

**MENDELOVA UNIVERZITA V BRNĚ
AGRONOMICKÁ FAKULTA**

DISERTAČNÍ PRÁCE

BRNO 2012

LUDĚK KAMARÁD

Mendelova univerzita v Brně

Agronomická fakulta

Ústav zemědělské, potravinářské a environmentální techniky



**Agronomická
fakulta**

**Mendelova
univerzita
v Brně**



**Analýza procesu míchání ve fermentorech
bioplynových stanic**

Disertační práce

Školitel:

prof. Ing. Bořivoj Groda, DrSc.

Vypracoval:

Ing. Luděk Kamarád

Brno 2012

PROHLÁŠENÍ

Prohlašuji, že jsem disertační práci na téma **Analýza procesu míchání ve fermentorech bioplynových stanic** vypracoval samostatně a použil jen pramenů, které cituji a uvádím v příloženém seznamu literatury.

Disertační práce je školním dílem a může být použita ke komerčním účelům jen se souhlasem školitele a děkana Agronomické fakulty Mendelovy univerzity v Brně.

dne 28. 12. 2012

A handwritten signature in black ink, consisting of stylized, flowing letters that appear to be 'K. J.' or similar, written on a white background.

podpis doktoranda

PODĚKOVÁNÍ

Projekt AD-CFD, z jehož výstupů tato disertační práce mohla vzniknout, byl financován z prostředků fondu KLIEN, rámcového programu “Energie der Zukunft“, spravovaného organizací Österreichische Forschungsförderungsgesellschaft (FFG) a zpracovaný ve spolupráci s projektovými partnery: Technische Universität Wien (TU Wien), AAT Abwasser – und Abfalltechnik GmbH & Co, Thöni Industriebetriebe GmbH, Ing. Karl Pfiel GmbH a Biogas Strem Errichtungs- u. Betriebs GmbH & Co KG. Všem projektovým partnerům chci tímto poděkovat. Zvláštní dík pak patří Universität für Bodenkultur Wien, Interuniversitäres Department für Agrarbiotechnologie IFA-Tulln, kde jsem měl jako člen pracovní skupiny Biogas Research and Consulting Group ve spolupráci s projektovými partnery možnost provádět analýzy a vyhodnocovat naměřená data. V této souvislosti chci poděkovat Dipl.-Ing. Dr. Rolandu Kirchmayrovi a Dipl.-Ing. Güntherovi Bochmanovi jako vedoucím pracovní skupiny Research and Consulting Biogas Group za konzultace a možnost dokončení této disertační práce. Dále chci poděkovat za podporu všem dalším kolegům z této pracovní skupiny.

Z projektových partnerů děkuji zvláště Siegfriedu Legathovi, Ing. Karlu Pfielovi a Dipl.-Ing. Stefanu Pohnovi, za výbornou spolupráci během celého projektu.

Za odborné vedení, věcné konzultace, rady a trpělivost děkuji svému školiteli prof. Ing. Bořivoji Grodovi, DrSc.

Abstrakt

Cílem práce „Analýza procesu míchání ve fermentorech bioplynových stanic“ je popsat proces míchání ve fermentorech dvou sledovaných bioplynových stanic a faktory ovlivňující tyto procesy. V rámci práce byl po dobu dvou let sledován provoz primárních fermentorů dvou vybraných bioplynových stanic. Sledované fermentory se lišily svým pracovním objemem (2000 m³ a 1500 m³), hydraulickou dobou zdržení, typem a způsobem provozu míchadel stejně jako vlastnostmi míchané fermentační suspenze. K popsání vlastností fermentační suspenze byly provedeny analýzy obsahu sušiny, sítové rozborů, měření viskozity, velikosti obsažených částic v suspenzi i vybraných dávkovaných substrátech. K posouzení kvality procesu míchání ve sledovaných fermentorech byly provedeny testy se stopovačem. Jako stopovače byly použity lithné soli a spory mikroorganismu *Bacillus athrophaeus*. V každém z fermentorů byly provedeny testy celkem dvakrát, pokaždé s jiným stopovačem. Z naměřených koncentrací stopovače na výtok z fermentoru bylo možné v některých případech detekovat zkratové proudění a předčasné vyplavení substrátu z fermentoru. Výsledky testů v obou fermentorech se výrazně lišily. Výstupy z testů s lithným stopovačem byly na závěr porovnány s výsledky paralelně provedených počítačových simulací (CFD). Bylo zjištěno, že při použití vhodně zvoleného míchacího systému lze travní a jiné vláknité substráty nejlépe využívat jako substrát při vyšším obsahu sušiny ve fermentorech. V případech, kdy je technologie dimenzována spíše pro substráty na bázi kejdy a kukuřičné siláže, nelze používání travních a vláknitých substrátů doporučit. Pokud již mají být travní nebo jiné vláknité substráty využívány, tak pouze v omezeném množství (např. do 10 % denní dávky) nebo za využití předúpravy substrátu.

Klíčová slova: fermentační suspenze, bioplynový fermentor, míchání, viskozita, stopovač

Abstract

The aim of this work „Analysis of the mixing process in biogas digesters“ is to describe the mixing quality in two different primary digesters at two selected biogas plants and the factors influencing the homogenization of substrates and biogas slurries. The primary digesters were monitored for two years. The digesters differed in their volumes (2000 m³ a 1500 m³), hydraulic retention time, type and operation way of the installed mixing systems and proprieties of the mixed biogas slurries. To describe the slurry characteristics the fermentation suspensions were analyzed for dry matter content, particle size (sieve analysis), viscosity measurements, and the length of particles contained in the suspensions and in the selected substrates. To assess the quality of the mixing process in the monitored digesters, tracer tests were carried out as well. Lithium salts and spores of microorganism *Bacillus athrophaeus* were selected as tracers. The tracer tests were performed in each digester twice, each time with a different tracer. From the measured tracer concentration in the digester effluent it was possible to detected short-circuiting flow and premature substrate washing out from the digester; different results were obtained. The experimental results obtained by lithium tracer tests were finally compared with results from parallel performed computational simulations (CFD). It was found that if an appropriate mixing technology is used, grass-like substrates can be used more intensive and work best at a higher total solids content. However, if a digester that was designed for liquid and maize silage based substrates is used, grass should only be used rather in small quantities (e.g. less than 10% daily substrate dose).

Key words: Biogas slurry, suspension, digester, mixing, viscosity, tracer test

Obsah

1	ÚVOD	9
2	CÍL PRÁCE.....	11
3	LITERÁRNÍ PŘEHLED	12
3.1	<i>Problematika procesu míchání ve fermentorech bioplynových stanic</i>	<i>12</i>
3.1.1	Historický vývoj.....	13
3.2	<i>Teorie charakteristiky materiálů z fermentoru bioplynových stanic</i>	<i>17</i>
3.2.1	Viskozita	17
3.2.2	Nenewtonské tekutiny s časově nezávislými reologickými vlastnostmi	19
3.2.2.1	Tekutiny pseudoplastické.....	19
3.2.2.2	Tekutiny binghamské	19
3.2.2.3	Kapaliny dilatantní	19
3.2.3	Nenewtonské tekutiny s časově závislými reologickými vlastnostmi	20
3.2.3.1	Tixotropní tekutiny.....	20
3.2.3.2	Reopexní tekutiny	20
3.2.4	Absorpce plynů v tekutinách.....	22
3.2.5	Pohyb tuhých částic v tekutinách	23
3.2.5.1	Pohyb tuhých částic v klidné tekutině - usazování.....	23
3.2.5.2	Usazování nekulových částic	24
3.2.5.3	Rušené usazování	25
3.2.5.4	Počátek pohybu tuhých částic účinkem proudění tekutiny	26
3.2.6	Rovnice pohybu suspenze	29
3.2.7	Difuzní teorie pohybu suspence	32
3.3	<i>Metody analýzy procesu míchání ve fermentorech bioplynových stanic... ..</i>	<i>33</i>
3.3.1	Účinnost míchání ve fermentorech bioplynových stanic	33
3.3.1.1	Vizuální kontrola procesu míchání	35
3.3.1.2	Testy se stopovačem	37
3.3.1.3	Počítačové simulace	39
3.3.1.4	Další metody analýzy kvality procesu míchání.....	40
3.3.2	Současný stav poznatků v oblasti charakteristiky fermentačních suspenzí a posuzování procesu míchání ve fermentorech bioplynových stanic.....	41
3.3.3	Energetická náročnost procesu míchání a provozu bioplynové stanice	44
3.3.4	Účinnost míchadel ve fermentorech bioplynových stanic	46
3.4	<i>Dávkování a doprava substrátů do fermentoru</i>	<i>48</i>
3.4.1	Organické zatížení fermentoru a doba zdržení.....	48
3.4.2	Předúprava substrátu	49
3.4.2.1	Biologická předúprava substrátu.....	49
3.4.2.2	Mechanická předúprava substrátu.....	50
3.4.2.3	Chemická a fyzikální předúprava substrátu	51
3.4.3	Dávkování a doprava čerpatelných substrátů.....	52
3.4.4	Odstředivá čerpadla	52
3.4.5	Objemová čerpadla	53
3.4.5.1	Excentrická šneková čerpadla	53
3.4.5.2	Čerpadla s rotujícími písty	53
3.4.5.3	Pístová čerpadla	54

