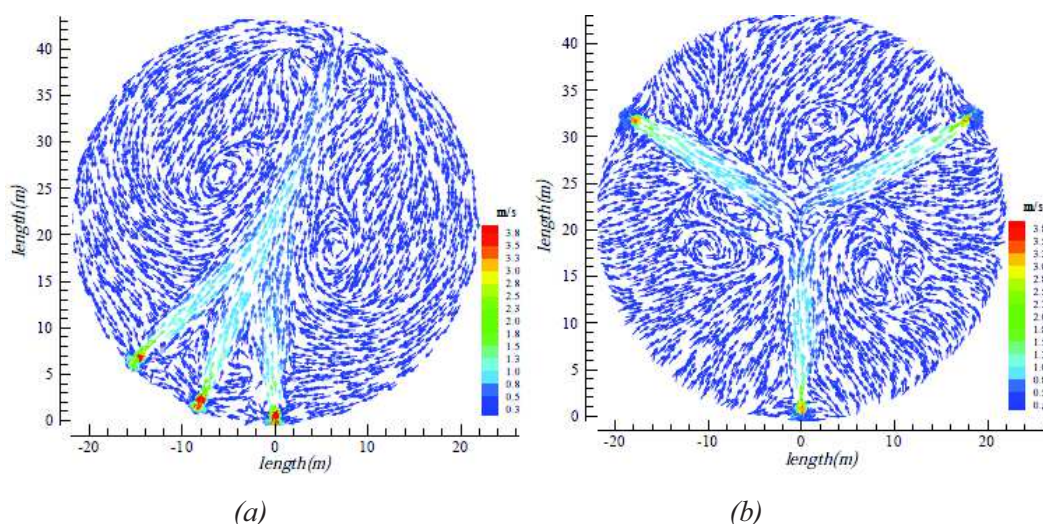
Podstatně náročnější je určení vlastností substrátu. Jedná se totiž o vícefázový systém, který se skládá z kapalin (voda, různé kyseliny ad.), pevných látek (vláknité materiály různé délky, rozpuštěné minerály, různé organické a anorganické zbytky) a vznikající směsi různých plynů [7]. Navíc v zařízení probíhá celá řada chemických reakcí, jejichž průběhy nejsou kvůli složitosti celého procesu zcela známé. Proto jsou výsledné simulace vždy do značné míry zjednodušující a správnost výsledků by se měla ověřovat reálným experimentem.

Jak bylo již uvedeno v předchozím textu, míchání velkoobjemových nádrží pomocí bočních míchadel bylo nejprve studováno v zásobnících na ropu, jimiž se zabývají např. práce [25] a [26], které uvádějí výsledky CFD simulací homogenizace ropy bočními míchadly v nádrži o průměru 44 m a výšce 13 m. V článku [25] je analyzován případ míchání pomocí vrtulového axiálního míchadla o průměru 0,65 m umístěného 0,7 m nade dnem zásobníku, otáčky míchadla jsou 450 s^{-1} a míchadlo vyvolává proudění od stěny směrem do středu nádrže. Pohyb míchadla je simulován pomocí MRF metody (viz kap. 3.3) a modelování turbulence je provedeno pomocí RNG $k-\varepsilon$ modelu (viz kap. 3.5). Sít' obsahuje 580 000 buněk, přičemž v okolí míchadla se jich nachází přibližně 20 000. Výsledné vektorové pole rychlostí v řezech míchadlem je uvedeno na obrázku 8, z něhož je patrné, že v zásobníku dochází ke vzniku velké cirkulační smyčky (kapalina je nejprve čerpána k protější stěně, kde stoupá vzhůru a v úrovni hladiny se vrací zpět do sání míchadla). Homogenizace v zásobníku byla sledována na základě časového průběhu směřování dvou ropných frakcí o různých hustotách. Z výsledků této práce vyplývá, že metoda MRF je vhodná pro simulaci rotace bočního míchadla, protože se simulovaný průběh homogenizace ropných frakcí v jednotlivých sledovaných bodech (umístěných u stěny zásobníku a odkloněných o 160° od míchadla) shodoval s experimentálně zjištěnými daty.



Obrázek 8. Vektory rychlosti ve vodorovném (a) a svislém (b) řezu procházejícím osou rotace míchadla. [25]

Článek [26] pak ve stejném zásobníku sleduje vliv umístění více bočních axiálních vrtulových míchadel na kvalitu homogenizace, přičemž porovnává zejména symetrické umístění několika míchadel po obvodu zásobníku (obrázek 9b) s umístěním stejného počtu míchadel v jednom kvadrantu při vzájemném úhlu pootočení $22,5^\circ$ mezi jednotlivými míchadly (obrázek 9a). Všechna míchadla jsou umístěna v jedné vodorovné rovině. Na obrázku 9 je uveden příklad takového uspořádání pro 3 míchadla. Způsob řešení turbulence a rotace míchadel je proveden stejně jako v článku [25]. Výpočetní síť obsahovala 580 – 900 000 bodů. Výsledky v tabulce 1 uvádí, v jakém procentu celkového pracovního objemu zásobníku je rychlost proudění kapaliny vyšší než stanovený limit. Ze závěrů práce podle tabulky 1 vyplývá, že je z hlediska zajištění vyšších rychlostí v nádobě vhodnější míchadla v jedné rovině umístit vedle sebe než je uspořádat symetricky. Tyto výsledky jsou následně potvrzeny také simulací doby homogenizace při směšování dvou různých ropných frakcí.



Obrázek 9. Vektory rychlosti ve vodorovném řezu procházejícím osou rotace míchadel pro 2 různá uspořádání, 3 axiální vrtulová míchadla. [26]

Tabulka 1. Procentní část pracovního objemu zásobníku s celkovou rychlostí vyšší než specifikovaná hodnota. [26]

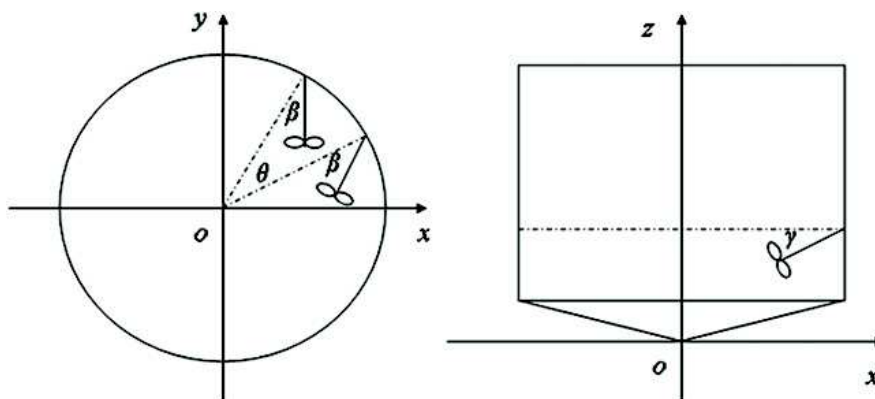
uspořádání	symetrické	nesymetrické*	symetrické	nesymetrické*
počet míchadel	$u > 0,1 \text{ m.s}^{-1}$	$u > 0,1 \text{ m.s}^{-1}$	$u > 0,2 \text{ m.s}^{-1}$	$u > 0,2 \text{ m.s}^{-1}$
2	48,8 %	54,2 %	17,5 %	29,5 %
3	50,5 %	78,1 %	21,0 %	36,8 %
5	85,2 %	88,7 %	50,9 %	56,6 %

* Míchadla jsou vzájemně pootočena o $22,5^\circ$, viz obrázek 9.

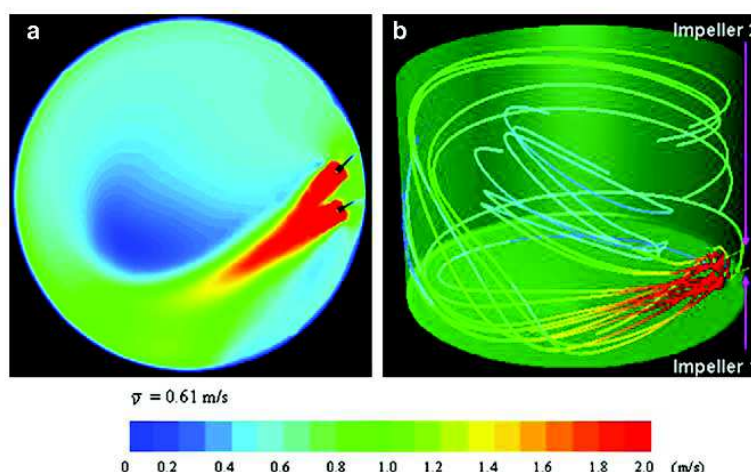
Jiný článek [13] studuje vliv volby turbulentního modelu na přesnost výpočtu pomocí srovnání simulovaných a experimentálně získaných hodnot příkonového a průtokového čísla pro standardní konfiguraci míchacího zařízení s centrálně umístěným míchadlem se šikmými lomenými lopatkami, přičemž je u vsádky zohledněno pseudoplastické chování při vyšším podílu pevné fáze. Výsledky práce shrnují, že simulovaná hodnota průtokového čísla se liší v případě většiny modelů (a různých velikostech podílu pevné fáze) od experimentu o přibližně 10 %, zatímco u příkonového čísla odchylka dosahuje 20 %. S ohledem na chybu měření a numerickou chybu simulace je konstatováno, že všechny porovnávané dvouparametrické modely turbulence (různé modifikace $k-\varepsilon$, $k-\omega$ - viz kap. 3.5) jsou použitelné pro výpočet míchání neneutonské kapaliny o nízkém obsahu sušiny, nicméně jako nejvhodnější se jeví použití modelů *realizable* $k-\varepsilon$ a $k-\omega$.

Následně byla provedena v téže práci [13] rovněž simulace míchání ve velkoobjemové nádrži s kuželovým dnem (viz obrázek 10) o průměru 12 m, celkové výšce 7,6 m, přičemž hlavní pozornost byla věnována nalezení vhodného umístění dvou bočních

axiálních míchadel se šikmými lopatkami o průměru 0,69 m v nádobě. Porovnávány varianty se lišily velikostí jednotlivých úhlů β , θ a γ definovaných na obrázku 10. Ve shodě se závěry článku [26] byly varianty s úhlem $\theta < 90^\circ$ hodnoceny lépe než konfigurace s $\theta > 90^\circ$ z hlediska porovnání nejvyšší hodnoty průměrné rychlosti ze všech bodů v nádrži. Jako nejvhodnější byla nakonec zvolena varianta uvedená na obrázku 11.



Obrázek 10. Definice jednotlivých úhlů nastavení bočních míchadel. [13]



Obrázek 11. Tokové profily pro konfiguraci $\theta = 15^\circ$, $\beta = 30^\circ$, $\gamma = 5^\circ$, $n = 300 \text{ min}^{-1}$.
a – rychlostní profil, *b* – proudnice barevně odlišené na základě velikosti rychlosti [13]

2.4 Závěr rešeršní části

Pro intenzifikaci procesů ve velkoobjemových reaktorech se používá několik druhů míchání, ale ekonomicky nejvýhodnější jsou mechanická míchadla. Mezi používané typy mechanických míchadel patří pomaluběžná pádlová a rychloběžná ponorná míchadla či tyčové mixéry, nicméně jako vhodnější jsou hodnocena boční míchadla, která efektivně promíchávají celý objem fermentoru. Příkon míchadel se může určovat na základě objemu reaktoru ze znalosti doporučeného měrného příkonu, dále je nutné uvažovat pseudoplastické chování substrátu (vznik kavern atd.). Základním problémem při optimalizaci procesu je nalezení vhodné polohy bočních míchadel a jejich natočení v

prostoru, dále je v případě rozměrných nádrží nutné určit jejich počet. Na základě provedených studií je možné doporučit vhodnou konfiguraci míchacího ústrojí pro konkrétní systém. Není však dosud k dispozici obecnější popis návrhu míchání pro zvolený objem fermentoru a vlastnosti substrátu. Proto v této oblasti probíhá řada praktických experimentů v laboratorním a poloprovozním měřítku, popř. počítačové simulace proudění v těchto aparátech.

Cílem této práce je provedení počítačových simulací použitelných pro modelování proudění ve velkoobjemových nádržích a jednoduché experimentální ověření získaných výsledků. Konkrétně se práce zaměří na:

- porovnání hydrodynamických poměrů při míchání vyvolaném bočním axiálním míchadlem a tryskou,
- možnost využití procesních charakteristik získaných pro standardní konfiguraci míchacího zařízení (centrální míchadlo) při návrhu technických parametrů bočního míchání.