3.4.6	Dávkování a doprava nečerpateľných substrátů.....	55
3.5	<i>Míchací zařízení ve fermentorech bioplynových stanic</i>	58
3.6	<i>Mechanická míchadla</i>	59
3.6.1	Ponorná vrtulová míchadla	59
3.6.2	Neponorná vrtulová míchadla.....	63
3.6.3	Dlouhoosá míchadla se šikmou osou	65
3.6.4	Axiální míchadla	67
3.6.5	Pádlová míchadla v horizontálních fermentorech.....	69
3.6.6	Pádlová míchadla ve vertikálních fermentorech.....	72
3.6.7	Velkokřídla pomaluběžná ponorná míchadla.....	73
3.7	<i>Hydraulické míchací systémy</i>	75
3.8	<i>Pneumatické míchací systémy</i>	77
3.9	<i>Tvorba a odstaňování sedimentu ze dna fermentoru</i>	80
3.10	<i>Přehled četnosti instalace jednotlivých druhů míchadel</i>	82
4	MATERIÁL A METODIKA	84
4.1.1	Sběr provozních dat sledovaných bioplynových stanic	85
4.1.2	Analýzy vlastností fermentačního materiálu.....	85
4.1.2.1	Postup odběru vzorků.....	85
4.1.2.2	Sušina a organická sušina.....	86
4.1.2.3	Měření viskozity.....	86
4.1.2.4	Stanovení měrné hmotnosti fermentační suspenze	88
4.1.2.5	Charakteristika částic obsazených ve fermentační suspenzi	90
4.1.2.6	Sedimentační vlastnosti fermentační suspenze	92
4.1.2.7	Porovnání velikosti částic kukuřičné a travní siláže	92
4.1.3	Testy se stopovačem a porovnání s výsledky počítačových simulací.....	93
4.1.3.1	Výběr vhodného stopovače	93
4.1.3.2	Provedení testů se stopovačem.....	93
4.1.3.3	Porovnání výsledků testů se stopovačem s počítačovými modely.....	95
5	VÝSLEDKY.....	95
5.1	<i>Analýza provozu zkoumaných bioplynových stanic</i>	95
5.1.1	Charakteristika bioplynové stanice A a zkoumaného fermentoru A.....	95
5.1.2	Charakteristika bioplynové stanice B a zkoumaného fermentoru B	97
5.1.3	Shrnutí a porovnání základních provozních parametrů sledovaných bioplynových stanic A a B.....	99
5.2	<i>Charakteristika procesu míchání sledovaných fermentorů A a B</i>	101
5.2.1	Charakteristika fermentačních suspenzí A a B	101
5.2.1.1	Obsah sušiny a organické sušiny ve fermentačních suspenzích.....	101
5.2.1.2	Měrná hmotnost fermentační suspenze	103
5.2.1.3	Velikost částic v analyzovaných fermentačních suspenzích	105
5.2.1.4	Sedimentační vlastnosti analyzovaných fermentačních suspenzí	110
5.2.1.5	Viskozita fermentační suspenze	113
5.2.2	Výběr vhodného stopovače.....	119
5.2.2.1	Fluorescein	119
5.2.2.2	Spory mikroorganismu <i>Bacillus athrophaeus</i>	120
5.2.2.3	Stopovač na bázi kovového prášku	122
5.2.2.4	Umělé částice s definovanou hmotností a velikostí	123
5.2.2.5	Roztoky lithných solí	123

5.2.3	Porovnání kvality míchání a rychlosti vymývání substrátu u sledovaných fermentorů.....	124
5.2.3.1	Testy se stopovačem provedené za použití roztoků lithných solí	124
5.2.3.2	Testy se stopovačem provedené za použití spor	127
5.2.4	Porovnání výsledků praktických testů s počítačovými simulacemi.....	129
6	DISKUSE	136
7	ZÁVĚR	146
8	SUMMARY AND CONCLUSIONS	150
9	ACKNOWLEDGEMENT	153
10	SEZNAM POUŽITÉ LITERATURY.....	154
11	SEZNAM OBRÁZKŮ.....	159
12	SEZNAM TABULEK	162
13	SEZNAM ZKRATEK	163
14	PŘÍLOHY	166

1 ÚVOD

Problematikou procesu míchání v oblasti bioplynových stanic se zabývají stavební firmy, projektantské kanceláře, vědci a především provozovatelé bioplynových stanic prakticky od začátku aplikace technologie výroby bioplynu v zemědělských, ale i nezemědělských provozech. Problematika míchání je více nebo méně aktuální prakticky pro každý fermentor bioplynové stanice pracující v oblasti nízkosušinyové fermentace nebo širokém přechodném pásmu fermentace s vyšším obsahem sušiny ve fermentoru. Při suché fermentaci při používání systému fermentačních boxů se již míchadla prakticky nepoužívají a substrát je míchán s vyfermentovaným nebo částečně vyfermentovaným materiálem nejčastěji pomocí kolového nakladače za účelem naočkovaní čerstvého substrátu. Jedinou kapalinou, která v tomto procesu cirkuluje, je tak inokulum, které je dopravováno pomocí čerpadla. Popisem různých technologií mokré, polosuché a suché fermentace a jejich porovnáním se podrobněji zabývají například LIESCH A MÜLLER (2007).

Téměř pro každou firmu, která nabízí stavbu a projekci bioplynových stanic, je kvalita míchání při předkládání nabídek zákazníkům jedním z hlavních přesvědčovacích argumentů. Možná právě proto, panuje v této oblasti řada nepodložených mýtů, nepřesností a z velké míry také nevědomost. Z toho pramení nereálná očekávání zákazníků a někdy nesplnitelné sliby prodejců technologií.

Pro úřady je pak s procesem míchání úzce související teoretická doba zdržení substrátů ve fermentoru jedním z rozhodovacích kritérií v povolovacím procesu.

V případě nesprávně navrženého a provozovaného míchacího systému je zásadně ohrožen efektivní provoz celé bioplynové stanice se zdrcujícím dopadem na ekonomickou prosperitu zařízení.

Kvůli tvorbě plovoucích krust na hladině, nemají anaerobní mikroorganismy k dispozici dostatečně velkou aktivní plochu, aby mohly substrát rozkládat a produkovat bioplyn. Plovoucí vrstva a nekvalitní míchání rovněž neumožňuje kontinuální a pozvolné uvolňování produkovaného bioplynu. V případě rozrušení plovoucí vrstvy může nastat jednorázové uvolňování větších objemů bioplynu, což může vést k provozním výkyvům. Rozrušení a rozmíchání plovoucí vrstvy může rovněž vést ke skokovému zvýšenému organickému zatížení fermentoru a s tím spojené zvýšené tvorbě nižších mastných kyselin, příliš rychlému vzrůstu jejich koncentrace a následnému okyselení reakčního prostředí fermentoru. Důsledkem je pak výrazný pokles produkce

bioplynu a obsahu metanu v něm. Z výše uvedených souvislostí je patrné, že kvalitní míchání fermentorů bioplynových stanic přímo souvisejí s biologickou stabilitou fermentačního procesu.

V případě vzniku tzv. zkratového proudění, kdy čerstvý substrát opouští ve velkém množství fermentor, v extrémním případě již krátce po nadávkování, může tento problém způsobovat provozovateli ztráty z důvodu nevyužití energie obsazené v substrátu následkem příliš krátké doby zdržení. Toto riziko lze poměrně účinně eliminovat použitím sériového řazení fermentoru.

Problematika míchání v procesu anaerobní fermentace v současné době nabývá stále více na významu. Zatímco v 90. letech minulého a začátkem 21. století byly stavěny bioplynové stanice především na bázi tekutých substrátů jako prasečí či hovězí kejda. V posledním desetiletí začal výrazně vzrůstat podíl používaných rostlinných nečerpatelných substrátů, v první radě kukuřičné siláže. Dobře navrhnuté míchací systémy projektované pro tekuté substráty mohou i za těchto okolností do určitého obsahu sušiny a poměru tekutých a sypkých substrátů dobře plnit svoji úlohu. Pokud je fermentu provozován při vyšší sušině, což může být výhodnější například při použití travních siláží či senáží, jsou problémy s mícháním při použití dříve zmiňované koncepce v zásadě nevyhnutelné. Příčinou je změna vlastností fermentovaného materiálu. Fermentační materiál, tedy suspenze v kapalině rozptýlených tuhých částic a bioplynu, ztrácí se zvyšujícím se obsahem sušiny a obsahem částic vlastnosti newtonské tekutiny a stává se tekutinou neneutonského typu. Toto je způsobeno změnou fyzikálních vlastností a s tím spojenou změnou viskozity.

2 CÍL PRÁCE

Cíle této disertační práce jsou charakterizovány následujícími šesti body:

1. Charakteristika provozu sledovaných bioplynových stanic na základě provozních dat.
2. Charakteristika fermentačních suspenzí z prvních fermentačních stupňů sledovaných bioplynových stanic.
3. Výběr vhodného stopovače pro provedení analýzy procesu míchání ve sledovaných fermentorech.
4. Provedení analýzy procesu míchání ve sledovaných fermentorech pomocí testu s vybraným stopovačem.
5. Porovnání výsledků testů se stopovačem s výsledky provedených počítačových CFD simulací.
6. Odvození zobecnitelných závěrů.

Jednotlivé body na sebe navazují. Data získaná v rámci bodů 1 a 2 byla použita jako vstupní parametry provozu a charakteristiky fermentační suspenze ze sledovaných fermentorů bioplynových stanic. Tato data byla dále také použita pro charakteristiku procesu míchání pomocí počítačových CFD simulací. Těmi se ve svojí disertační práci podrobně zabývá POHN (2012).

Nezávisle na počítačových CFD simulacích má být provedeno posouzení skutečného stavu míchání pomocí výběru vhodného stopovače (viz bod 3) a následného provedení samotných testů se stopovačem za účelem získání informací o kvalitě míchání ve sledovaných fermentorech na základě v provozu naměřených dat (viz bod 4). Naměřená data z reálných fermentorů pak mají být porovnána s paralelně prováděnými počítačovými CFD simulacemi (viz bod 5). Na základě tohoto porovnání, praktických měření a provozních zkušenostech mají být odvozeny zobecnitelné závěry a doporučení pro výběr a provoz vhodné míchací techniky ve fermentorech bioplynových stanic (viz bod 6).

3 LITERÁRNÍ PŘEHLED

3.1 Problematika procesu míchání ve fermentorech bioplynových stanic

Míchací zařízení představují centrální element bioplynové stanice a jsou pro stabilní fermentační proces tzv. mokré a středně suché anaerobní fermentace nepostradatelná. Substrát je ve fermentoru zpravidla minimálně několikrát denně promícháván. Většinou jsou míchací intervaly navázány na procesy dávkování substrátu nebo čerpání materiálu z nebo do fermentoru. Míchadla jsou uvedena do chodu zpravidla před a po procesech dávkování nebo přečerpávání materiálu. Míchání především při procesu čerpání je spojeno s vyšším rizikem tvorby tzv. zkratového proudění (viz. kapitola 3.3).