3 Teoretická část

3.1 Čerpací účinky rotačních míchadel

Při inspekční analýze základních přenosových rovnic v míchaném systému (Navier-Stokesova rovnice, rovnice kontinuity) lze odvodit, že bezrozměrná rychlost (popř. tlak) závisí v geometricky podobných systémech na bezrozměrné poloze, času a modifikovaném Reynoldsově čísle definovaném jako

$$Re = \frac{nd^2\rho}{\mu}, \quad (1)$$

kde n jsou otáčky míchadla, d průměr míchadla, ρ hustota kapaliny a μ její dynamická viskozita. [18]

Čerpací výkonnost míchadla je definovaná jako objemové množství kapaliny vystupující z rotorové oblasti míchadla za jednotkový čas

$$Q_P = \frac{1}{2} \int_S [\text{sgn}(\tilde{\mathbf{u}} \cdot \vec{\mathbf{n}})] \tilde{\mathbf{u}} \cdot \vec{\mathbf{n}} \, dS, \quad (2)$$

kde $\tilde{\mathbf{u}}$ je časově střední rychlost, S povrch válce o průměru rovném průměru míchadla a výšce rovné axiální výšce lopatek a $\vec{\mathbf{n}}$ jednotkový vektor normály k ploše S . [18]

Po převedení rovnice (2) do bezrozměrného tvaru a provedení inspekční analýzy, lze ukázat, že pro geometricky podobná uspořádání systému je bezrozměrná čerpací výkonnost označovaná též jako průtokové číslo závislá pouze na modifikovaném Reynoldsově čísle Re

$$N_{QP} = \frac{Q_P}{nd^3} = f(Re). \quad (3)$$

Pro vysoké hodnoty modifikovaného Reynoldsova čísla (vyvinuté turbulentní proudění) pak na základě inspekční analýzy průtokové číslo přechází v konstantní hodnotu

$$N_{QP} = \text{konst.} \quad (4)$$

Experimentálně se čerpací účinky míchadel zjišťují pomocí numerické integrace naměřených rychlostních profilů na výtoku z míchadla dle rovnice (1) nebo měřením střední doby cirkulace dvou po sobě jdoucích průchodů indikační částice kontrolní plochou, tj. míchadlem.

Inspekční analýzu lze využít také při bilancování silových účinků kapaliny na míchadlo. Bezrozměrné kritérium, které vyjadřuje pro geometricky podobná uspořádání bezrozměrný příkon na hřídeli míchadla, se nazývá příkonové číslo a je definováno vztahem

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

kde P je příkon na hřídeli míchadla. Podobně jako u průtokového čísla, lze pro příkonové číslo ukázat, že při vysokých hodnotách Reynoldsova čísla platí

$$Po = \text{konst.} \quad (6)$$

3.2 Homogenizační účinky rotačních míchadel

Jednou z nejdůležitějších funkcí míchání je zajištění dostatečné homogenity směsi. Pro hodnocení stupně homogenity se používá více různých definic. Jedním z vhodných ukazatelů pro posuzování stejnorodosti směsi je bezrozměrná koncentrace, která je definovaná vztahem

$$c_A^* = \frac{c_A - c_{A0}}{c_{Ak} - c_{A0}}, \quad (7)$$

kde c_{A0} je počáteční koncentrace přidávané složky A v míchané vsádce v počátečním čase, c_{Ak} konečná koncentrace po dokonalém rozmíchání a c_A okamžitá koncentrace složky ve sledovaném místě. [5]

Kvalitu homogenizace vsádky lze experimentálně určit na základě odezvy systému na skokovou změnu koncentrace indikační látky (dále pouze IL) v určitém místě v nádobě pomocí měření vodivostní sondou. IL se vlivem míchání dostává do celého objemu vsádky a po určité době se její koncentrace ve všech bodech ustálí na rovnovážné hodnotě c_{Ak} . Čas potřebný k tomu, aby fluktuace koncentrace $c_A - c_{A0}$ kolem rovnovážné hodnoty byla v konkrétním místě menší než předem stanovený limit (např. 2%, tj. $0,98 < c_A^* < 1,02$), se nazývá doba homogenizace t_m . [5]

Teoretický popis homogenizace by vyžadoval simultánní řešení Navier-Stokesovy rovnice a základní rovnice pro přenos hmoty [5]. Při míchání vzájemně mísitelných kapalin je řídicím dějem zpravidla konvektivní a turbulentní difúze. Molekulární difúze je v kapalinách relativně pomalá, a proto ji lze vzhledem k dříve uvedeným mechanismům v dobře míchaných systémech zanedbat. Na základě inspekční analýzy zmíněných rovnic (provedené např. v [5]) pro geometricky podobná zařízení platí, že při konstantním stupni

homogenity míchané vsádky závisí bezrozměrná doba homogenizace na modifikovaném Reynoldsově čísle (rov. 1)

$$nt = f(Re). \quad (8)$$

V oblasti značně malých (plouživé proudění) a velkých hodnot Re (vyvinuté turbulentní proudění) přechází rov. (8) na tvar

$$nt = \text{konst.} \quad (9)$$

Homogenizace vsádky probíhá v důsledku cirkulačního proudění [18]. Počet potřebných cirkulací i závisí na požadovaném stupni homogenity v rov. (7). Celkovou dobu homogenizace lze tedy vyjádřit jako i násobek doby cirkulace t_c

$$t = it_c. \quad (10)$$

Pro určení počtu cirkulací lze v literatuře (např. [18]) nalézt řadu vztahů, které jsou funkcí geometrických parametrů zařízení, průtokového čísla a bezrozměrné doby homogenizace.

3.3 Simulační přístupy pro modelování rotace míchadla

Simulace pohybu míchadla lze řešit dvěma základními způsoby, buď pomocí metody mnohonásobné rotující soustavy (angl. Multiple Reference Frame, MRF) nebo klouzající sítě (angl. Sliding Mesh, SM). Při výpočtech míchacích aparátů je výpočetní síť rozdělena do dvou oblastí. V okolí míchadla se nachází rotační oblast a zbylý objem tvoří stacionární oblast. [19]

Při použití metody MRF se rotorová oblast fyzicky nepohybuje a rotační pohyb míchadla je při výpočtu simulován pomocí přídavných působících sil (odstředivá, Coriolisova síla). Výsledkem simulace je ustálený stav, a proto nelze pomocí této metody určit charakter toku při otáčení míchadla, a tudíž ani vliv pozice míchadla vzhledem k tvarovým vestavbám (např. narážkám) v nádobě, protože stacionární výpočet je proveden pro definovanou pevnou vzájemnou pozici mezi míchadlem a nádobou. [19]

Naproti tomu metoda SM je nestacionární a v průběhu simulace dochází v rotorové oblasti k fyzické rotaci sítě. Na rozhraní rotorové a stacionární oblasti se pak přepočítávají jednotlivé výpočtové veličiny. V současné době je SM považována za nejpřesnější postup pro modelování pohybu rotačního míchadla. [19]

Z důvodu nestacionarity řešení v případě metody SM, je tento přístup 10-100x výpočetně náročnější než v případě stacionárního modelu MRF. Článek [13] v závěru

uvádí, že z inženýrského hlediska se doporučuje použití MRF, která poskytuje přijatelně přesné výsledky při relativně nízké výpočetní náročnosti.

3.4 Simulační přístupy pro zjišťování doby homogenizace vsádky

Experimentální postup pro zjišťování doby homogenizace uvedený v kap. 3.2 podle rov. 7 je možné aplikovat také při simulaci tohoto děje. Kapalný indikátor, který má stejné fyzikální vlastnosti jako míchaná kapalina je vpraven do předem zvoleného místa v nádobě. Poté je spuštěna časově závislá simulace a v jednotlivých časech je zjišťována pomocí transportní rovnice pro nereagující složku koncentrace IL v určitém místě (angl. transport of tracer method) [19]. Jednou z výhod simulace změny koncentrace IL v čase je možnost současně sledovat vývoj tohoto parametru v mnoha bodech nádoby. Při reálném měření by větší množství vodivostních sond mohlo významně měnit hydrodynamické poměry v soustavě vlivem přidaných tvarových odporů, navíc je takové řešení nepraktické.

Jiný podobný způsob zjišťování doby homogenizace spočívá ve sledování polohy částic vpravených do předem zvoleného místa v nádobě (angl. unsteady particle tracking method). Tyto částice musí mít, podobně jako indikační kapaliny v předchozím případě, stejné fyzikální parametry jako míchaná kapalina, aby např. vlivem rozdílné hustoty neměly tendenci klesat ke dnu či stoupat k hladině. V průběhu časově závislé simulace je pak opět sledována koncentrace částic v jednotkovém objemu kapaliny. [20]

Časově závislé simulace mohou pracovat s časově proměnným nebo stálým fixním rychlostním polem. Současný výpočet rychlostního i koncentračního pole (např. při aplikaci metody SM pro pohyb míchadla) je výpočetně mnohem náročnější než použití již zkonvergovaného rychlostního pole (např. pomocí metody MRF), kdy se v rámci nestacionární simulace řeší pouze transportní rovnice indikační kapaliny (popř. částic). [19]

Pro popis stupně homogenizace se v literatuře používají i některé další ukazatele jako např. určování procenta objemu vsádky, ve kterém kapalina proudí rychlostí vyšší než předem stanovenou hodnotou (např. [26]) nebo určení průměrné velikosti rychlosti proudění v nádobě ze všech bodů (např. [13]). Tyto postupy pro zjišťování kvality homogenizace vsádky mohou však být poměrně zavádějící, protože v některých místech může být relativně vysoká rychlost proudění, ale vlivem tvorby vírů nemusí docházet k efektivní homogenizaci vsádky (podobně jako např. v nádobě s centrálním míchadlem bez narážek, ve které vzniká středový vír).

3.5 Modelování turbulentního proudění v míchané vsádce

Turbulentní proudění je charakterizováno náhodnými změnami velikosti rychlostí v rychlostním poli v čase, vytvářejí se víry různé velikosti, které se postupně dělí a zmenšují do té doby, než se jejich mechanická energie disipuje v teplo. Rychlostní pole proudících newtonských látek lze vypočítat na základě řešení Navier-Stokesových rovnic (NSR), které popisují přenos hybnosti v pohybující se kapalině. Přesné řešení těchto rovnic by vyžadovalo zpracování obrovského množství informací, pokud bychom chtěli získat kompletní rychlostní pole v každém okamžiku. To bohužel není se současnými počítačovými možnostmi v průmyslovém měřítku technicky možné, resp. v menším měřítku velmi drahé. Pro potřeby praktických aplikací není většinou nutné detailně znát rychlostní pole v každém okamžiku, ale spokojíme se s určitým zjednodušením (viz dále). [16]

Praktické řešení NSR v simulačních programech je založeno na aplikaci různých zjednodušujících předpokladů, odfiltrování řešení nejmenších vírů apod. Tímto postupem se sice zvyšuje počet řešených rovnic, ale počítačová náročnost velmi výrazně klesá. Dodatečné rovnice obsahují další neznámé proměnné. Různé turbulentní modely se liší v tom, jakým způsobem definují tyto neznámé parametry. [16]

Výběr vhodného turbulentního modelu je jedním ze základních předpokladů uspokojivého řešení konkrétního problému, protože každý model je vhodný pro jiné specifické použití.

Různé přístupy řešení turbulentního proudění podle klesajícího stupně rozlišení jsou:

a) akademické využití

- direct numerical simulation (DNS) – přímé řešení NSR bez turbulentního modelu
- large-eddy simulation (LES) – velké víry jsou řešeny přímo na základě NSR, malé jsou modelovány

b) průmyslové využití

Pro technické aplikace se využívá Reynoldsovy dekompozice rychlosti a tlaku na střední hodnotu (řešenou pomocí modifikovaných časově středovaných NSR = RANS (Reynolds-Averaged Navier-Stokes)) a flukтуаční složku, která je modelovaná. Složky flukтуаční rychlosti se vyskytují v RANS ve členu, který se nazývá Reynoldsovo napětí. Podle Boussinesqovy hypotézy (BH) jsou složky Reynoldsova napětí přímo úměrné gradientu středních rychlostí, přičemž konstanta úměrnosti se nazývá turbulentní viskozita. Cílem turbulentních modelů je tedy stanovení hodnoty turbulentní viskozity na základě vztahu

$$v_T = C_\nu ul, \quad (11)$$

kde u je rychlost charakterizující pohyb víru, l průměr víru a C_ν konstanta úměrnosti. Použití zmíněné BH s sebou nese jistá omezení, protože předpokládá, že se víry chovají jako molekuly, turbulence je izotropická (ve všech směrech je fluktuace rychlosti stejná) a že existuje jednoznačný vztah mezi napětím a rychlostí smykové deformace. Proto je použití těchto modelů omezeno na řešení rychlostního pole, které lze považovat za izotropické a které je ve stavu lokální rovnováhy. Podle počtu dodatečných transportních rovnic nutných k určení turbulentní viskozity rozeznáváme:

- dvourovnicové modely – např. $k-\varepsilon$ (standard, RNG, realizable), $k-\omega$,
- jednorovnicové modely – např. Sparta – Allmaras, Prandtlův k model,
- „bezrovnicové“ (algebraické) modely – Prandtlův model směřovací délky.