Účelem míchání ve fermentorech bioplynových stanic je dle SCHULZE A EDEROVÉ (2004) především dosažení následujících efektů:

- smíchání čerstvého substrátu s již fermentovaným materiálem z fermentoru, aby došlo k naočkování substrátu aktivními bakteriemi
- rovnoměrná distribuce tepla, aby byla v celém objemu fermentoru udržována co nevyrovnanější teplota
- rovnoměrná distribuce živin (substrátu) v celém objemu fermentoru
- eliminace tvorby a narušování vznikajících vrstev sedimentu a plovoucích vrstev či krust
- rovnoměrné uvolňování bioplynu z fermentovaného materiálu bez výrazných výkyvů

I když míchadla zrovna nepracují, dochází k určitému promíchávání působením termického konvenčního proudění a stoupajících plynových bublin. Pasivní promíchávání však může být uspokojivé jen ve velmi řídkých, homogenních tekutinách jako jsou například odpadní vody nebo při použití pouze tekutých substrátů, což je v současném zemědělství nepříliš častá situace. Tento způsob zajišťování homogenizace je však v praxi zemědělských bioplynových stanic zcela nedostatečný a instalace míchacích zařízení je tudíž nezbytná (SCHULZ A EDEROVÁ, 2004).

Kolektiv autorů FAL (2005) upozorňuje na skutečnost, že míchací zařízení a systémy představují častokrát nejslabší článek bioplynové stanice. Tyto slabiny se odrážejí buď v konstrukčních nedostacích (časté poruchy) nebo ve volbě nevhodného míchacího systému (nedostatečné míchání fermentoru). Podle autory FAL (2005) prováděných pozorování a sběru dat na bioplynových stanicích, dochází při používání kukuřičné

siláže následkem nedostatečného promíchávání na hladině k časté tvorbě plovoucí krusty.

3.1.1 Historický vývoj

BRAUN (1982) konstatuje, že míchání při anaerobních fermentacích se zásadně odlišuje od aerobních fermentačních procesů. V aerobních procesech má být za energeticky intenzivního provzdušňování a působením míchacích zařízení dosazeno co nejvyššího zásobení mikroorganismů kyslíkem. Při anaerobních procesech je však míchání potřebné pouze k dosažení dostatečného kontaktu mezi substrátem a bakteriemi, rovnoměrnému uvolňování bioplynu a případně k zabránění oddělování jednotlivých fází suspenze v důsledku tvorby sedimentačních či plovoucích vrstev. Přesto, že je v porovnání s provzdušňováním v aerobních nádržích energetická náročnost míchání v anaerobních fermentorech výrazně nižší, neměl by být výběr míchacího zařízení s ohledem na poměrně těsnou pozitivní energetickou bilanci anaerobní fermentace podceňován a důraz by měl být kladen na jeho co nejnižší energetickou náročnost.

Jak už bylo zmíněno, vývoj a potřeby míchání vychází z přechodu od čistě tekutých a čerpatelných substrátů (kejda) k sypkým, pevným a nečerpatelným substrátům rostlinné povahy (siláže). S tím v materiálu fermentoru bioplynových stanic vzrůstá podíl sušiny a částic, které mají tendence k tvorbě sedimentačních nebo plovoucích vrstev. Nutnost míchání anaerobních fermentorů je tedy nesporná.

Procesy směřující k tvorbě metanu v nemíchaném reaktoru probíhají v důsledku zpomalené difuze velmi pomalu, protože tvořící se a k povrchu stoupající bioplyn má minimální míchací efekt (BRAUN, 1982).

U vysoce organicky zatížených UASB (z *angl. upflow anaerobic sludge blanket*) reaktorů je naproti tomu samomíchací schopnost dostatečně zajištěna díky vysoké produkci plynu a jeho stoupání k povrchu (LETTINGA ET AL., 1980). Zkušenosti ohledně požadované intenzity míchání byly v historii často protimluvné. FRY (1971) považoval příležitostné míchání v jeho plug-flow reaktorech, tj. v horizontálních reaktorech s pístovým tokem, za nezbytné. Naopak přenastavením kontinuálního míchání na interval 2 min. / hod. výrazně poklesla produkce bioplynu z prasečí kejdy. Při každém opětovném spuštění míchadla bylo registrováno opětovné intenzivní uvolňování bioplynu (BRAUN A MEYRATH, 1981).

Snížení tvorby plynu během doby, kdy nebylo mícháno, bylo podmíněně přisuzováno tvorbě plynového obalu kolem buňky, což mělo zpomalit další látkovou

přeměnu (FINNEY A EVANS, 1975). Tato hypotéza však dosud nebyla přesvědčivě ani potvrzena ani vyvrácena. Příliš intenzivní míchání se může dle některých autorů na produkci bioplynu odrazit i negativně. STAFFORD ET AL. (1980) pozorovali při laboratorních pokusech při větší intenzitě míchání pokles produkce bioplynu.

Z důvodu komplexnosti biologických bioplynových transformací, vlivu jednotlivých substrátů a jejich vlastností, formy a tvaru reaktoru či jeho velikosti je výpověď s obecným udáním potřebné intenzity míchání téměř nemožná. V zásadě by měla být míchací zařízení projektována na kontinuální provoz, nejlépe s výkonnostní rezervou, přičemž v závislosti na provozních zkušenostech může být aplikován energeticky úspornější provozní režim. Ve většině případů je provoz míchadel řízen a programován v závislosti na konkrétních provozních potřebách jako zabránění oddělování jednotlivých fází materiálu či nerovnoměrné distribuci teploty.

V praxi jsou používány různé míchací systémy, které lze zjednodušeně rozdělit na hydraulické, mechanické a pneumatické.

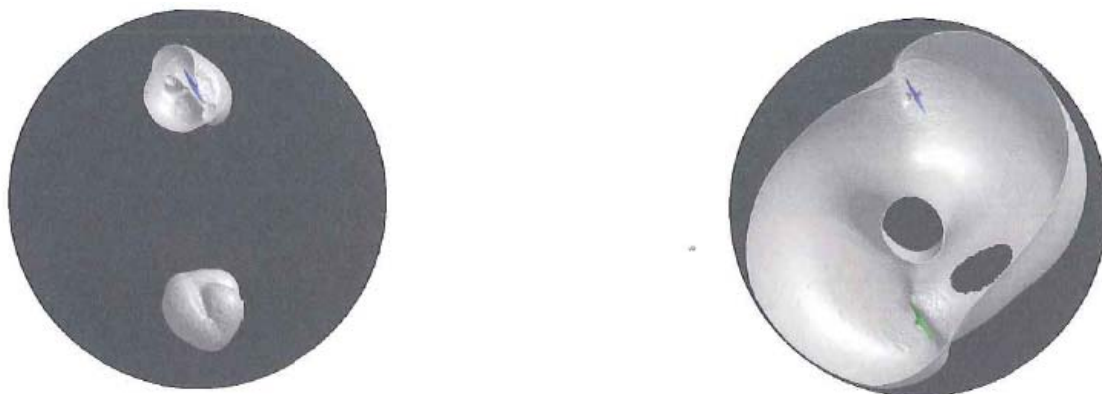
Na rozdíl od horizontálních reaktorů se u těch vertikálních problémy s tvorbou plovoucích vrstev či tvorbou sedimentu objevují poměrně často při použití jak rychloběžných vrtulových, tak pomaloběžných míchadel (BRAUN, 1982).

Na základě literární rešerše lze konstatovat, že téměř žádný z autorů v publikacích zveřejněných do konce 20. století nepřikládal v oblasti anaerobní fermentace zásadní význam viskozitě a vlivu obsahu sušiny ve fermentoru na reologické vlastnosti tekutiny a její míchání. Pokud už tento vliv zmiňují, tak jen velmi okrajově. Lze si to vysvětlit především tím, že ve dvacátém století byla provozována téměř výhradně tzv. mokrá, nízkосуšinová fermentace a k dalšímu rozvoji a intenzifikaci technologie dochází až ve 21. století, kdy se zájem o náročnost transportu materiálů, energetickou hustotu a poměry uvnitř fermentoru, včetně míchání, začíná výrazněji zvyšovat.

ROSTALSKI (2009) konstatuje, že biologické reakce mohou probíhat jen v těch místech fermentoru, kde je substrát v kontaktu s aktivními centry bioplynových transformací. Přitom předpokládá korelaci počtu a velikosti těchto aktivních center s rychlostí rozkladu substrátu. Oblasti reaktoru, ve kterých není substrát k dispozici, nejsou využívány a bioplynové transformace se zde dějí ve výrazně omezené míře nebo dokonce vůbec. Následkem může být nutné prodloužení teoretické doby zdržení z důvodu existence oblastí s výrazně vyšším nebo nižším organickým zatížením. Dále opírá prezentaci výrobku firmy, kterou zastupuje, argumentem, že míchací systémy mají

být projektovány s ohledem na požadovaný aktivní objem fermentoru, především s ohledem na eliminaci v praxi často zmiňovaných tzv. mrtvých zón.

ROSTALSKI (2009) dále uvádí, že mrtvé zóny vznikají jako oblasti s minimálním pohybem míchaného media. V souvislosti s tím se vyznačují rovněž nedostatečným zásobováním substrátem v důsledku nedostatečného míchání. Mrtvé zóny vznikají následkem tvorby tzv. kavern (viz obr. 3-1).



Obr. 3-1: Tvorba kavern ve fermentoru (ROSTALSKI, 2009)

Jako kaverny ve spojitosti s fermentory bioplynových stanic označuje oblasti nejčastěji kolem ponorných vrtulových míchadel, ve kterých cirkuluje míchané medium pouze v omezeném objemu nebo oblasti fermentoru. To znamená, že hydraulická síla míchadla (aktivní zóna míchadla) je koncentrována na neúměrně menší objem fermentační nádrže, než je objem projektovaný. Tyto kaverny mohou být v závislosti na míchadle a fyzikálních vlastnostech míchaného media různě velké. Jako typický příklad je udávána kombinace substrátů jako drůbeží hnůj, žitná GPS (*celorostlinná siláž z německého Ganzpflanzensilage*) nebo především travní siláže, které dávají fermentační suspenzi charakteristické strukturně viskózní chování (ROSTALSKI, 2009).

Strukturně viskózní vlastnosti fermentačních suspenzí se vyznačují tím, že s rostoucí smykovou rychlostí ($\dot{\gamma}$) klesá dynamická viskozita (η). S tímto argumentem vystupuje ROSTALSKI (2009) jako jeden z prvních na otevřeném fóru. V souvislosti s využíváním míchadel pro bioplynové stanice tak zdůrazňuje, že viskozita fermentační suspenze není charakterizována jedinou hodnotou, nýbrž funkcí $\eta = f(\dot{\gamma})$.