Dvourovnicové modely patří mezi prakticky nepoužívanější metody pro řešení turbulence. Tyto 2 (parciální diferenciální) rovnice slouží ke stanovení u a l a následnému výpočtu turbulentní viskozity na základě vztahu (11). Při skutečných výpočtech se u vyhodnocuje na základě přenosu turbulentní kinetické energie k a l například pomocí přenosu rychlosti disipace turbulentní kinetické energie ε nebo specifické disipace ω na základě rovnice

$$v_T = C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} = \frac{k}{\omega}. \quad (12)$$

Standardní $k-\varepsilon$ model je robustní a nejčastěji využívaný pro různé aplikace jednoduchých proudění s vysokým Reynoldsovým číslem $Re > 5 \cdot 10^4$. Není vhodný, pokud jsou proudnice hlavního toku výrazně zakřivené, dochází ke vzniku makroskopického víru, náhlému zrychlení, separaci proudu a pro nižší hodnoty Re . Mezi modifikace tohoto základního modelu patří RNG $k-\varepsilon$ a realizable $k-\varepsilon$ modely, které poskytují přesnější řešení v případě makroskopických vírů a při separaci proudu, ale jsou na druhou stranu méně numericky stabilní. Jinou alternativou je model $k-\omega$, který je vhodný i pro menší hodnoty $Re < 5 \cdot 10^4$ a dobře řeší i separaci proudu, nevyžaduje použití stěnové funkce, a proto musí být v blízkosti stěny vytvořena hustší síť než u jiných modelů, kde jsou gradienty rychlosti v blízkosti stěny řešeny pomocí stěnové funkce. Další model SST kombinuje výhody obou těchto základních modelů, protože využívá $k-\omega$ model u stěny a $k-\varepsilon$ ve zbylém objemu tekutiny. [16]

4 CFD simulace proudění v míchané vsádce

Tato část se zabývá popisem a vyhodnocením výsledků jednotlivých simulací, které byly provedeny v rámci této práce ve zvoleném simulačním programu Fluent od firmy ANSYS CFD. Postup při vytváření simulací je přitom vždy podobný: nejprve je nutné daný problém vymodelovat a vytvořit geometrii, která vystihuje prostředí, v němž zkoumáme určité fyzikální parametry (v tomto případě například rychlost proudění kapaliny, koncentrace složky apod.), následně dochází k rozdělení vytvořeného objemu na určitý počet elementů, tj. tvorbě sítě, v jejíž bodech jsou po nastavení simulačních parametrů vyhodnocovány transportní rovnice pro přenos hybnosti, tepla či hmoty v závislosti na konkrétním sledovaném ději.

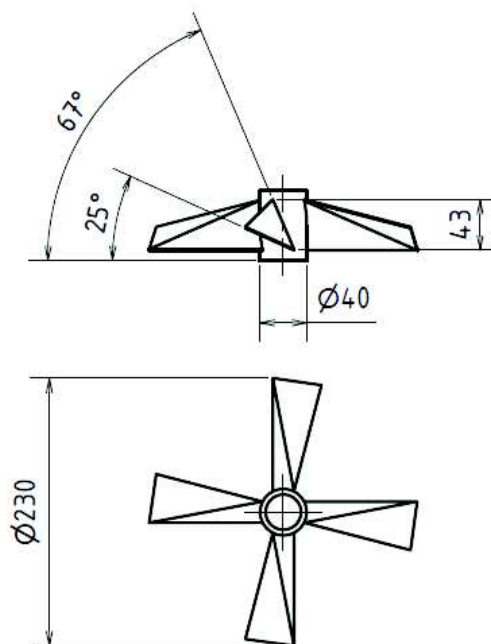
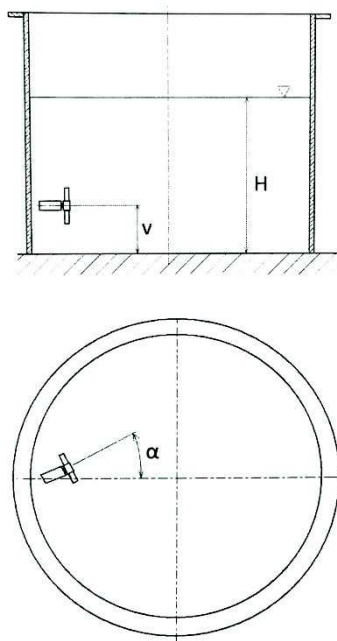
V následujícím textu jsou základní analyzované případy označeny jako:

- konfigurace A = konfigurace s bočním axiálním míchadlem,
- konfigurace B = konfigurace s ekvivalentní tryskou,
- konfigurace C = konfigurace s centrálně umístěným axiálním míchadlem.

4.1 Geometrie

Konfigurace A

Pro simulaci proudění ve velkoobjemové nádobě je zvoleno zařízení o poloprovozní velikosti, na kterém budou následně prováděny ověřovací experimenty a které bylo na základě bakalářské práce [15] doporučeno pro modelování proudění ve velkoobjemových reaktorech z hlediska stejného měrného příkonu míchadla v porovnání s reálným zařízením. Jedná se o válcovou nádobu o průměru $D = 1,6$ m s plochým dnem, která je naplněna vodou do výšky $H = 0,6 \cdot D = 0,96$ m. Ve výšce $v = 0,2$ m je umístěno jedno boční lopatkové míchadlo s usměrněným axiálním tokem, které je vybaveno čtyřmi rovnými lomenými lopatkami – 4RLL, jehož specifikace je na obrázku 13. Míchadlo v nádobě je ve vodorovném směru odkloněno o $\alpha = 10^\circ$ od roviny procházející geometrickým středem nádoby a kapalina je čerpána od stěny směrem ke středu nádrže – viz obrázek 12. Tato geometrická konfigurace byla v bakalářské práci [15], na níž navazují, vyhodnocena jako nejlepší z několika různých variant z hlediska vhodné cirkulace kapaliny v nádobě v radiálním i axiálním směru. Jednotlivé porovnávané varianty se od sebe lišily velikostí úhlu α a počtem otáček míchadla, který byl pro intenzivní míchání v nádobě nastaven v nejlépe hodnoceném případě na hodnotu $n = 300 \text{ min}^{-1}$. V simulacích je proto použitý stejný počet otáček jako v těchto provedených experimentech.



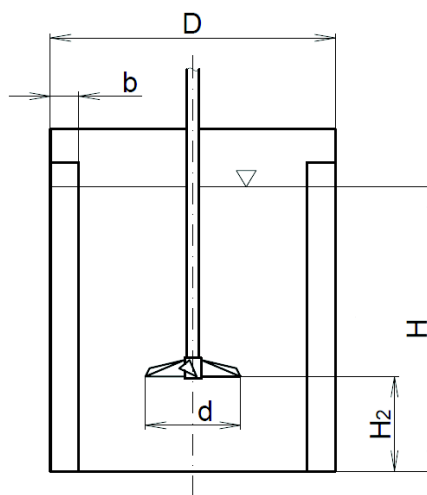
Obr. 12. Konfigurace bočního míchadla v nádobě [22]. **Obr. 13.** Axiální míchadlo 4RLL.

Konfigurace B

V praktických experimentech, které se zaměřují na studium charakteristik míchaného systému s bočním míchadlem na zmenšeném modelu, se někdy (z důvodu zachování geometrické podobnosti se skutečným zařízením) nahrazuje mechanické míchadlo ekvivalentní tryskou. Tento postup byl použitý například v práci [3]. Proto další provedený model slouží k simulaci proudění v nádobě vyvolaného „tryskou“. Tato „tryska“ je modelována jako válec o stejném průměru jako míchadlo a délce rovné výšce jeho lopatek. Výtok z „trysky“ je přitom realizován podstavou válce, která odpovídá výstupnímu průtočnému průřezu axiálního míchadla, a jako vtoková plocha slouží druhá podstava tohoto válce.

Konfigurace C

Dále byl pro porovnání určitých parametrů míchání vytvořen model válcové míchané nádoby o průměru $D = 3 \cdot d = 690$ mm s plochým dnem, v němž je centrálně umístěno stejné míchadlo jako v prvním případě nádoby s bočním míchadlem, přičemž výška spodní hrany lopatek míchadla nade dnem je rovna průměru míchadla $d = H_2 = 230$ mm. Otáčky míchadla jsou rovněž shodné $n = 300 \text{ min}^{-1}$ a kapalina je čerpána od hladiny směrem ke dnu nádoby. Nádoba je z důvodu potlačení vzniku středového víru po obvodu vybavena čtyřmi radiálními narážkami o šířce $b = 0,1 \cdot D = 69$ mm a výška hladiny vsádky v nádrži je rovna průměru nádoby ($H = D$). Schématický náčrt této konfigurace je uveden na obrázku 14.

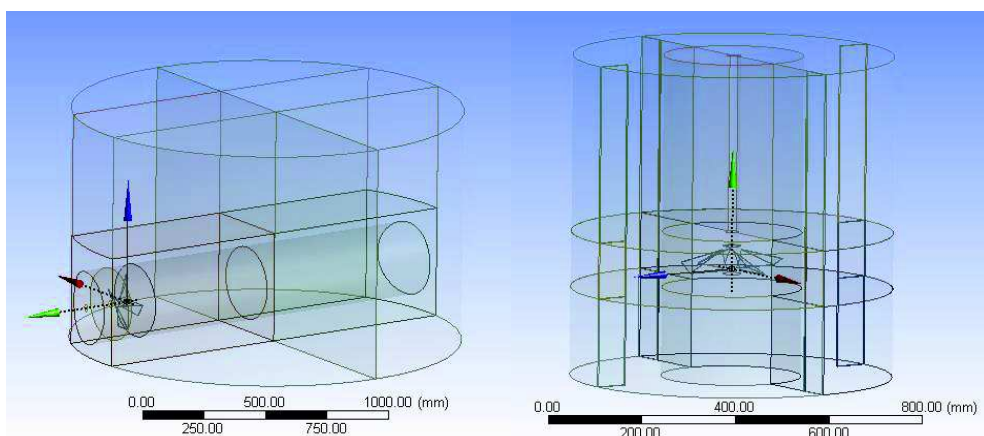


Obrázek 14. Konfigurace centrálně umístěného míchadla v nádobě.

4.2 Tvorba sítě

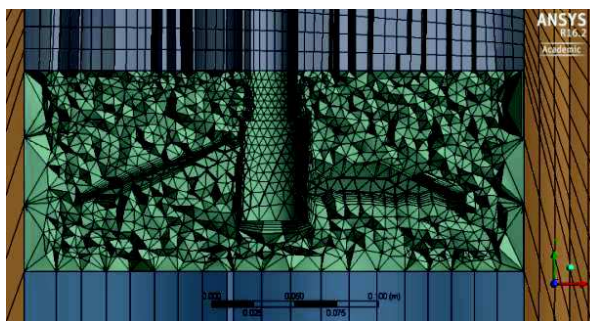
Po vytvoření geometrie následuje fáze, v níž dochází k rozdělení objemu na jednotlivé buňky. Mezi základní parametry, které určují kvalitu výsledné simulace, patří velikost buněk a jejich tvar. Z hlediska tvaru elementů může být síť buď strukturovaná, nebo nestrukturovaná. Strukturovaná síť je tvořená pouze čtyřúhelníky (v dvourozměrných případech) resp. šestistěny (v trojrozměrných případech). Tento typ sítě se doporučuje přednostně používat, protože je výpočetně méně náročný a poskytuje lepší numerické výsledky než nestrukturované sítě, které jsou tvořeny trojúhelníky a jinými mnohoúhelníky (v 2D případech), resp. čtyřstěny a jinými mnohostěny (v 3D případech). [16]

Z hlediska vytváření sítě je vhodné rozdělit celkový objem na několik částí, pro něž lze samostatně definovat způsob, jak má síť vypadat. Rozdělení celkové geometrie na jednotlivé dílčí objemy je pro případ bočního i centrálně umístěného míchadla uveden na obrázku 15. Protože jediným tvarově složitým prvkem v geometrii je míchadlo, je možné použít méně vhodnou nestrukturovanou síť pouze v okolí míchadla a zbytek míchaného objemu vyplnit strukturovanou sítí.



Obrázek 15. Rozdělení celkového objemu na dílčí části pro boční a centrální míchadlo.

Jako okolí míchadla o průměru $d = 230$ mm a osově výšce lopatek 42 mm je v konfiguracích A a C uvažován válec o průměru 300 mm a výšce 120 mm, který je vyplněn převážně čtyřstěnnými elementy. Je zřejmé, že v této rotorové oblasti budou největší gradienty rychlosti (zvláště v těsné blízkosti povrchu míchadla), a proto je hustota buněk vysoká, což napomáhá k přesnějšímu numerickému řešení rychlostního pole. Vodorovný řez sítí ve výšce osy míchadla v případě bočního uspořádání je uveden na obrázku 16. Zbylý objem míchaného systému je vyplněn v naprosté většině šestibokými elementy (tj. výhodnější strukturovanou sítí). V případě konfigurace B je síť tvořena strukturovanou sítí v celém objemu, protože neobsahuje žádné tvarově složité součásti, samotná tryska je přitom tvořena prázdným objemem (dutinou v simulovaném objemu kapaliny).



Obrázek 16. Vodorovný řez sítí v ose bočně umístěného míchadla.

Z hlediska přiměřené časové náročnosti při řešení simulovaných případů obsahují sítě v provedených simulacích $2 - 3 \cdot 10^5$ buněk (limit pro studentskou verzi je $5 \cdot 10^5$), přičemž velká část těchto elementů se nachází v okolí míchadla, kde jsou buňky sítě kvůli složitému tvaru míchadla nejméně kvalitní (vysoký koeficient šikmosti, poměrně nízká ortogonální kvalita), což může mít vliv na konvergenci řešení např. při zvolení určitých náročných modelů turbulence pro řešení rychlostního pole.

4.3 Nastavení simulačních parametrů

V provedených simulacích jsou z hlediska nastavení simulace použity určité zjednodušující předpoklady, které mají za následek rychlejší konvergenci hledaného řešení při přijatelné přesnosti.

Všechny simulace jsou z důvodu zjednodušení problému provedeny pro jednofázový systém tvořený vodou. Podle [3] se vsádka fermentoru (prasečí kejda) pro velmi nízké koncentrace sušiny chová podobně jako voda, a proto je experimentálně nahrazována právě touto snadno dostupnou kapalinou. Vliv tuhé fáze přítomné v reálné vsádce není při simulacích uvažován, protože hlavním cílem zjištění základních hydrodynamických

poměrů v míchané nádobě a protože aplikace vícefázových simulačních modelů by přesahovala rámec této práce.

Pro modelování rotace míchadla (konfigurace A a C) je využita stacionární simulace pomocí metody MRF (viz kap. 3.3). Výsledné rychlostní pole v nádobě tedy charakterizuje ustálený stav. V případě navazujících nestacionárních simulací (konfigurace A a B) pro zjištění doby homogenizace vsádky se řeší pouze transportní rovnice pro přenos indikační látky a rychlostní pole je převzato ze stacionárních simulací pro konkrétní případ (viz kap. 3.3).

Jako výchozí turbulentní model je v simulacích použitý dvouparametrický model $k-\varepsilon$ v modifikaci standard (viz kap. 3.5) společně se standardní stěnovou funkcí. Tento základní model je zvolen z důvodu své numerické stability a kvůli komplikovanému geometrickému uspořádání (malé tvarově složité míchadlo vzhledem k velkému míchanému objemu u konfigurace A, 3D proudění), které by vyžadovalo při použití jiných složitějších modelů značné navýšení počtu buněk (např. zjemnění sítě u stěn v případě použití modelu $k-\omega$).

Provedené simulace jsou považovány dostatečně přesné, jestliže je relativní chyba (angl. scaled residual) v případě složek rychlostí dosahuje max. 10^{-5} , v případě rovnice kontinuity 10^{-4} , případně u koncentrace 10^{-4} . Postup je takový, že nejprve je provedena simulace s přesností prvního řádu a následně finální výpočet s přesností druhého řádu.

Konfigurace A

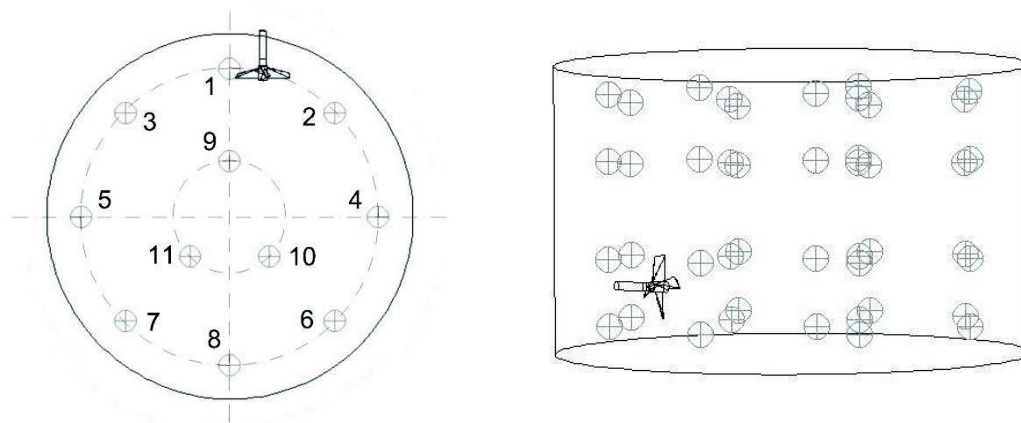
Rotace bočního míchadla (realizovaná pomocí MRF) je orientovaná po směru hodinových ručiček, a míchadlo se pohybuje rychlostí $n = 300 \text{ min}^{-1}$. Výpočet rychlostního pole probíhá tak dlouho, dokud hodnoty relativních odchylek neklesnou pod zvolenou hodnotu.

Na výpočet rychlostního pole navazuje výpočet doby homogenizace. Před zahájením výpočtu je do dobře promíchávaného místa v nádobě (cca 10 cm od míchadla ve směru proudění) vstříknuto takové malé množství IL, aby výsledná ustálená koncentrace této složky byla řádově 10^{-4} . Konkrétně je při simulaci vpraveno do objemu 863 cm^3 IL, což po dokonalém rozmíchání v nádobě odpovídá objemové koncentraci

$$c_{IL} = \frac{V_{IL}}{V_{nádrž}} = \frac{V_{IL}}{\left(H \cdot \pi \cdot \frac{D^2}{4}\right)} = \frac{863 \cdot 10^{-6}}{\left(0,96 \cdot \pi \cdot \frac{1,6^2}{4}\right)} = 4,47 \cdot 10^{-4}.$$

Za účelem sledování průběhu koncentrace v různých místech nádoby je vytvořena síť měřících bodů. Tyto body se nacházejí ve čtyřech různých výškových rovinách (10, 32,

64 a 86 cm nade dnem nádoby, celková výška vodního sloupce je 96 cm) a v každé rovině jsou body uspořádány tak, že leží na kružnicích o průměrech $0,3 \cdot D$ a $0,8 \cdot D$. Vodorovný řez obsahující číselné označení jednotlivých bodů v nejnižší položené rovině (číslování bodů v dalších rovinách je analogické a vznikne přičtením násobku 11) společně s celkovým pohledem na měřicí síť je uveden na následujícím obrázku 17:



Obrázek 17. Síť měřících bodů.

Následně je spuštěna nestacionární simulace s časovým krokem 0,05 s, přičemž v každém kroku dochází k výpočtu objemové koncentrace látky v okolí všech definovaných měřících bodů a zápisu této hodnoty do souboru. Podrobný popis nastavení simulace doby homogenizace ve Fluentu se nachází v Příloze 1.

Konfigurace B

Na základě zjištěné čerpací výkonnosti při analýze výsledků konfigurace A (viz kap. 4.4.2) lze za předpokladu pístového toku (přibližně obdélníkový rychlostní profil v případě turbulentního proudění v trubce) spočítat výtakovou rychlost z trysky jako poměr čerpací výkonnosti a průřezu trysky. Protože má tryska tentýž průměr jako míchadlo ($d = 230$ mm), vychází výstupní rychlost z trysky na základě později uvedených výsledků v Tabulce 5:

$$u_{ax} = \frac{Q_{Pax}}{\pi d^2/4} = \frac{39,3 \cdot 10^{-3}}{\pi \cdot 0,23^3/4} = 0,95 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

Tato hodnota je nastavena jako okrajová podmínka definující přítok kapaliny do nádoby. Aby byla z hlediska celého objemu splněna rovnice kontinuity, dochází k odvodu stejného množství kapaliny plochou, která odpovídá sání míchadla v konfiguraci A dle popisu v kap. 4.1.

Na výpočet rychlostního pole navazuje výpočet doby homogenizace, který je nastaven stejně jako v případě konfigurace A, tj. nejprve je před trysku vstříknuto malé

množství IL a definována totožná síť měřících bodů (obrázek 17). Poté je v průběhu časově závislé simulace zapisována koncentrace IL pro další zpracování.

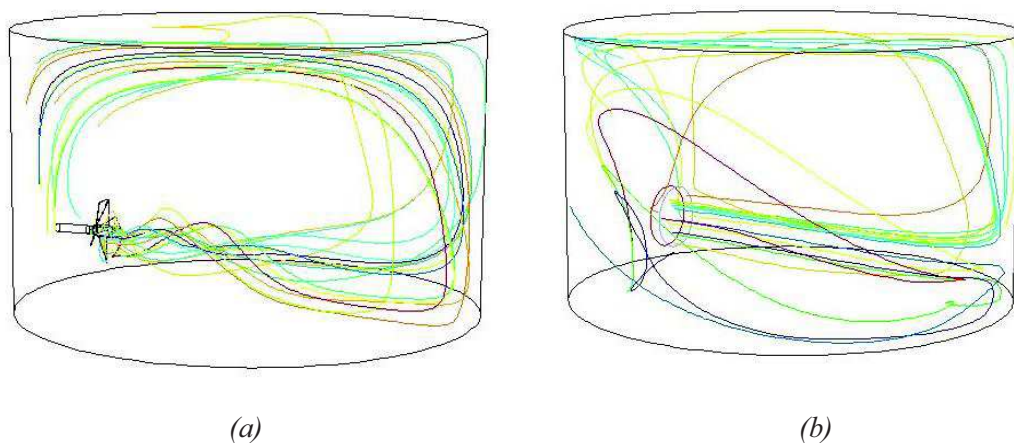
Konfigurace C

Podobně jako u konfigurace A je rotace centrálně umístěného míchadla (realizovaná pomocí MRF) orientovaná po směru hodinových ručiček a míchadlo se pohybuje rychlostí $n = 300 \text{ min}^{-1}$. Výpočet rychlostního pole probíhá tak dlouho, dokud hodnoty relativních odchylek neklesnou pod zvolenou hodnotu.

4.4 Výsledky a diskuse numerických simulací

4.4.1 Porovnání simulací míchání pomocí bočního míchadla a trysky

Na základě provedených simulací je možné vizualizovat charakter hlavního toku při míchání bočním míchadlem a pomocí ekvivalentní trysky, jejíž axiální objemový průtok je totožný s čerpací výkonností čerpadla (obrázek 18). Je patrné, že primární tok v obou porovnávaných případech vypadá podobně, po výstupu z míchadla (resp. trysky) proudí přímo k protilehlé stěně, kde se proud stáčí vzhůru a v blízkosti hladiny se obrací zpět a vrací se do sání míchadla (resp. trysky). Tím je vytvořena velká axiální cirkulační smyčka. Výtok z míchadla je ovlivněn také radiální a tangenciální složkou rychlosti udělenou při rotaci míchadla, u trysky tyto složky chybí.



Obrázek 18. Zobrazení hlavního toku při míchání bočním ax. míchadlem (a) a tryskou (b).

Podobnost rychlostního pole lze kvantifikovat na základě porovnání složek rychlostí ve stejnohlých bodech. Z obrázku 18 je zřejmé, že dominantní složka rychlosti je (ve většině bodů) ve směru rovnoběžném s osou míchadla (resp. trysky). Proto je celková rychlost v těchto bodech přibližně rovna celkové rychlosti. Následující tabulka uvádí

hodnoty celkových rychlostí (v_m pro míchadlo, v_t pro trysku) zjištěné v jednotlivých měřicích bodech (viz obrázek 17) společně s jejich relativním procentním rozdílem definovaným jako

$$\Delta = \frac{|(u_t - u_m)|}{u_m} \cdot 100. \quad (13)$$

Tabulka 2. Celkové rychlosti v nádobě s bočním míchadlem a tryskou.