ROSTALSKI (2009) následně upřesňuje, že v podmínkách anaerobního fermentoru jsou smykové rychlosti ovlivňovány rotací listů míchadla. Důsledkem působení především rychloběžných míchadel vzniká v blízkosti ponorného vrtulového míchadla

oblast s velmi nízkou viskozitou, zatímco ve vzdálenějších oblastech od míchadla může být viskozita výrazně vyšší. Tento fenomén výrazně ovlivňuje parametry dopravního výkonu míchadla, v extrémním případě se může takové míchadlo stát zcela neužitečným. V případě strukturně viskózních materiálů se tato vlastnost vyskytuje ve větší či menší míře prakticky vždy a u každého míchadla.

ROSTALSKI (2009) také jako jeden z prvních dává do souvislosti potřebu výzkumu v oblasti míchání ve fermentorech bioplynových stanic s počítačovými CFD simulacemi (*z angl. Computational Fluid Dynamics*), které jsou schopny vizualizovat proudění ve fermentorech a potvrzují, že tento negativní vliv výrazně více snižuje účinnost rychloběžných míchadel než míchadel pomaloběžných.

Stejným směrem se na Technické univerzitě ve Vídni již o čtyři roky dříve orientuje HORVATH ET AL. (2005) se zakázkovými CFD simulacemi pro soukromou sféru.

Jednou ze strategií při použití rychloběžných míchadel byla snaha o tvorbu co největší kaverny a tím její rozšíření na co největší oblast objemu fermentoru ROSTALSKI (2009).

Toho lze dosáhnout kombinací několika rychloběžných míchadel, ale jako pro praxi přínosnější, lze považovat vhodnou kombinaci a součinnost rychloběžných míchadel s míchadly pomaloběžnými.

V některých případech lze instalaci rychloběžný míchadel do fermentoru zcela vynechat a fermentor míchat středně rychlými nebo pouze pomaloběžnými míchadly. Volba vhodné varianty závisí zcela výhradně na geometrii fermentoru, míchadel a vlastnostech fermentační suspenze. Výběr vhodného řešení by měl být zcela v kompetenci dodavatele technologie a stavby bioplynové stanice. Často se však může stát, že dodavatelem zvolené řešení neodpovídá praktickým požadavkům na efektivní provoz míchacího systému.

Díky inteligentní kombinaci míchacích systémů, jejich součinností a vhodnou orientací směru proudění ve fermentorech lze dosáhnout lepšího míchání a vyšší intenzity bioplynových transformací včetně snížení spotřeby elektrické energie na pohon míchacích zařízení, případně i jejich menšímu opotřebení.

3.2 Teorie charakteristiky materiálů z fermentoru bioplynových stanic

O materiálech z fermentorů bioplynových stanic je v současné době nesnadné nalézt kvalitní literaturu. Částečně je to způsobeno relativně novým zájmem v této oblasti zkoumání, částečně mají vliv poměrně omezené zkušenosti a vědomosti o chování těchto materiálů. V principu lze však vycházet ze znalostí o doposud lépe prozkoumaných tekutinách. Nicméně jedním z cílů této disertační práce je doposud dostupné informace rozšířit a blíže specifikovat.

Prakticky u všech suspenzí patří k nejdůležitějším charakteristickým vlastnostem viskozita, měrná hmotnost či obsah a velikost suspendovaných pevných částic. Pomocí dalších dalších specifických vlastností lze tekutiny případně charakterizovat ještě blíže.

3.2.1 Viskozita

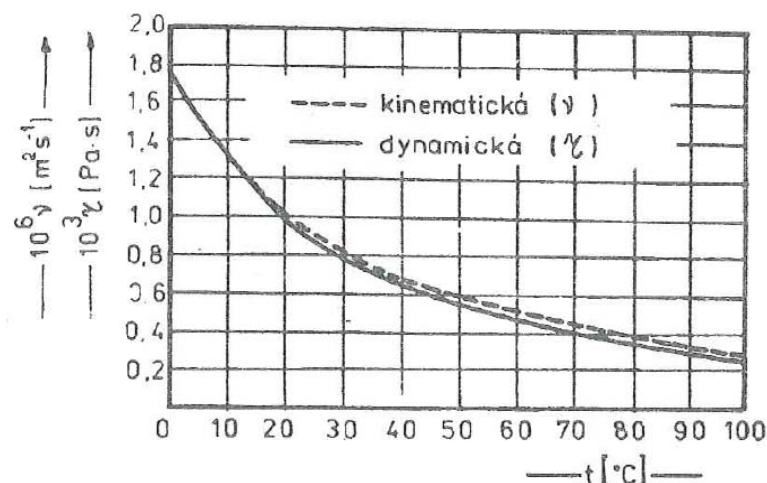
Centrálním parametrem k popsání vlastností tekutin je jejich viskozita, která většinou závisí na smykové rychlosti (KRAUME, 2003).

Viskozita představuje míru vnitřního tření tekutiny při vzájemném relativním pohybu jejich částic (vrstev) vůči sobě. Tyto vlastnosti jsou definovány dynamickou (η) a kinetickou viskozitou (ν). Dynamická a kinematická viskozita jsou závislé na teplotě a tlaku. Viskozita se u tekutin snižuje při stálém tlaku s rostoucí teplotou (T), neboť se snižují přitažlivé síly mezi molekulami tekutiny. Pro vodu je závislost (η, ν) = $f(T)$ při normálním tlaku (p_n) vynesena na obr. 3-2.

Kinematickou viskozitu (ν) lze rovněž vyjádřit za pomoci měrné hmotnosti tekutiny (ρ) a dynamické viskozity (η) pomocí vztahu 3-1.

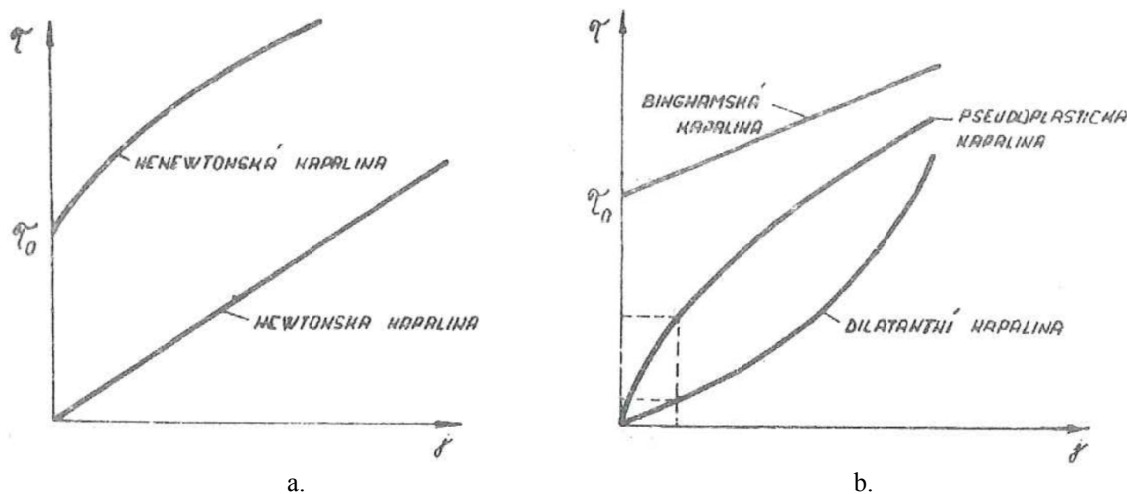
$$\nu = \frac{\eta}{\rho} \quad [\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}] \quad (3-1)$$

Vedle tekutin, u kterých je viskozita (η, ν) fyzikální veličinou závislou pouze na teplotě (t) a tlaku (p) existují také tekutiny, u nichž je viskozita závislá na tečném napětí (τ), případně na smykové rychlosti ($\dot{\gamma}$). Tyto kapaliny jsou označovány jako nenewtonské.



Obr. 3-2: Kinematická a dynamická viskozita (GRODA ET AL., 2002)

Jak GRODA ET AL. (2002) dále uvádí, u nenewtonských kapalin se nejedná o tekutiny v pravém slova smyslu. Jde většinou o suspence, tedy o směsi pevných látek s kapalinami. Přesto se jedná o látky, které prakticky tečou, přestože nejsou fyzikální tekutinová kontinua. Proto je nenewtonská tekutina považována za tekutinu s proměnlivou tekutostí.



Obr. 3-3: Reogram závislosti mezi tečným napětím (τ) a gradientem smykové rychlosti $\dot{\gamma}$ (GRODA ET AL., 2002)

Pro jejich popsání se vychází z grafické závislosti mezi tečným napětím (τ) a gradientem smykové rychlosti $\dot{\gamma} = \frac{dc}{dn}$. Tuto závislost znázorňuje obr. 3-3a. Pro newtonovskou tekutinu je tato závislost přímka vycházející z počátku souřadné soustavy.

Pro nenewtonskou tekutinu je to křivka, kterou lze aproximovat vztahem 3-2 mezi mezí tekutosti (τ_0), koeficientem konzistence (k) a exponentem nenewtonského toku (n).

$$\tau = \tau_0 + k \cdot \dot{\gamma}^n \quad [\text{Pa}] \quad (3-2)$$

Pro newtonské kapaliny platí $\tau_0 = 0$, $k = \eta$, $n = 1$. Pro jednotlivé nenewtonské tekutiny nabývají parametry τ_0 , k , n různých hodnot a tekutiny podle nich rozdělují do skupin. Hlavní dělení nenewtonských tekutin spočívá v dělení na tekutiny s časově nezávislými vlastnostmi a tekutiny s časově závislými vlastnostmi.

3.2.2 Nenewtonské tekutiny s časově nezávislými reologickými vlastnostmi

Reologické vlastnosti těchto tekutin jsou neproměnné s dobou působení tečného napětí (τ). Dělí se na tekutiny pseudoplastické, binghamské a dilatantní.

3.2.2.1 Tekutiny pseudoplastické

Jsou popsány aproximačním vztahem 3-3 mocninného typu, kde $\tau_0 = 0$ a $n < 1$.

$$\tau = k \cdot \dot{\gamma}^n \quad [\text{Pa}] \quad (3-3)$$

Takto se chovají tekutiny, které mají, v případě, že na ně tečné napětí nepůsobí, molekuly orientovány nepravidelně. Za působení tečného napětí (τ) se molekuly orientují tak, aby kladly vzájemnému působení tekutinových vrstev menší odpor. Proto tečné napětí (τ) roste rychleji než smyková rychlost (viz obr 3-3b).

Tyto tekutiny bývají někdy označovány také jako strukturně viskózní tekutiny.