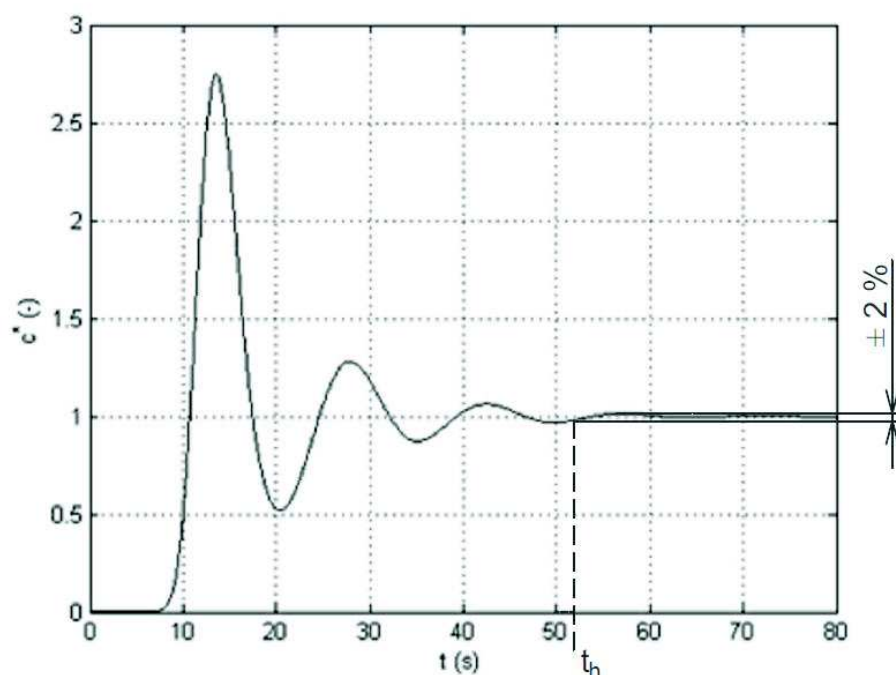
bod	u_m	u_t	Δ	bod	u_m	u_t	Δ	bod	u_m	u_t	Δ	bod	u_m	u_t	Δ
(-)	(m.s ⁻¹)	(m.s ⁻¹)	(%)	(-)	(m.s ⁻¹)	(m.s ⁻¹)	(%)	(-)	(m.s ⁻¹)	(m.s ⁻¹)	(%)	(-)	(m.s ⁻¹)	(m.s ⁻¹)	(%)
1	0,258	0,344	33	12	0,311	0,340	9	23	0,192	0,167	13	34	0,161	0,065	59
2	0,105	0,187	78	13	0,072	0,118	64	24	0,092	0,088	4	35	0,091	0,190	108
3	0,140	0,117	17	14	0,195	0,140	28	25	0,208	0,179	14	36	0,178	0,194	9
4	0,150	0,160	7	15	0,056	0,134	138	26	0,045	0,140	213	37	0,129	0,187	45
5	0,169	0,097	43	16	0,055	0,109	97	27	0,137	0,100	27	38	0,252	0,228	9
6	0,207	0,218	5	17	0,351	0,253	28	28	0,128	0,134	5	39	0,185	0,157	15
7	0,179	0,200	12	18	0,190	0,116	39	29	0,129	0,103	20	40	0,236	0,235	0
8	0,171	0,391	128	19	0,251	0,166	34	30	0,258	0,129	50	41	0,196	0,208	6
9	0,283	0,182	36	20	0,314	0,086	73	31	0,227	0,141	38	42	0,291	0,171	41
10	0,410	0,811	98	21	0,105	0,285	171	32	0,174	0,088	50	43	0,276	0,247	10
11	0,407	0,129	68	22	0,083	0,112	35	33	0,173	0,095	45	44	0,336	0,262	22
h = 0,1 m				h = 0,32 m				h = 0,64 m				h = 0,86 m			

Z uvedené tabulky 2 lze vyčíst, že rychlosti zjištěné v jednotlivých bodech se od sebe výrazně liší a bez podrobné analýzy rychlostního pole v okolí konkrétního bodu nelze usoudit příčinu této odchylky.

V případě proudění tryskou byla provedena také srovnávací simulace, kde byla místo turbulentního modelu *standard k-ε* použita jeho vhodnější, ale více výpočetně náročnější, modifikace *realizable*, přičemž se ukázalo, že celkové rychlosti proudění v definovaných bodech se od sebe vlivem jiného modelu turbulence liší průměrně o 10 %. Vzhledem k mnohem větším rozdílům rychlostí mezi prouděním vyvolaným tryskou a míchadlem lze usoudit, že volba turbulentního modelu nemá zásadní vliv na srovnání, a proto jsou prezentované výsledky vždy založeny na simulaci využívající výhradně robustní turbulentní model *standard k-ε*.

Dalším nástrojem ke zjištění podobnosti porovnávaných konfigurací může být doba homogenizace. V případě konfigurace A dojde po určité době k dosažení rovnovážné koncentrace IL v celém objemu nádoby. U konfigurace B však k podobnému jevu nedojde, protože v průběhu času IL odchází výtokem ze systému a už se do něj zpátky nevrací. Proto není možné porovnávat homogenizační účinky těchto dvou konfigurací pomocí doby homogenizace. Doba homogenizace t_h potřebná pro dosažení odchylky od rovnovážné koncentrace do 2 % v případě bočního míchadla je uvedena v následující tabulce 3.

Uvedená data byla po exportu koncentrací IL z Fluentu zpracována v Matlabu pro zjištění jednotlivých časů (to platí i pro další tabulky). Ilustrativní časový průběh koncentrace pro zvolený bod je uveden na obrázku 19.

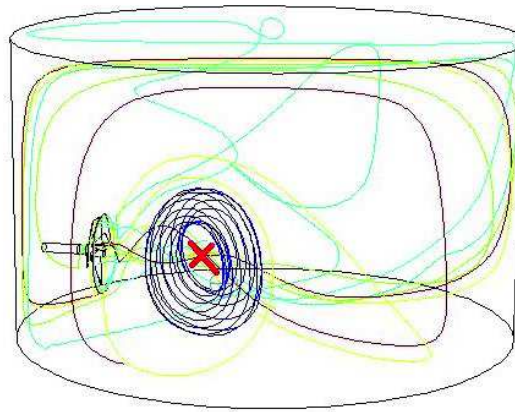


Obrázek 19. Příklad časového průběhu koncentrace pro bod 1.

Tabulka 3. Doba homogenizace v nádobě s bočním míchadlem.

bod	t_h	bod	t_h	bod	t_h	bod	t_h
(-)	(s)	(-)	(s)	(-)	(s)	(-)	(s)
1	52,05	12	49,20	23	55,65	34	55,70
2	49,00	13	49,05	24	56,80	35	56,95
3	53,05	14	62,85	25	49,80	36	54,40
4	51,15	15	52,55	26	52,60	37	52,40
5	67,50	16	69,15	27	62,00	38	60,45
6	47,90	17	47,95	28	50,05	39	50,80
7	56,85	18	57,50	29	58,85	40	51,35
8	47,95	19	49,10	30	50,35	41	51,30
9	52,50	20	44,60	31	53,35	42	53,85
10	46,70	21	41,65	32	52,40	43	52,35
11	45,80	22	46,10	33	45,75	44	52,35
h = 0,1 m		h = 0,32 m		h = 0,64 m		h = 0,86 m	

Z tabulky 3 vyplývá, že doba homogenizace IL v nádobě je průměrně $52,7 \pm 5,6$ s. U dna nádoby je kapalina promíchávána lépe než u hladiny, což je patrné z mírně se prodlužující doby homogenizace v závislosti na výšce měřícího bodu (v okolí míchadla jsou vyšší rychlosti proudění). Nejhuře promíchávané místo se nachází v bodě 16, kde se přibližně nachází střed makroskopického víru a dochází proto k pomalé homogenizaci.



Obrázek 20. Nejhůře promíchávané místo ve středu makroskopického víru.

Jiným řešením je porovnání doby, za níž se IL poprvé dostane do měřicího bodu. Aby byla tato doba (t_m pro míchadlo, t_t pro trysku) jednoznačně stanovitelná, odpovídá času, kdy koncentrace IL v daném bodě dosáhne na 5 % konečné rovnovážné koncentrace IL (v případě míchadla), resp. 5 % konečné rovnovážné koncentrace za předpokladu, že by nedocházelo k úniku IL, pro trysku. Následující tabulka uvádí zmíněné „doby náběhu“ společně s hodnotou jejich rozdílu $t_\Delta = |t_t - t_m|$.

Tabulka 4. Doby náběhu koncentrace IL v nádobě s bočním míchadlem a tryskou.

bod	t_m	t_t	t_Δ	bod	t_m	t_t	t_Δ	bod	t_m	t_t	t_Δ	bod	t_m	t_t	t_Δ
(-)	(s)	(s)	(s)	(-)	(s)	(s)	(s)	(-)	(s)	(s)	(s)	(-)	(s)	(s)	(s)
1	8,50	8,35	0,15	12	7,25	7,60	0,35	23	6,60	7,25	0,65	34	6,40	7,15	0,75
2	9,05	10,65	1,60	13	7,50	10,05	2,55	24	7,20	7,70	0,50	35	7,00	6,45	0,55
3	9,35	8,00	1,35	14	8,10	6,25	1,85	25	6,95	6,00	0,95	36	6,50	5,45	1,05
4	0,80	4,85	4,05	15	1,25	4,70	3,45	26	2,70	4,85	2,15	37	3,40	4,35	0,95
5	11,00	4,50	6,50	16	10,20	4,25	5,95	27	6,40	5,05	1,35	38	6,15	4,30	1,85
6	0,85	1,25	0,40	17	0,80	1,15	0,35	28	1,70	2,25	0,55	39	2,35	2,80	0,45
7	1,60	2,20	0,60	18	2,05	2,95	0,90	29	3,45	2,90	0,55	40	4,45	2,85	1,60
8	1,40	0,85	0,55	19	1,80	1,10	0,70	30	2,35	1,75	0,60	41	2,95	2,15	0,80
9	0,05	8,20	8,15	20	0,05	6,90	6,85	31	4,95	5,65	0,70	42	4,90	5,15	0,25
10	0,35	0,20	0,15	21	0,60	0,40	0,20	32	3,30	4,70	1,40	43	3,55	3,80	0,25
11	0,50	7,75	7,25	22	1,05	6,05	5,00	33	3,60	4,20	0,60	44	4,05	3,50	0,55
h = 0,1 m				h = 0,32 m				h = 0,64 m				h = 0,86 m			

Z tabulky 4 je dobře patrný vliv rotace míchadla. Body 9, 11, příp. 4 (resp. 20, 22, příp. 15) jsou nepatrně odchýleny od hlavního proudu. V případě míchadla se IL dostává na tato místa prakticky okamžitě vlivem radiální složky rychlosti, zatímco v případě trysky se IL objevuje v těchto bodech až při návratu hlavního proudu do odtokového otvoru trysky. Opačný případ nastává pro bod 5 (resp. 16, nejhůře promíchávané místo vůbec – viz tabulku 3), kam se výrazně dříve dostává proudění vyvolané tryskou, protože nedochází ke vzniku víru jako v případě proudění s míchadlem (viz obrázek 20).

4.4.2 Porovnání simulací míchání pomocí bočního a centrálního míchadla

Pro výpočet provozních charakteristik míchaných aparátů je důležitá znalost základních bezrozměrných kritérií používaných pro zjištění čerpací výkonnosti míchadla (průtokové číslo N_{QP} dle rov. (3)) a příkonu na hřídeli (příkonové číslo Po dle rov. (5)). Vzhledem k tomu, že pro standardní konfiguraci míchacího zařízení s centrálním míchadlem je k dispozici velké množství experimentálních dat, zatímco pro boční míchadla nikoliv, nabízí se otázka, zda jsou některá data pro standardní konfiguraci použitelná také pro boční míchadla. Tento poznatek je velmi důležitý, protože by mohl uspořit čas a peníze jinak vynaložené na realizaci experimentu s bočními míchadly za účelem zjištění procesních parametrů nezbytných pro návrh zařízení.

Z provedených simulací pro konfiguraci A a C lze ze simulačního programu odečíst krouticí moment M_K vyvolaný míchadlem působícím na kapalinu a axiální objemový průtok Q_{Pax} z rychlostního profilu na výtoku z míchadla. Obě veličiny jsou společně s následně vypočtenými hodnotami bezrozměrných kritérií uvedeny v níže uvedené tabulce 5.

Hodnota průtoku Q_{Pax} je určena na základě simulovaného rychlostního pole na ploše kruhu (o stejném průměru jako míchadlo), který leží v rovině kolmé na osu rotace míchadla ve vzdálenosti 1 mm od hrany jeho lopatek ve směru výtokového proudu. Z jednotlivých axiálních rychlostí u_{axi} pro bod i na této ploše je za předpokladu stejné velikosti buněk (plocha obsahuje více než 10 000 bodů, přesně N bodů) vypočtena střední axiální rychlost průtoku

$$\overline{u_{ax}} = \frac{\sum u_{axi}}{N}. \quad (14)$$

Objemový axiální průtok míchadlem pak získáme vynásobením střední rychlosti plochou kruhu S podle vztahu

$$Q_{Pax} = \overline{u_{ax}} \cdot S. \quad (15)$$

Tabulka 5. Příkonové a průtokové číslo pro variantu A a C.

konfigurace	M_K (N.m)	Q_{Pax} (dm ³ .s ⁻¹)	Po (-)	N_{QPax} (-)
A (boční míchadlo)	2,556	39,3	1,00	0,65
C (centrální míchadlo)	2,616	46,4	1,02	0,76

Pro výpočet příkonového a průtokového čísla jsou do vzorců (3) a (5) dosazovány následující hodnoty: otáčky míchadla $n = 5 \text{ s}^{-1}$, průměr míchadla $d = 0,23 \text{ m}$, hustota

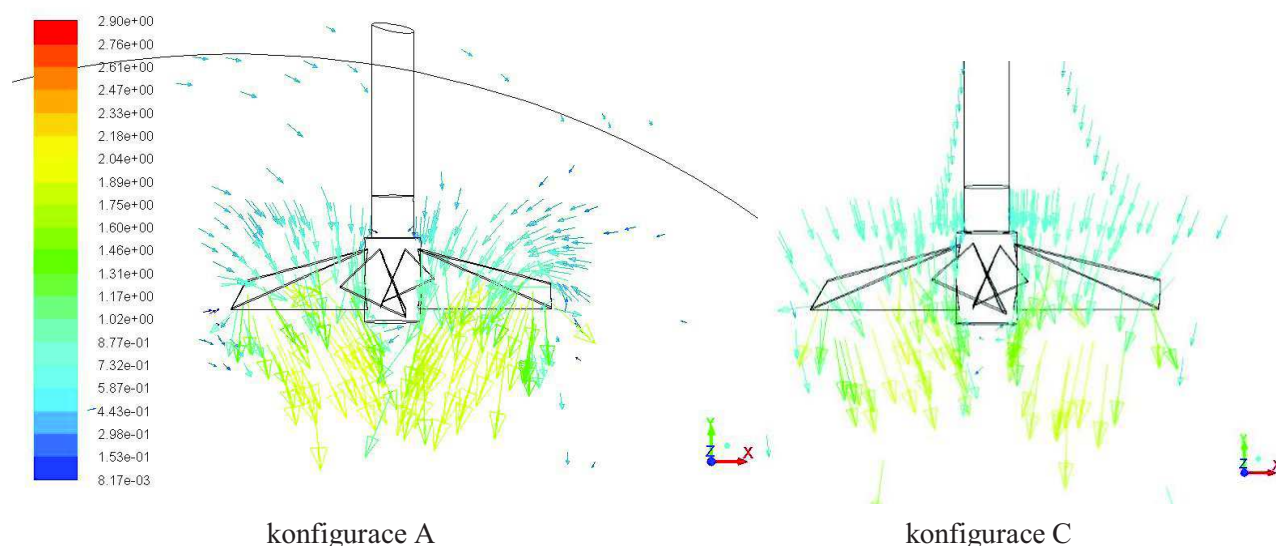
vody $\rho = 1000 \text{ kg.m}^{-3}$. Příklad výpočtu obou kritérií je pro variantu A uveden v následujících rovnicích (pro konfiguraci B se postupuje analogicky).

$$Po = \frac{P}{\rho n^3 d^5} = \frac{2\pi n M_K}{\rho n^3 d^5} = \frac{2\pi M_K}{\rho n^2 d^5} = \frac{2\pi \cdot 2,556}{1000 \cdot 5^2 \cdot 0,23^5} = 1,00$$

$$N_{Q_{Pax}} = \frac{Q_{Pax}}{nd^3} = \frac{39,3 \cdot 10^{-3}}{5 \cdot 0,23^3} = 0,65$$

Z tabulky 5 je patrné, že vypočtená příkonová čísla jsou v obou případech prakticky totožná a jsou rovněž ve shodě s údaji uvedenými v literatuře [23], kde je pro míchadlo 4RLL uvedena hodnota $Po = 0,99 \pm 0,04$. Z toho vyplývá, že při návrhu příkonu bočního míchadla je možné prakticky vycházet z hodnot zjištěných pro standardní konfiguraci s centrálním míchadlem, pro kterou existuje velké množství experimentálních dat.

Hodnota průtokového čísla je odlišná a je ovlivněna rozdílnými hydrodynamickými poměry porovnávaných konfigurací, které jsou ilustrovány na následujícím obrázku.



Obrázek 21. Vektorové pole rychlostí v okolí míchadla pro konfiguraci A a C.

Na základě obrázku 21 je zřejmé, že v případě bočního míchadla jsou hydrodynamické poměry v jeho okolí ovlivněny blízkostí stěny nádoby. V případě centrálně umístěného míchadla pozorujeme axiálně usměrněný tok, zatímco do bočního míchadla je nasávána kapalina výraznějším způsobem také v radiálním směru, protože je sání míchadla škrceno přítomností stěny. Analýzou průtoku kapaliny míchadlem v jednotlivých směrech bylo (po zpracování v Matlabu) zjištěno, že u bočního míchadla radiální přítok tvoří přibližně 40 % celkového přítoku, zatímco u centrálního míchadla je to pouze 25 %. Protože použité míchadlo je převážně axiální, je celkový objemový průtok centrálním míchadlem (nepatrně škrceným blízkostí stěny na výtlačku) vyšší než průtok bočním míchadlem (škrceným na sání).

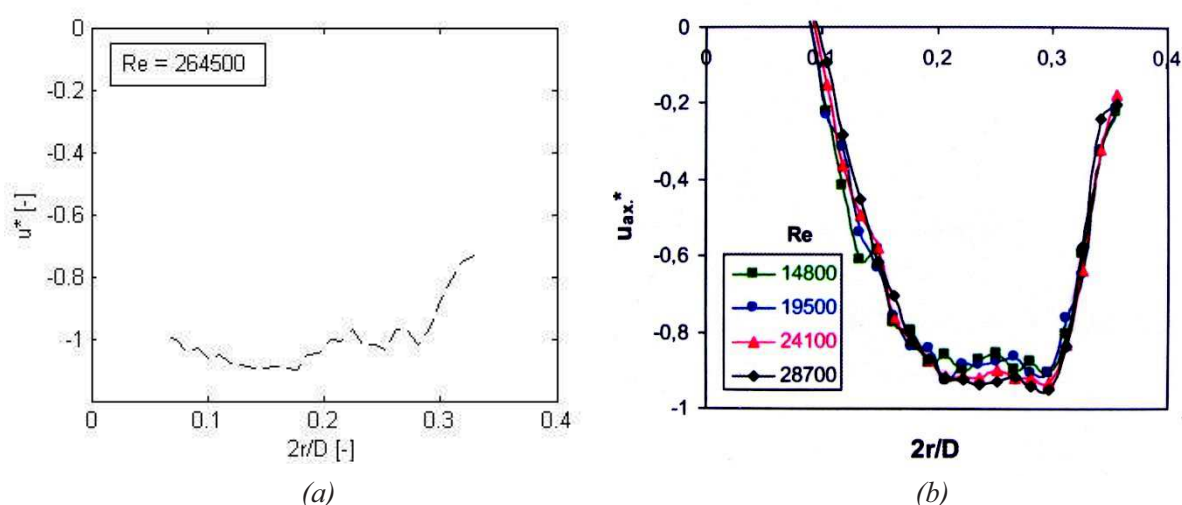
Pro porovnání s experimentálními daty byl dále zjištěn rychlostní profil na výtoku z míchadla. Postup určení velikosti rychlosti v konkrétní vzdálenosti od osy rotace je podobný jako dříve popsané zjišťování průtoku, protože výchozí data jsou totožná, tj. rychlostní pole na ploše kruhu (o stejném průměru jako míchadlo), který leží v rovině kolmé na osu rotace míchadla ve vzdálenosti 1 mm od hrany jeho lopatek ve směru výtokového proudu. Tento kruh je rozdělen na určitý počet malých prstenců a v každém prstenci je vypočtena střední rychlost proudění.

Výsledná grafická interpretace se pro centrální míchadlo nachází na obrázku 22a a pro porovnání je na obrázku 22b uveden experimentálně zjištěný průběh. Získaná data pro centrální a boční míchadlo jsou vynesena na obrázku 23 jako závislost bezrozměrné axiální rychlosti na relativním poloměru, přičemž platí

$$u^* = \frac{u_{ax}}{n \cdot d}, \quad (16)$$

$$r^* = \frac{2 \cdot r_{rad}}{d}, \quad (17)$$

kde r_{rad} je proměnná radiální souřadnice a u_{ax} axiální složka rychlosti.



Obrázek 22. Bezrozměrný axiální rychlostní profil v kapalině vytékající z míchadla (a) centrální 4RLL míchadlo ze simulace, (b) centrální 3RLL míchadlo z experimentu [18].

Srovnáním výše uvedených obrázků 22a a b je zřejmé, že axiální rychlostní profil při proměnné radiální souřadnici vykazuje výraznou konstantní (plochou) část, ve které bezrozměrná rychlost u^* v případě simulace dosahuje průměrně hodnoty 1,04 a v případě experimentu pro nejvyšší měřené Re hodnoty 0,95 (resp. -1,04 a -0,95 v závislosti na zvoleném kladném směru rychlosti). Simulace je provedena pro 4RLL, zatímco v experimentu bylo použito třílopatkové míchadlo 3RLL, a proto je bezrozměrná rychlost

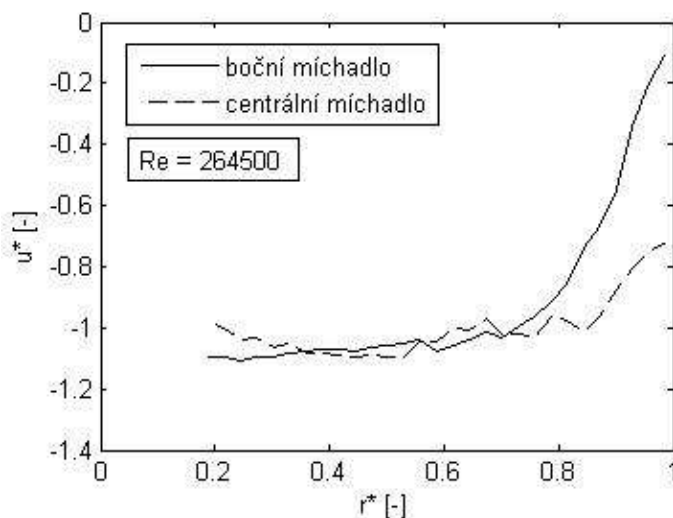
(v absolutní hodnotě) nižší. Podle literatury [23] lze přepočítat maximální rychlost proudící kapaliny vyvozenou míchadly 1 a 2 se stejným průměrem, ale různým počtem rovných lomených lopatek podle vztahu

$$u_{max,2} = u_{max,1} \cdot \left(\frac{i_{L,2}}{i_{L,1}} \right)^{0,233}, \quad (18)$$

kde i_L je počet lopatek míchadla. Po dosazení do vztahu (18) za $i_{L,1} = 3$ a $i_{L,2} = 4$ dostáváme na základě experimentálních dat rychlosti pro třílopatkové míchadlo přepočet na rychlost čtyřlopatkového jako

$$u_{max,4L}^* = u_{max,3L}^* \cdot \left(\frac{i_{L,4L}}{i_{L,3L}} \right)^{0,233} = 0,95 \cdot \left(\frac{4}{3} \right)^{0,233} = 1,02.$$

Vypočtená hodnota maximální bezrozměrné axiální rychlosti se prakticky shoduje se simulačně zjištěnou hodnotou. Toto srovnání je možné takto provést, přestože v simulaci a experimentu jsou řádově odlišné hodnoty Re, protože bezrozměrná rychlost při vysokých hodnotách Re (turbulentní proudění) na Re nezávisí.