3.2.2.2 Tekutiny binghamské

Tyto tekutiny lze popsat aproximačním vztahem 3-4 v němž $n = 1$.

$$\tau = \tau_0 + k \cdot \dot{\gamma} \quad [\text{Pa}] \quad (3-4)$$

Vlastnosti binghamských jsou popsány přímkou posunutou od počátku o hodnotu meze tekutosti (τ_0). Pokud tedy působí na takovou tekutinu napětí $\tau \leq \tau_0$, je smyková rychlost nulová a tekutina se chová jako pevné těleso. Při větších napětích ($\tau > \tau_0$) se binghamská tekutina chová jako newtonská tekutina (viz obr. 3-3b).

3.2.2.3 Kapaliny dilatantní

Reologické vlastnosti dilatantních kapalin popisuje aproximační vztah 3-5 s parametry $\tau_0 = 0$ a $n > 1$.

$$\tau = k \cdot \dot{\gamma}^n \quad [\text{Pa}] \quad (3-5)$$

Do skupiny dilatantních tekutin patří směsi pevných látek a tekutin. Jako příklad uvádí GRODA ET AL. (2002) písek s vodou, fluidní směsi ve fluidních dopravních žlabech, fluidní vrstvy (směsi) ve fluidních sušárnách apod. U těchto tekutin roste smykové napětí (τ) pomaleji než smyková rychlost (viz obr 3-3b).

3.2.3 Nenewtonské tekutiny s časově závislými reologickými vlastnostmi

Nenewtonské tekutiny s časově závislými reologickými vlastnostmi se dělí na kapaliny tixotropní a reopexní.

3.2.3.1 Tixotropní tekutiny

Jedná se o tekutiny, u nichž při působení stálého tečného napětí (τ) smyková rychlost ($\dot{\gamma}$) roste, nebo naopak, při stálé smykové rychlosti ($\dot{\gamma}$) se snižuje tečné napětí (τ). Následkem toho vrstvy těchto tekutin s rostoucím časem po sobě lépe klouzají. Typickými představiteli těchto tekutin jsou například antikorozní nátěry a jiné nátěrové hmoty. Při dlouhém roztírání jejich konzistence klesá (GRODA ET AL., 2002).

3.2.3.2 Reopexní tekutiny

Zásadní vlastností reopexních tekutin je, že s dobou působení tečného napětí (τ) klesá smyková rychlost ($\dot{\gamma}$) nebo jinak řečeno s dobou působení smykové rychlosti ($\dot{\gamma}$) roste tečné napětí (τ) a tím také konzistence. Jako příklad pro reopexní tekutiny je udávána například sádra smísená s vodou. Pokud je v klidu, zůstává poměrně dlouho vláčná. Pokud je tato směs mechanicky namáhána, pak tečné napětí roste a směs tuhne. Tyto vlastnosti mají i některé umělé hmoty používané v zemědělském opravárenství, ve stavbách apod.

GRODA ET AL. (2002) uzavírá, že reologické vlastnosti nenewtonských tekutin jsou dosud poměrně málo prozkoumané a tím i popsané.

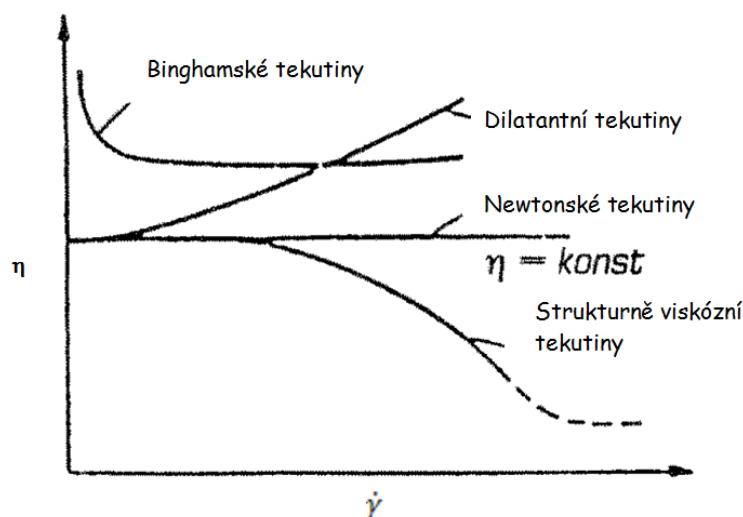
BREHMER ET AL. (2012), který se již více zaměřuje na technologii výroby bioplynu, aplikuje v souvislosti s fermentačními suspenzemi z bioplynových stanic následující rozdělení na základě jejich reologických vlastností:

- **Tekutiny s newtonskými vlastnostmi:** viskozita je nezávislá na smykové rychlosti ($\dot{\gamma}$). Jako příklad uvádí vodu a cukerné roztoky. Do této

skupiny je možné zařadit i fermentační suspenze s velmi nízkým obsahem sušiny a velmi dobrou homogenitou.

- **Tekutiny se strukturně viskózními vlastnostmi:** viskozita klesá se stoupající smykovou rychlostí, tj. vazkost v mediu klesá. Do této kategorie zařazuje BREHMER ET AL. (2012) fermentační suspenze z fermentorů bioplynových stanic nejčastěji.
- **Dilatantní vlastnosti:** viskozita stoupá se zvyšující se smykovou rychlostí.

Závislost viskozity na smykové rychlosti výše uvedených tekutin názorněji ukazuje obr. 3-4.



Obr. 3-4: Charakteristika různých tekutin ve vztahu k závislosti viskozity na smykové rychlosti

BREHMER ET AL. (2012) v rámci těchto tří hlavních skupin ještě zmiňuje existenci dalších podskupin, ale tyto už dále nerozvádí. Na druhou stranu zdůrazňuje, že v závislosti na rozdílném složení vstupních substrátů lze zjistit velkou variaci velikostí částic a jejich tvarů nebo obsahů sušiny ve fermentačních suspenzích. Konstatuje tedy, že materiál z fermentoru každé bioplynové stanice je nutné posuzovat jednotlivě. V tomto směru může tekutost fermentačních suspenzí podléhat i sezonním výkyvům. Jako další komplikaci při charakterizaci fermentačních suspenzí uvádí použití vhodného viskozimetru, se kterým by bylo možné měřit materiál obsahující úplnou škálu používaných substrátů. Jako příčinu problémů s měřením uvádí pevné částice obsažené v substrátech a následně i v suspenzích. Standardní metody měření tak mohou být použity pouze pro čistírenské kaly z důvodu jejich dobré homogenity. Možné alternativy představují různá míchadla za použití Metzner-Ottovy metody nebo měření

na principu úbytku tlaku v laminární průtočné rouři. Posledně zmiňovanou metodu považuje BREHMER ET AL. (2012) za nej přesnější pro vláknité materiály, avšak upozorňuje na možné chyby měření způsobené třením tekutiny o stěny. V případě rotačního viskozimetru mohou být chyby způsobeny obmotáváním stébel či vláken substrátu kolem rotující hřídele nebo oddělování jednotlivých fází materiálu.

K popsání tekutosti lze dle BREHMER ET AL. (2012) použít různé modely. Nejžádanější je metoda Ostwalda a de Waeleho, která je popsána vztahem 3-6.

$$\tau = k \cdot \dot{\gamma}^n \quad [\text{Pa}] \quad (3-6)$$

Oba parametry, konzistenční faktor (k) a exponent tekutosti (n), jsou nezávislé na médiu a musejí být stanoveny pro každý materiál zvlášť. Z tečného napětí a smykové rychlosti lze stanovit pomocí lineární závislosti 3-7 tzv. zdánlivou dynamickou viskozitu.

$$\eta = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} \quad [\text{Pa.s}] \quad (3-7)$$

BREHMER ET AL. (2012) se zabýval stanovením těchto hodnot pro čistírenský kal i kukuřičnou siláž a konstatuje, že strukturně viskózní chování materiálu je u fermentačních suspenzí jednoznačně rozpoznatelné. Velký vliv pak přisuzuje rovněž použitému systému měření. Dále uvádí, že tekutost těchto substrátů dobře koresponduje s použitím Ostwaldovy a de Waeleovy metody.

3.2.4 Absorpce plynů v tekutinách

Kapaliny, které se stýkají s plynem, pohlcují část plynu do sebe. V objemu kapaliny (V_k) může být maximálně rozpuštěn nebo pohlcen objem plynu (V_p). Absorpce plynu, tedy absorpční činitel a' , je určen poměrem těchto objemů dle vztahu 3-8. GRODA ET AL. (2002) také poukazuje na přímé vlivňování absorpce plynu teplotou.

$$a' = \frac{V_p}{V_k} \quad [\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3}] \quad (3-8)$$

V souvislosti s fermentačními suspenzemi má absorpce bioplynu v suspenzi a jeho uvolňování zásadní vliv na bezpečnost a stabilitu provozu bioplynové stanice. Za účelem rovnoměrného uvolňování plynu z fermentačních suspenzí jsou do fermentorů instalovány míchací systémy.

3.2.5 Pohyb tuhých částic v tekutinách

Pohyb tuhých částic v tekutině závisí na mnoha fyzikálních veličinách. Tento děj je velmi složitý a rozdílné jsou např. podmínky pro svislý pohyb ojedinelých částic v relativně klidné tekutině (sedimentace) od téhož pohybu mnoha (mraku) částic v tekutině (suspenzi), kdy dochází k vzájemnému ovlivňování pohybu blízkých sousedních částic. Zcela odlišné jsou rovněž podmínky pro globální translační (posuvný) pohyb částic ve směru horizontálním účinkem proudění tekutiny např. v kanálech, nádržích, stokách nebo potrubích větší světlosti. Z těchto důvodů pojednává GRODA ET AL. (2002) o částicích v tekutině odděleně.

3.2.5.1 Pohyb tuhých částic v klidné tekutině - usazování

Tuhá částice o měrné hmotnosti větší, než měrná hmotnost tekutiny v ní působením tíže klesá až na dno. Na usazovací rychlost jednotlivé izolované částice, pokud jsou stěny dostatečně daleko, mají vliv: vlastnosti tekutiny (měrná hmotnost ρ a dynamická viskozita η), velikost částice (d) a měrná hmotnost tuhé částice (ρ_p), tíhové zrychlení (g) a čas od počátku pohybu (t). V čase (t) je rychlost tuhé částice (ω_t) dána funkcí 3-9.

$$\omega_t = f(\rho, \eta, \rho_p, d, g, t) \quad (3-9)$$

Jakmile po uplynutí určitého časového intervalu T dosáhne rychlost konstantní hodnoty, ω pak představuje usazovací rychlost částice.

Pokud tuhá částice kulového tvaru v klidné tekutině klesá stálou rychlostí ω , je odporová síla F_x , jež působí proti jejímu pohybu, v rovnováze s redukovanou tíhou této částice v kapalině F_{Gv} takže platí rovnovážný stav 3-10.

$$F_x = F_{Gv} \quad (3-10)$$

Stokes odvodil pro F_x výraz 3-11, kde definuje redukovanou tíhu tuhé částice tvaru koule o průměru (d).

$$F_{Gv} = \pi(\rho_p - \rho)gd^3/6 \quad (3-11)$$

Rovnováhu vyjadřuje rovnice 3-12 a usazovací rychlost kulové částice je následně dána výrazem 3-13.

$$3\eta\pi\omega d = \pi(\rho_p - \rho)gd^3/6 \quad (3-12)$$

$$\omega = \frac{(\rho_p - \rho)gd^2}{18\eta} \quad (3-13)$$

Pro větší částice o velikosti 0,15 až 1,25 mm se uvádí Budrykova rovnice 3-14.

$$\omega = \frac{8,925}{d} \left(\sqrt{1 + 95 \frac{\rho_p - \rho}{\rho} d^3} - 1 \right) \quad (3-14)$$

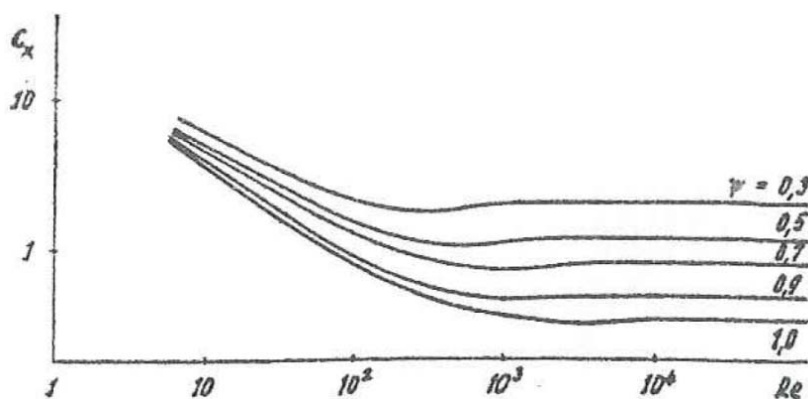
Pro pevné částice o velikosti $d > 1,25$ mm se uvádí Rittingerova rovnice 3-15.

$$\omega = 87 \sqrt{\frac{\rho_p - \rho}{\rho}} d \quad (3-15)$$

Parametr (d) se pak ve vztazích dosazuje v milimetrech.

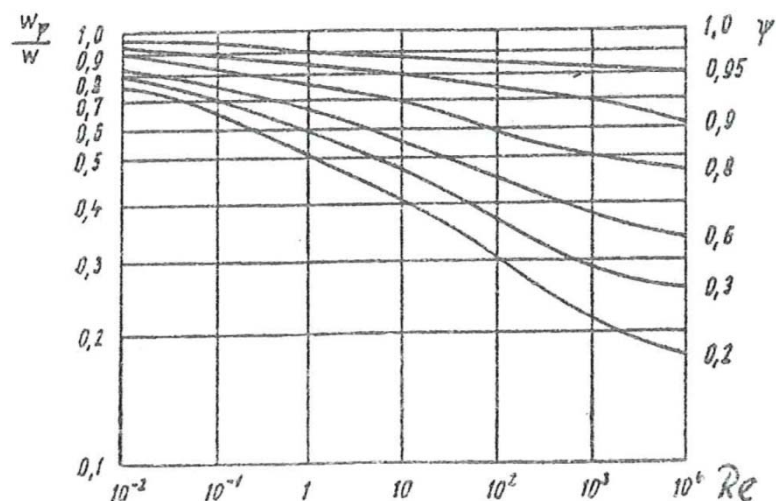
3.2.5.2 Usazování nekulových částic

Tvar tuhé částice ovlivňuje velikost odporu zejména při vyšších usazovacích rychlostech. Závislost hodnot součinitele odporu C_x nepravidelných tuhých částic na Reynoldsově čísle je znázorněna na obr. 3-5.



Obr. 3-5: Závislost součinitele odporu C_x na Reynoldsově čísle Re (GRODA ET AL., 2002)

Částice s nepravidelným tvarem mají menší usazovací rychlost než např. koule téhož objemu. Pokud je znám tvarový součinitel ψ , lze z obr. 3-6 určit usazovací rychlost nepravidelné částice ω_φ , která má shodný objem jako koule s usazovací rychlostí ω (GRODA ET AL., 2002).



Obr. 3-6: Účinek tvaru částic na usazovací rychlost (GRODA ET AL., 2002)

Pro charakterizaci velikosti částic nepravidelného tvaru uvádí KRAUME (2003) možnost použití tzv. Sauterova průměru. Sauterův průměr je zde definován tak, že pokud by byl objem částice převeden na objem koule, jejíž povrch je stejně velký jako povrch částice, pak by Sauterův průměr odpovídal průměru této koule.

3.2.5.3 Rušené usazování

Blížkost stěn zvyšuje odpor proti klesání částice. To znamená, že usazovací rychlost ω_D je menší než nerušená rychlost ω . Usazovací rychlost pak lze popsat upraveným McNownovým vztahem 3-16, kde (D) je průměr válce a poměr $\frac{\omega_D}{\omega}$ je závislý na Reynoldsově čísle Re (viz tab.1).

$$\frac{\omega_D}{\omega} = 1 + \frac{9d}{4D} + \left(\frac{9d}{4D}\right)^2 \quad (3-16)$$

Při větších koncentracích je tekutina rychleji vytlačována kolem jednotlivých tuhých částic, čímž se zvyšuje usazovací rychlost sousední částice.

Tab. 1: Závislost poměru $\frac{\omega_D}{\omega}$ při rušeném usazování při $\frac{d}{D} = 0,2$ (GRODA ET AL., 2002)

Re	0,1	1	10	100	1000
$\frac{\omega_D}{\omega}$	0,77	0,79	0,90	0,94	0,95

V případě rušeného usazování klesá každá částice individuální rychlostí podobně, jako při prosté sedimentaci. Usazovací rychlosti jsou však zpravidla menší. Pokud se koncentrace částic v suspenzi dále zvyšuje, ztrácejí jednotlivé částice svůj individuální

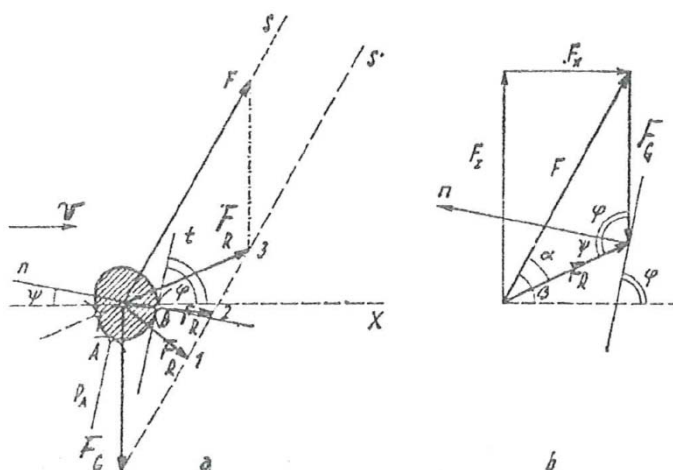
charakter a tuhá fáze klesá jako celek, přičemž mezi jednotlivými druhy není rozeznatelná ostrá hranice (GRODA ET AL. 2002).

3.2.5.4 Počátek pohybu tuhých částic účinkem proudění tekutiny

GRODA ET AL. (2002) konstatuje, že určování pohybu tuhých částic je obtížné vlivem dynamických účinků proudící tekutiny a vzhledem ke složitosti probíhajících dynamických procesů. Počátek pohybu může být definován dvojím způsobem. Za počátek pohybu se považuje okamžik, v němž

- dochází k pohybu ojedinelých částic
- do pohybu se dostává prostá většina částic

Pokud F_R je výslednicí sil F a F_G působících na částici uloženou na dně, tíha částice F_G je konstantní pro každou částici, zatímco velikost F (výslednice vodorovné odporové síly $F_x = \rho C_x d^2 \frac{v^2}{2}$ a svislé vztlakové síly $F_z = d^2 \tau_0$) se mění s třecí rychlostí v_* (viz obr. 3-7).



Obr. 3-7: Schéma působení sil majících vliv na uvedení individuální částice do pohybu (GRODA ET AL., 2002)

GRODA ET AL. (2002) dále uvádí, že jestliže výslednice sil \vec{F}_R prochází mezi body A a B, je tuhá částice ve stabilní poloze. Dostane-li se však nad bod B, napětí nestačí k udržení částice v základní poloze. Silovým diagramem polygonu je dán vztah 3-17, kde $\beta = \frac{\pi}{2} - (\varphi + \psi - \alpha)$.

$$\frac{F}{\sin(\varphi + \psi)} = \frac{F_G}{\sin \beta} \quad (3-17)$$

Pro uvedení částice do pohybu pak platí tvar 3-18, z něhož vyplývá, že počátek pohybu individuální částice závisí na poměru $\frac{F}{F_G}$ při omezujících podmínkách úhlů φ , ψ (třetí úhel) a α , na které má vliv geometrie částice.

$$\frac{F}{G} \geq \frac{\sin(\varphi+\psi)}{\cos [\alpha-(\varphi+\psi)]} \quad (3-18)$$

Na dně, které tvoří shodně velké částice, lze rozlišit několik základních pohybů jednotlivých částic se vzrůstající rychlostí proudění:

1. **stabilita** $\alpha = \frac{\pi}{2}$ a tedy $\varphi + \psi \approx \pi$; $\frac{F}{G} \rightarrow \infty$, což znamená, že k přemístění částice může dojít až po odstranění překážky bránící pohybu
2. **překlopení** $\varphi + \psi = 0$; $\frac{F}{G} = 0$; částice se při uvedení proudu kapaliny do pohybu také pohne a překlopí do stabilní polohy, v níž $\varphi > 0$.
3. **posun**: pohyb částice je umožněn pouze v součinnosti se sousedními zrny
4. **válení, koulení, klouzání** $\varphi < \frac{\pi}{2} - \psi$
5. **poskakování** (saltace) $\varphi > \frac{\pi}{2} - \psi$

Některé fáze pohybu nemusí nastat a mohou být při zvýšení intenzity proudu kapaliny přeskočeny.