Obrázek 23. Bezrozměrný axiální rychlostní profil pro boční a centrální míchadlo.

Z obrázku 23 je patrné, že pro konkrétní simulovaný případ má centrální axiální míchadlo vyšší objemový průtok (větší plocha nad křivkou) než boční míchadlo, což je konstatováno již v komentáři k obrázku 21. Na konci lopatek dochází v obou případech k výraznému snížení rychlosti.

5 Ověřovací experiment

5.1 Popis experimentu

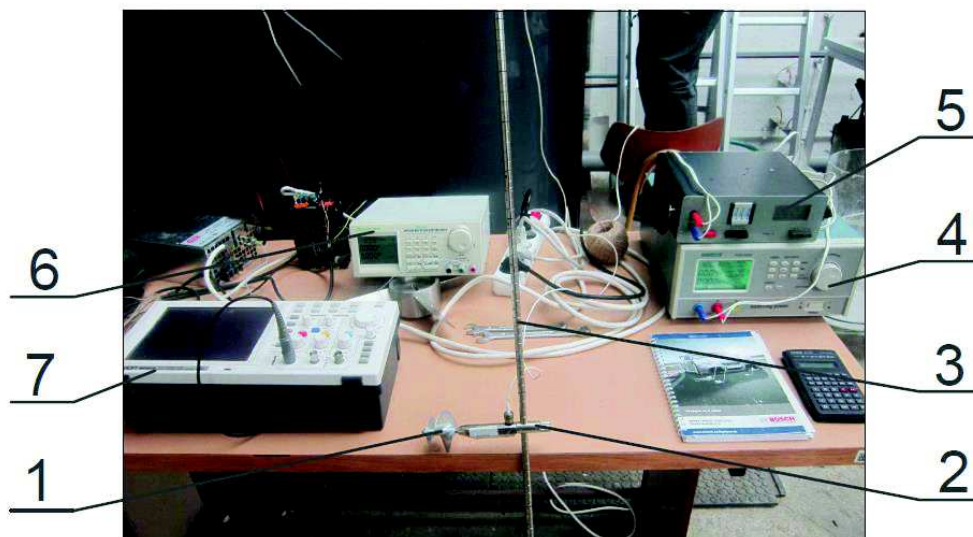
Z důvodu porovnání nasimulovaných dat s reálným měřením byl proveden jednoduchý experiment, který byl zaměřen na zjištění lokálních velikostí rychlosti proudění v několika zvolených bodech.

Pro měření bodové rychlosti proudění se používá několik metod. Nejčastěji se v praxi (měření rychlosti proudění v říčním korytě, kanálu atp.) využívají hydrometrické vrtule. Princip měření je založen na dynamickém účinku proudící kapaliny, která vrtuli mechanicky uvádí do pohybu. Výpočet hodnoty rychlosti se následně provádí na základě kalibrovaného lineárního vztahu mezi změřenými otáčkami vrtule a rychlostí proudění. Jinou možností je využití elektromagnetických měřidel, která podobně jako indukční průtokoměry převádí napětí indukované proudící kapalinou v homogenním magnetickém poli (vyvolaném měřicí sondou) na hodnotu rychlosti, resp. průtoku. Další moderní metodou je ultrazvukové měření založené na Dopplerově jevu, při kterém se rychlost proudění vyhodnocuje díky rozdílné době průchodu signálů skrz pohybující se kapalinu v různých směrech. Podobná metoda LDA (Laser Doppler Anemometry) analyzuje světelné vlnění na základě Dopplerova jevu pro určení bodové rychlosti. Jinou možností je metoda PIV (Particle Image Velocimetry) založená na zpracování obrazu (porovnávání 2 po sobě jdoucích snímků), jejímž výstupem je dvou či třírozměrné rychlostní pole. [17]

K provedení měření byla použita hydrometrická souprava SHV 01 s vrtulí 1V251 (průměr 50 mm, stoupání 50 mm), která slouží pro měření bodových rychlostí v rozsahu $0,067 - 1,347 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$. Měřicí aparatura je znázorněna na obrázku 24. Hydrometrická vrtule (1) je nasazená na tělese (2), které bylo v průběhu měření upevněno na tyči (3), aby nedocházelo k jeho posuvu, popř. otočení. Tyč byla udržována v nastavené pozici ručně. Těleso vrtule bylo připojeno k čítači otáček (5), který po určitý čas (nastaveno 30 s) vyhodnocoval počet otáček vrtulky. K napájení čítače otáček sloužil regulovatelný zdroj napětí (4) nastavený na 12 V.

Modelové zařízení s bočním míchadlem bylo nastaveno tak, aby pozice a orientace míchadla odpovídala popisu uvedenému v části 4.1, konfigurace A dle obrázku 12. Otáčky míchadla byly v průběhu měření udržovány pomocí dalšího napěťového zdroje (6) na konstantní hodnotě $n = 5 \text{ s}^{-1}$, což na osciloskopu (7), který byl propojen se snímačem otáček míchadla, odpovídalo hodnotě $20 \pm 1 \text{ Hz}$ (snímání impulsu ze všech čtyř lopatek míchadla). Nepatrné kolísání hodnoty frekvence v průběhu měření způsobené proměnným zatížením motoru míchadla (reakce na tvorbu a zánik vírů v okolí míchadla) bylo proto

pravidelně kontrolováno a upravováno tak, aby byla hodnota frekvence konstantní. Jediným parametrem, který se z důvodu pevné konstrukce odlišoval od provedené simulace, byla vzdálenost míchadla od stěny nádoby, která činila 20 cm v případě simulace a cca 35 cm v případě experimentu.



Obrázek 24. Měřicí aparatura.

1 – hydrometrická vrtule, 2 – těleso vrtule, 3 – vodící tyč, 4 – zdroj konst. napětí pro čítač otáček, 5 – čítač otáček, 6 – regulovatelný zdroj napětí pro pohon míchadla, 7 – osciloskop

V nádobě bylo zvoleno několik bodů (ze sítě podle obrázku 17), které ležely ve větší vzdálenosti od míchadla a ve kterých byla (na základě simulace) zjištěna relativně vysoká hodnota rychlosti proudění, aby přístroj neměřil na spodním okraji rozsahu použitelnosti s velkou relativní chybou. Dominantní složka rychlosti byla ve většině případů ve směru rovnoběžném s osou rotace míchadla, a proto v tomto směru bylo provedeno i měření. Dále byla proměřena hodnota rychlosti několika bodů na výtoku z míchadla. V každém vytipovaném bodě byla provedena série 3 měření, z nichž byla vypočtena výsledná hodnota jako průměr z těchto měření. Počet otáček n lze přepočítat na rychlost proudění u podle lineárního vztahu

$$u = A_0 + A_1 \cdot n, \quad (19)$$

kde hodnoty koeficientů A_0 a A_1 závisí na otáčkách vrtule podle tabulky 6.

Tabulka 6. Koeficienty pro výpočet lokální rychlosti podle vztahu (16). [21]

n (s^{-1})	0,48 – 3,24	3,24 – 23,02
A_0 ($m \cdot s^{-1}$)	0,03705	0,06577
A_1 (m)	0,06484	0,05597

5.2 Výsledky

Vypočtené hodnoty rychlostí z měření jsou společně se simulovanými uvedeny v následující tabulce.

Tabulka 7. Porovnání naměřených a simulovaných rychlostí.

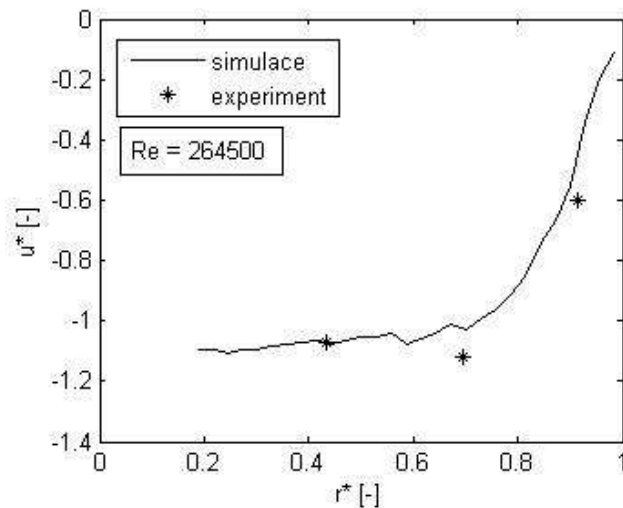
bod	N_1	N_2	N_3	N	s_N	v_N	n	u_M	u_S	Δ
(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(%)	(s ⁻¹)	(m.s ⁻¹)	(m.s ⁻¹)	(%)
6	49	31	35	38,3	9,5	25	1,28	0,120	0,186	36
7	65	62	52	59,7	6,8	11	1,99	0,166	0,148	12
30	18	17	19	18,0	1,0	6	0,60	0,076	0,116	35
31	70	60	62	64,0	5,3	8	2,13	0,175	0,211	17
39	38	27	23	29,3	7,8	26	0,98	0,100	0,134	25
40	100	104	90	98,0	7,2	7	3,27	0,249	0,218	14
41	57	62	59	59,3	2,5	4	1,98	0,165	0,156	6
42	105	119	114	112,7	7,1	6	3,76	0,276	0,284	3

kde N_i je počet otáček při itém měření, s_N výběrová směrodatná odchylka z hodnot otáček, v_N variační koeficient otáček, u_M je naměřená rychlost, u_S simulovaná rychlost a Δ relativní rozdíl mezi rychlostmi definovaný

$$\Delta = \frac{|(u_S - u_M)|}{u_S} \cdot 100. \quad (20)$$

Z tabulky 7 vyplývá, že se naměřené hodnoty rychlostí řádově shodují se simulovanými hodnotami. Vzhledem k tomu, že variační koeficient otáček pro jednotlivé body je ve většině případů srovnatelný s hodnotou relativního rozdílu rychlostí, lze usoudit, že simulovaná data přibližně odpovídají reálným rychlostním poměrům v míchané nádobě a že metodika měření byla rovněž zvolena správně.

Na následujícím obrázku 25 jsou zaneseny experimentálně zjištěné body na výtoku z míchadla společně se simulovanými daty. Přestože je nutné z hlediska značné směrodatné odchylky hodnot otáček (resp. rychlostí) při měření konkrétních bodů (až 15 %) tyto výsledky vnímat spíše orientačně, je možné pozorovat, že jejich průměrné hodnoty leží v blízkosti simulačně zjištěné křivky. Výsledky tedy znovu ukazují, že experimentální data potvrzují správnost provedené simulace.



Obrázek 25. Porovnání radiálního rychlostního profilu axiální rychlosti pro boční míchadlo ze simulace s experimentem.

Rozdíl mezi zjištěnými daty může být způsoben buď chybou na straně simulace, nebo měření.

Mezi faktory ovlivňující kvalitu simulací patří např.:

- volba vhodného turbulentního modelu (různé modifikace $k-\varepsilon$ místo standardního $k-\varepsilon$),
- použití sofistikovaných stěnových funkcí nebo použití velmi jemné sítě u stěn,
- způsob simulace rotace míchadla (klouzající síť místo MRF).

Mezi faktory ovlivňující kvalitu experimentálně naměřených rychlostí patří např.:

- přesnost umístění hydrometrické vrtule v prostoru nádoby,
- zajištění neměnné polohy v průběhu měření (tuhost měřící tyče, na níž je upevněna vodoměrná vrtule; ruční přidržování proti pohybu aparátu ve vodorovném směru),
- přítomnost měřícího aparátu a stojanu pro upevnění míchadla představuje přidavné tvarové odpory, které nejsou zahrnuty do provedených simulací.

Z hlediska vizuálního hodnocení charakteru proudění v nádobě bylo pozorováno axiální proudění vsádky (viz video z experimentu na přiloženém CD) ve shodě s obrázkem 18.

6 Závěr

Cílem práce bylo porovnání toku v míchané vsádce vyvolané bočním axiálním míchadlem s prouděním vyvolaným tryskou a dále možnost využití procesních charakteristik zjišťovaných experimentálně pro standardní konfiguraci s centrálním míchadlem pro návrh bočního míchadla.