Prostá většina částic je právě na počátku pohybu, jestliže síly na ně působící jsou v rovnováze se silami působícími proti jejich pohybu:

$$\Sigma \text{vnějších sil} = 0$$

$$\text{neboli } f\left(Re_*, \Theta_D, \frac{h}{d}, \frac{\rho_p}{\rho}\right) = 0,$$

kde $Re_* = \frac{\rho v_* d}{\eta}$ a Θ_D je parametr (vztah 3-19), který lze považovat za bezrozměrný tvar tečného napětí u dna τ_0 a h_s je hloubka povrchu částic pod hladinou.

$$\Theta_D = \frac{\tau_0}{(\rho_p - \rho) p d_\omega} = \frac{h_s i_E}{\left(\frac{\rho_p}{\rho} - 1\right) d_\omega} = \frac{v_*^2}{\left(\frac{\rho_p}{\rho} - 1\right) g d_\omega} \quad (3-19)$$

GRODA ET AL. (2002) uvádí, že pokud žádná částice není v pohybu (setrvačné síly jsou rovny nule), je možné vyloučit ρ_p/ρ . Vzhledem k tomu, že pro rozhodující pohyb jsou poměry na povrchu částic a výška kapaliny nad nimi se nějak významně

neprojevuje, lze vynechat i poměr h/d . K pohybu pak dojde, když Θ_D dosáhne počáteční hodnoty Θ_y , kdy platí vztah 3-20, δ je tloušťka viskózní vrstvy a je dána vztahem $\delta = \frac{11,6\eta}{\rho v_*}$.

$$\theta_y = f_1 \left(\frac{pv_*d}{\eta} \right) = f_2 \frac{d\omega}{\delta} \quad (3-20)$$

Vztah odvodil jako první Schields a sám ho experimentálně ověřil. Na obr 3-8 se dají rozlišit tři hlavní oblasti:

1. $d < \delta$, až do $Re_* \approx 2$ jsou částice uzavřeny v laminární vrstvě, jejich pohyb je způsobován výhradně viskózním účinkem a nezávisí na turbulenci. Podmínky proudění jsou podobné podmínkám pohybu kapaliny omezenému hladkými stěnami.

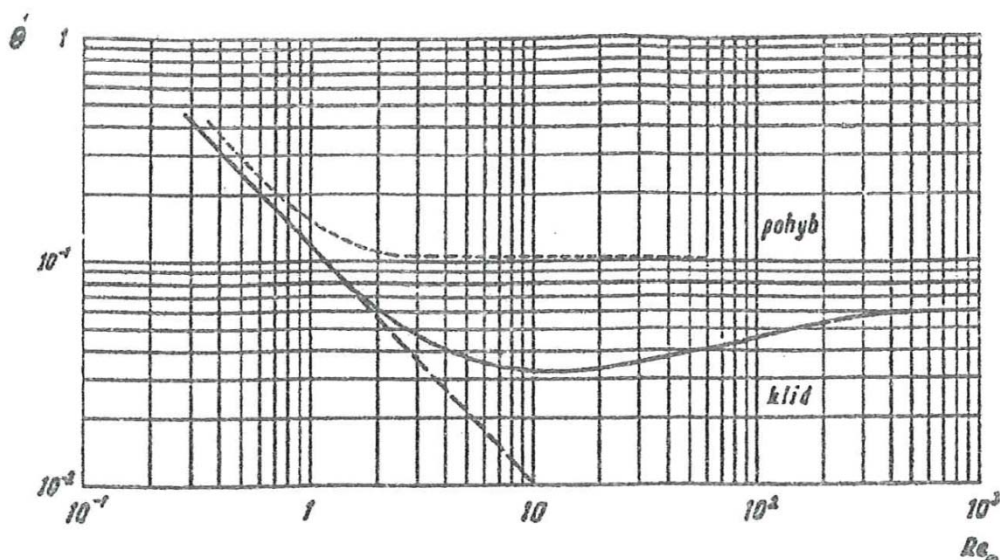
2. $d \gg \delta$, při vysokých Reynoldsových číslech dojde k porušení laminární podvrstvy drsností dna, představovanou částicemi, a ke vzniku turbulence. Bezrozměrné smykové napětí nezávisí na Reynoldsově čísle. Platí pro $Re_* \geq 400$.

3. $d \approx \delta$, přechodná oblast odpovídá tvaru, při němž laminární podvrstva zčásti pokrývá částice a zčásti je přerušena. Přechodná křivka má minimum při $Re_* \approx 10$. Podle Schieldsova diagramu je tento případ charakterizován vztahem 3-21.

$$\frac{\tau_y}{(\rho_p - \rho)gd} = 0,03 \quad (3-21)$$

Schielsův diagram (viz obr. 1-7) byl ověřován mnoha experimentátory a je považován za všeobecně platný, hlavně v otevřených korytech.

GRODA ET AL. (2002) uzavírá výsledky získanými z experimentů v potrubích kruhového průřezu v rozmezí $0,5 < d < 30$ mm, které ukazují, že kritické rychlosti odpovídající témuž Θ_y jsou asi 2,5 až 3 krát vyšší než u otevřených koryt. Experimenty v korytech se čtvercovým a obdélníkovým průřezem však se Shieldsovým diagramem (obr. 3-8) poměrně dobře souhlasí.



Obr. 3-8: Shieldsův diagram (GRODA ET AL., 2002)

3.2.6 Rovnice pohybu suspence

Matematický popis pohybu suspence tuhých částic vychází ze dvou základních pojetí:

1. suspence je vnímána jako dvě oddělené fáze
2. suspence je vnímána jako homogenní kontinuum

Pohyb tuhých částic v kapalině je popisován rychlostmi tuhých částic, rychlostí kapalného media, tvarem a velikostí částic, koncentrací apod. Pokud je uvažována kapalná a tuhá fáze zvlášť, jsou používány jako rovnice kapalně fáze rovnice běžně používané pro tekutinu (GRODA ET AL., 2002).

Pohybová rovnice tuhé částice o hmotnosti (m) a objemu (V) v okamžiku (t) je pak dána vztahem 3-22, kde x_{Gi} (tj. x_G , y_G , z_G) jsou souřadnice těžiště (G) tuhé částice, dS je element plochy S tuhé částice a $\sigma_{ij} = -p\delta_{ij} + \eta\left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i}\right)$.

$$-m \frac{d^2 x_{Gi}}{dt^2} = -mg \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho_p - \rho) y_G + \iint_S \sigma_{ij} n dS \quad (3-22)$$

Pro další řešení pohybu suspence se zavádí následující kritéria. Pokud je D_0 referenční délka a u_0 referenční rychlost, lze vyjádřit tyto bezrozměrné veličiny:

$$x_i^+ = \frac{x_i}{D_0}, \quad u_i^+ = \frac{u_i}{u_0}, \quad \rho^+ = \frac{p}{\rho u_0^2}, \quad t^+ = t \frac{u_0}{D_0}$$

V případě nahrazení proměnných v pohybových rovnicích a v rovnici kontinuity příslušnými bezrozměrnými veličinami, vyskytnou se v popisu pohybu suspence bezrozměrná čísla:

$$\text{Reynoldsovo číslo:} \quad Re = \frac{\rho u_0 D_0}{\eta}$$

$$\text{Froudovo číslo:} \quad Fr = \frac{u_0}{\sqrt{g D_0}}$$

$$\text{Poměrná hustota:} \quad \frac{\rho_p}{\rho}$$

$$\text{Objemová koncentrace:} \quad c_v = KN \frac{d^3}{D_0^3}$$

$$\text{Poměrný průměr částice:} \quad \frac{d}{D_0}$$

V případě nestejnozrnnosti tuhých částic, jsou částice charakterizovány středním průměrem (d) a funkcí $f(d)$ je charakterizováno rozdělení průměru částic kolem (d).

Střední objemová koncentrace částic (c_v) je definována poměrem celkového objemu tuhých částic k objemu zaujímaného suspenzí dle vztahu 3-23, kde (K) je konstantní tvarový součinitel, (N) počet tuhých částic, (d) střední průměr tuhé částice a (D_0) referenční délka. Teoretické předpoklady jsou snadněji experimentálně ověřitelné v druhém případě, kdy je suspence vnímána jako homogenní kontinuum (GRODA ET AL., 2002).

$$c_v = KN \frac{d^3}{D_0^3} \quad (3-23)$$

Jak GRODA ET AL. (2002) uvádí, jsou zde tedy k dispozici čtyři rovnice pro kapalinu a 6N rovnic pro tuhou fázi představovanou (N) tuhými částicemi, tedy $4 + 6N$ rovnic při téže počtu neznámých. Nezbytností je doplnění počáteční a mezní podmínky a určitých charakteristik, jako jsou podmínky vzájemného kontaktu tuhých částic mezi sebou a stěnou, tvarové parametry atd. Základním předpokladem je rovněž nulová rychlost kapaliny u stěny a totožné rychlosti kapaliny a tuhé částice v daném místě. Vychází se také z úvahy, že při dostatečně malé koncentraci rázy mezi částicemi neovlivňují proudění.

Zmiňované rovnice tvoří soustavu, jejíž řešení popisuje okamžitý pohyb jednotlivých částic. Při velkém počtu tuhých částic musí být problém posuzován statisticky a hledat střední pohyb.