- Proudění vyvolané bočním axiálním míchadlem se výrazně liší od proudění vyvolaného tryskou, protože rotační míchadlo uděluje výstupnímu proudu kromě dominantní axiální složky rychlosti také radiální a tangenciální složku. Tento rozdíl lze vystihnout na základě analýzy doby, za níž se indikační částice z okolí míchadla dostanou do celého objemu zásobníku. Přestože z hlediska hlavního toku vsádky provedené simulace vykazují podobný charakter proudění v axiálním směru, při bližším porovnání rychlostí ve stejnohlých bodech jsou zjištěny výrazné rozdíly.
- Na základě analýzy proudění v nádobě vyvolaného bočním míchadlem byla při doporučeném nastavení míchadla a otáčkách zjištěna rovnoměrná distribuce dob homogenizace v celém míchaném prostoru aniž by docházelo ke vzniku výrazných „mrtvých“ (nedostatečně míchaných) zón.
- Porovnáním procesních charakteristik standardního centrálně umístěného míchadla s bočním míchadlem bylo zjištěno, že při návrhu příkonu bočního míchadla lze využít hodnoty příkonového čísla experimentálně získaného pro standardní konfiguraci, zatímco průtokové číslo se výrazně liší z důvodu rozdílné usměrňenosti toku a škrčení míchadla na sání vlivem blízké stěny.
- Radiální rychlostní profil axiální složky rychlosti míchadla 4RLL získaný ze simulací pro centrální míchadlo tvarově odpovídá experimentálně určenému plochému profilu uvedenému v literatuře.
- Výsledky jednoduchého ověřovacího experimentu s bočním míchadlem se řádově shodují s údaji ze simulace, z čehož lze usuzovat na správnost jak zvolené metodiky při nastavování simulace, tak při realizaci experimentu. To platí jak pro vytipované body uvnitř nádoby, tak pro body na výtoku z míchadla.
- Turbulentní model $k-\varepsilon$ ve standardní formě ve všech studovaných případech poskytuje základní informaci o charakteru proudění v nádobě. Pro detailnější studium proudění doporučuji použití jeho modifikace *realizable* nebo model $k-\omega$, přičemž použití těchto modelů vyžaduje vyšší nároky na kvalitu sítě a potřebný simulační čas, event. je možné aplikovat LES pro detailnější studium časového vývoje jednotlivých makrovířů.

7 Seznam použitých symbolů a označení

b	šířka narážek	(m)
A_0, A_1	kalibrační konstanty	($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$, m)
c_A	objemově objemová koncentrace složky A	($\text{m}^3 \text{ A}\cdot\text{m}^{-3}$)
C_ν, C_μ	konstanty úměrnosti	(-)
d	průměr míchadla	(m)
D	průměr míchané nádoby	(m)
h	výška	(m)
H	výška hladiny	(m)
H_2	výška míchadla nade dnem	(m)
i	označení bodu	(-)
k	turbulentní měrná kinetická energie	($\text{m}^2\cdot\text{s}^{-2}$)
l	délka	(m)
M_K	krouticí moment	(N.m)
n	otáčky míchadla	(s^{-1})
\vec{n}	vektor vnější normály	(-)
N	absolutní otáčky míchadla, počet bodů	(-)
N_{QP}	průtokové číslo	(-)
Po	příkonové číslo	(-)
Q_P	čerpací výkonnost míchadla	($\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$)
Re	Reynoldsovo číslo	(-)
s	směrodatná odchylka výběru	(-)
S	plocha	(m^2)
t	čas	(s)
u	rychlost kapaliny	($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$)
v	výška míchadla nade dnem	(m)
v_N	variační koeficient absolutních otáček	(%)
V	objem kapaliny	(m^3)

Řecká abeceda

α	úhel	(°)
Δ	relativní rozdíl	(%)
ε	rychlost disipace k	($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-3}$)
μ	dynamická viskozita	(Pa.s)
ν_T	turbulentní kinematická viskozita	($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$)
ρ	hustota kapaliny	($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)

Indexy

0	počáteční stav
*	bezrozměrná veličina
A	označení složky
ax	axiální
c	cirkulace
h	homogenizace
IL	indikační látka
k	konečný stav
m	míchadlo
M	měření
N	otáčky
rad	radiální
S	simulace
t	tryska

8 Seznam použité literatury

- [1] Schulz, H., Eder, B. *Bioplyn v praxi*. Ostrava: HEL s.r.o., 2004, s. 167. ISBN 80-86167-21-6.
- [2] Wellinger, A., Murphy, J., Baxter, D. *The biogas handbook. Science, production and applications*. Cambridge: Woodhead Publishing Limited, 2013, s. 512. ISBN 978-0857094988.
- [3] Jirout, T., Rieger, F., Moravec, J. *Studie míchání anaerobních fermentačních reaktorů na BPS*. Výzkumná zprava. Praha: ČVUT v Praze, Fakulta strojní, Ústav procesní a zpracovatelské techniky, 2008. s. 22.
- [4] Krátký, L. *Fermentor na přípravu biopaliv*. In: Konference STČ, 24.3.2009, ČVUT v Praze [online]. Praha: ČVUT, 2009. [vid. 1.6.2016]. Dostupné z: <http://stc.fs.cvut.cz/history/2009/sbornik/Papers/pdf/KratkyLukas-326207.pdf>
- [5] Rieger, F., Novák, V., Jirout, T. *Hydromechanické procesy II*. Praha: ČVUT v Praze, 2006, s. 167. ISBN 978-8001033029.
- [6] Seichter, P.: *Boční míchadla – výhodná řešení?* CHEMagazín, ročník XXI, č. 2, s. 32-34. ISSN 1210-7409.
- [7] Lemmer, A., Naegele H.-J., Sondermann, J.: *How Efficient are Agitators in Biogas Digesters? Determination of the Efficiency of Submersible Motor Mixers and Incline Agitators by Measuring Nutrient Distribution in Full-Scale Agricultural Biogas Digesters*. *Energies*, 2013. s. 6255-6273.
- [8] Kaparaju, P., Buendiaa, I., Ellegaardb, L., Angelidakiaa, I. *Effect of mixing on methane production during thermophilic anaerobic digestion of manure: Lab-scale and pilot-scale studies*. *ScienceDirect, Elsevier*, 2007. s. 10.
- [9] Deublein, D., Steinhauser, A. *Biogas from Waste and Renewable Resources - an introduction*. 2nd, rev. and expanded ed. Weinheim: Wiley-VCH, 2011, 550 s. ISBN 978-3-527-32798-0.
- [10] Šulc, R. *Zvětšování měřítka v mechanicky míchaných nádobách*. Praha: ČVUT v Praze, Fakulta strojní, 2012. s. 35.
- [11] Brehmer, M., Eppinger, T., Kraume, M. *Einfluss der Rheologie auf das Strömungsregime in gerührten großtechnischen Biogasreaktoren*. *Chem. Ing. Tech.* 2012, vol. 84, s. 2048–2056.
- [12] Straka, F. a kol. *Bioplyn*. Praha: GAS s.r.o., 2006, s. 706. ISBN 80-7328-090-6.
- [13] Wu, B. *CFD investigation of turbulence models for mechanical agitation of non-Newtonian fluids in anaerobic digesters*. *Water Research, Elsevier*, 2011, vol. 45, s. 2082-2094.
- [14] Vlček, P. a kol. *Large eddy simulation of a pitched blade impeller mixed vessel – Comparison with LDA measurements*. *Chem. Eng. Res. Des.*, Elsevier, 2016. s. 7.
- [15] Setnička, A. *Velkoobjemová míchací zařízení – poloprovozní míchací zařízení s bočními míchadly*. Praha: ČVUT v Praze, 2013. Bakalářská práce, ČVUT, Fakulta strojní.
- [16] Andersson, B. *Computational fluid dynamics for engineers*. 10. ed. Gothenburg: Cambridge press, 2014, s. 244. ISBN 9781107018952
- [17] Pačinek, D. *Monitorovací systém vodních toků s GSM komunikací*. Brno: VUT v Brně. Diplomová práce, VUT, FEKT. 2014, s. 101.

- [18] Jirout, T. *Využití teoretických a experimentálních poznatků pro optimalizaci procesu míchání a míchacích zařízení*. Profesorské přednášky. Praha: ČVUT v Praze, Fakulta strojní, 2013. s. 38.
- [19] Jahoda, M., Tomášková, L., Moštěk, M. *CFD prediction of liquid homogenisation in a gas-liquid stirred tank*. Chem. Eng. Research and Design, 2009, vol. 87, s. 460.
- [20] Oshinowo L., Bakker A., Marshall E.M. *Mixing Time - A CFD Approach*. [online]. Presented by Oshinowo at Mixing XVII, 15-20.8.1999, Banff, Alberta, Canada. [vid. 1.6.2016]. Dostupné z: <http://www.bakker.org/cfm/publications/mixingtime1999.pdf>
- [21] *Návod na obsluhu a údržbu pro hydrometrickou soupravu SHV 01*. VÚVH Bratislava, 1992.
- [22] Havlíček, J. *Velkoobjemová míchací zařízení – poloprovozní míchací zařízení s bočními míchadly*. Praha: ČVUT, 2013. Bakalářská práce, ČVUT v Praze Fakulta strojní.
- [23] Jirout, T. *Podklady pro návrh a optimalizaci míchacích zařízení na základě v současnosti dostupných znalostí*. Výzkumná zpráva. Praha: ČVUT v Praze, Fakulta strojní, 2015. s. 105.
- [24] *FLUENT V5 - How to calculate mixing or blending time with the Multiple Reference Frame model*. In: Eureka.im [online] [vid. 1.6.2016]. Dostupné z: <http://www.eureka.im/5375.html>
- [25] Dakhel, A.A., Rahimi, M. *CFD simulation of homogenization in large-scale crude oil storage tanks*. Journal of Petroleum Science and Engineering, 2004, vol. 43, s. 151 – 161.
- [26] Rahimi, M. *The effect of impellers layout on mixing time in a large-scale crude oil storage tank*. Journal of Petroleum Science and Engineering, 2005, vol. 46, s. 161 –170.

9 Přílohy

Příloha č. 1: Postup pro zjištění doby homogenizace pomocí simulačního programu FLUENT

Tento postup navazuje na provedenou simulaci rychlostního pole, při které je vyřešeno jednofázové proudění kapaliny v nádobě. Na základě informací uvedených v [19] a [24] byla doba homogenizace stanovena v programu Ansys Fluent 16.2 pomocí následujících kroků:

1. Aktivace vícesložkového systému (bez chemických reakcí).
Setup – Models – Species – Species Transport
2. Definice indikační kapaliny, která má totožné fyzikální vlastnosti jako kapalina použitá při simulaci rychlostního pole (v mém případě voda).
Setup – Materials
3. Vytvoření směsi obou kapalin (nově vytvořená + původní kapalina).
Setup – Models – Species – Mixture Properties
4. Aktivace nestacionární simulace.
Setup – General – Time – Transient
5. Nastavení výpočtu s druhým řádem přesnosti.
Solution – Solution Methods – Transient Formulation – Second Order Implicit
6. Vypnutí výpočtu rychlostního pole, aktivace pouze transportní rovnice.
Solution – Solution Controls – Equations
7. Definice malého objemu, který bude vyplněn indikační kapalinou.
Adapt – Region
8. Vyplnění malého definovaného objemu indikační kapalinou.
Solution – Solution Initialization – Patch (mass fraction = 1)
9. Definice bodů, ve kterých je umístěna měřicí sonda.
Surface – Point
10. Zápis hmotnostního zlomku indikační látky v okolí bodu do souboru.
Solution – Monitors – Vertex Average, Mass fraction of indication fluid
11. Spuštění simulace změny koncentrace indikační látky objemu v čase se zvoleným krokem (0,05 s), přičemž v každém kroku by hodnota relativní chyby výpočtu transportní rovnice (scaled residual) měla klesnout na hodnotu 10^{-5} v průběhu 20 iterací. Jinak je potřeba snížit hodnotu časového kroku.
Solution – Run Calculation
12. Zpracování získaných dat (např. v Matlabu) a zjištění doby homogenizace jako doby, po jejímž uplynutí se koncentrace indikační látky už neliší od konečné koncentrace o více než např. 2 %.

Příloha č. 2: Proudění_experiment.mov (videozáznam proudění vsádky při ověřovacím experimentu) - CD

Simulační soubory z FLUENTu (CD)

Příloha č. 3: Bocni_michadlo_rychlostni_pole.cas

Příloha č. 4: Tryska_rychlostni_pole.cas

Příloha č. 5: Centralni_michadlo_rychlostni_pole.cas

Příloha č. 6: Bocni_michadlo_homogenizace_3s.cas

Příloha č. 7: Bocni_michadlo_homogenizace_12s.cas

Příloha č. 8: Bocni_michadlo_homogenizace_20s.cas

Příloha č. 9: Bocni_michadlo_homogenizace_60s.cas