Pro prezentaci dalších souvislostí bude zavedeno následující označení dle GRODY ET AL. (2002):

1. Element objemu suspence se středem M (malý ve srovnání s rozměry prostoru zaujímaného suspenzi):

$$\Delta V_s$$

2. Počet tuhých částic, jejichž středy setrvačnosti jsou obsaženy v ΔV_s :

$$N$$

3. Počet tuhých částic na jednotku objemu:

$$n = \frac{N}{\Delta V_s}$$

4. Element objemu tekutiny obsažený v ΔV_s :

$$\Delta V = (1 - c) / \Delta V_s$$

5. Objem jedné částice:

$$v_p$$

Tuhé částice jsou pak třídy A, pokud jsou složky jejich rychlosti obsaženy v intervalech (u_{px}, u_{py}, u_{pz}) a $(u_{px} + du_{px}, u_{py} + du_{py}, u_{pz} + du_{pz})$. Pravděpodobnost, že určitá částice je třídy A je $f(u_{px}, u_{py}, u_{pz})$. Počet tuhých částic třídy A je α , $\frac{\alpha}{N} = f(u_{px}, u_{py}, u_{pz}) du_{px}, du_{py}, du_{pz}$. Následně jsou definovány základní veličiny jako místní objemová koncentrace (vztah 3-24), místní rychlost tuhých částic v elementu objemu suspence (3-25), rychlost u_i kapaliny v elementu objemu suspence (3-26), úhlová rychlost rotace tuhých částic (3-27) a hustota suspence (3-28), kde ρ_s [kg.m⁻³] je měrná hmotnost suspence, ρ [kg.m⁻³] měrná hmotnost kapaliny, ρ_p [kg.m⁻³] měrná hmotnost tuhé fáze, (c_v) objemová koncentrace, tj. poměr objemového množství tuhých částic o měrné hmotnosti (ρ_p) k celkovému objemu směsi. Pokud je $\rho_p = \text{konst.}$, platí vztah (3-29).

$$C = \frac{N}{\Delta V} v_p = n v_p \quad (3-24)$$

$$u_{pi} = \frac{(u_{p1})_i + (u_{p2})_i + \dots + (u_{pN})_i}{N} \quad (3-25)$$

$$u_i = \frac{1}{\Delta V} \iiint_{\Delta V} u_i dV \quad (3-26)$$

$$\Omega_p = \frac{\Omega_1 + \Omega_2 + \Omega_3 \dots \Omega_N}{\alpha} \quad (3-27)$$

$$\rho_s = \rho_p c_v + \rho_p (1 - c_v) \quad (3-28)$$

$$c_v = \frac{\rho_s - \rho}{\rho_p - \rho} \quad (3-29)$$

GRODA ET AL. (2002) dále popisuje, že při proudění suspense může mít v obecném případě odlišnou rychlost kapalina i v ní rozptýlené tuhé částice, takže je účelné zavést rychlost suspense, kterou lze vyjádřit trojím způsobem, a to jako:

- a) aritmetický průměr rychlostí obou fází vzhledem k jejich objemům

$$u_{si} = u_{pi}c_v + u_i(1 - c_v) \quad (3-30)$$

- b) aritmetický průměr rychlostí obou fází vzhledem k jejich hmotnostem

$$u_{si} = \frac{\rho_p u_{pi} c_v + \rho u_i (1 - c_v)}{\rho_p c_v + \rho (1 - c_v)} \quad (3-31)$$

- c) aritmetický průměr kinetické energie obou fází

$$u_{si} = \sqrt{\frac{\rho_p u_{pi}^2 c_v + \rho u_i^2 (1 - c_v)}{\rho_p c_v + \rho (1 - c_v)}} \quad (3-32)$$

GRODA ET AL. (2002) pak uvádí, že ve všech třech případech může docházet k určitým chybám:

- ad a) ve výpočtu hybnosti a kinetické energie
- ad b) ve výpočtu objemu a kinetické energie
- ad c) ve výpočtu objemu a hybnosti

3.2.7 Difuzní teorie pohybu suspense

Mechanismus pohybu suspense tuhých částic v kapalině se doposud nepodařilo přesně matematicky popsat. Proto se uvádějí zjednodušující modely založené na různých předpokladech. Difuzní teorie pohybu vychází původně z prací Schmidta (1925), Prandtla (1926), Akkavejeva (1931) a O'Briena (1935). Při ustáleném stavu se zvyšuje koncentrace tuhých částic od volné hladiny ke dnu. Při existenci relativního klesání částic, koncentrace by se turbulentním mísením vyrovnala po svislici (GRODA ET AL., 2002).

Jak je v různých literárních pramenech popsáno, difuze hraje při míchání ve fermentorech bioplynových stanic spíše podřadnou roli, neboť hlavní proces míchání je zajištěn nejčastěji mechanicky pomocí míchadel. Lze tedy předpokládat, že difúze jako taková, bude hrát v distribuci materiálu ve fermentorech s rostoucím obsahem sušiny ve fermentační suspenzi stále méně významnou roli.

3.3 Metody analýzy procesu míchání ve fermentorech bioplynových stanic

3.3.1 Účinnost míchání ve fermentorech bioplynových stanic

V problematice míchání fermentoru bioplynových stanic zůstává hlavní otázkou, jak definovat dostatečně míchaný fermentor. Výpověď o tom, zda je fermentor míchán dostatečně nebo nedostatečně můžeme získat několika způsoby.

Obecně lze konstatovat, že problémy s mícháním při používání čerpatelných nízkosušinových susbtrátů vyskytují spíše jen sporadicky. Pokud jsou jako substrát používány nečerpatelné substráty, nejčastěji rostlinného původu, problémy s kvalitou míchání se objevují výrazně častěji.

Dle KRAUMEHO (2003) lze pojmem míchání definovat jako distribuci částic nejméně dvou materiálů v definovaném objemu, přičemž částice míchaných materiálů se musí lišit alespoň v jedné z následujících vlastností:

- chemické složení
- velikost částic nebo tvar částic
- velikost kapek nebo velikost bublin
- teplota
- viskozita
- barva
- měrná hmotnost aj.

Na proces míchání se lze z tohoto pohledu dívat jako na suspendování tuhých částic (*z lat. suspendere, tj. udržovat ve vznosu*). KRAUME (2003) v této souvislosti zmiňuje tzv. 1s-kriterium. Toto kriterium je naplněno, pokud částice při míchání klesnou maximálně na 1 sekundu na dno nádrže a po té se opět dostanou do vznosu. Při industriálních procesech souvisejících s přechodem tepla nebo používání pevných katalyzátorů, je 1s-kriterium považováno za optimum. Měření je prováděno pozorováním za využití nádoby se skleněným dnem. Vizuální pozorování však může být subjektivně ovlivněno experimentátorem a distribuce částic v ostatních částech nádoby není brána v úvahu.

Pokud při procesu míchání existuje nebezpečí, že částice budou mít tendence k tvorbě aglomerátů (*z lat. agglomerare, tj. pevně se spojovat*), nesmí se částice na dně nádoby zdržet vůbec, což je v případě 1s-kriteria tolerováno, nýbrž musejí být neustále udržovány ve vznosu. Mluví se pak o tzv. 100% suspenzi.

Další kritérium, které KRAUME (2003) v souvislosti s mícháním nenewtonských tekutin uvádí, je kritérium 90% mocnosti vrstvy. U tohoto kritéria je posuzován podíl suspenze na stavu naplnění nádrže nebo nádoby. Především u vyšších koncentrací jsou jednotlivé vrstvy dobře pozorovatelné a jednotlivé vrstvy tak mohou být vizuálně sledovány. S tím souvisí stejné výhody a nevýhody jako v případě 1s-kritéria. Kritérium 90% mocnosti vrstvy je naplněno, pokud méně nebo více výrazná dělicí linie v médiu dosáhne v průměru alespoň 90 % ze stavu naplnění nádoby. K naplnění tohoto kritéria je zpravidla zapotřebí vyšších otáček míchadla, tedy vyšší intenzity míchání, než k naplnění 1s-kritéria. Uvedený stav pak bývá označován jako 100 % a toto kritérium je pak aplikováno při nebezpečí tvorby aglomerátu na dně nádoby.

Při dalším zvyšování otáček míchadla se redukuje množství zón, kde se nenacházejí žádné částice. V tomto případě, mluvíme o homogenní suspenzi, kde je v ideálním případě ve všech oblastech nádoby shodná lokální koncentrace částic. Co nejlepší míchání je důležité například při procesech krystalizace, aby bylo dosaženo vyrovnaných podmínek v celém reakčním objemu. Vysoký stupeň homogenizace je rovněž vyžadován například při dávkování suspenzí do chemických reaktorů. Ke stanovení homogenity tzn. zprostředkování lokálních koncentrací lze použít odběr vzorku z různých míst nádrže nebo měření pomocí sond (např. měření vodivosti). V obou případech nelze vyloučit vliv použité metody na proudění v nádrži případně distribuci částic, což lze považovat za nevýhodu.

Je nezbytné upozornit na to, že zvýšení otáček míchadla nemusí vést automaticky k lepší distribuci částic v celém objemu nádrže a tedy i k vyšší účinnosti míchání. Zvyšováním otáček roste dopravní výkon míchadla a odstředivé síly na úrovni míchadla. Následkem toho může docházet k segregaci, tedy oddělování částic nebo fází. Protože příkon míchadla roste s mocninou otáček míchadla, má stanovení optimálních otáček míchadla pro praxi zásadní význam. Dle KRAUMEHO (2003) je tak při naplnění kritéria 90% mocnosti vrstvy v drtivé většině případů zajištěna dostatečná distribuce částic v celé nádrži.

Další možností jak popsat stupeň distribuce částic v nádrži, je stanovení variance lokálních koncentrací částic. Tato popisuje variaci lokální objemové koncentrace částic φ_p vztahenou ke střední koncentraci částic $\overline{\varphi_p}$ a lze ji pro další rozdělení oblasti na n pravidelných podoblastí definovat ve vztahu 3-33.

$$s_{\varphi p}^2 = (n - 1)^{-1} \sum_{k=1}^n \left(\frac{\varphi_p}{\overline{\varphi_p}} - 1 \right)^2 \quad (3-33)$$

Variance je ohledně kvality a intenzity segregace částic velmi dobře vzájemně srovnatelná a umožňuje v porovnání s 1s-kriteriem a kriteriem 90% mocnosti vrstvy lepší popsání stavu suspenze. Problematické je však její stanovení, neboť zjistit lokální objemové koncentrace částic je experimentálně velmi obtížné. Často je tak zprostředkovaná variance v jednom bodě měření v každé vrstvě označena za dostatečnou se zanedbáním prostorové distribuce částic. Dle EINENKELA (1995) se při dosažení hodnoty $s_{\varphi p}^2 = 0,97$ jedná o tzv. úplnou suspenzi. Při $s_{\varphi p}^2 = 0,7$ zaujímá dvoufázová zóna celou nádrž a při $s_{\varphi p}^2 = 0,5$ je suspenze označovaná jako homogenní. První krajní podmínka tohoto stanovení je, že všechny částice leží na počátku na dně nádrže. Tato podmínka však závisí na celkové koncentraci částic. Pro lepší porovnatelnost různých suspenzí zavedli BOHNET A NIESMAK (1980) pro tuto hraniční podmínku příslušné standardní odchylky jako parametr hodnocení.

Systematické experimenty EINENKELA A MERSMANNA (1977) potvrdily očekávanou nutnost vyšších otáček při zvyšování sušiny v materiálu, velikosti částic a rozdílech v měrných hmotnostech jednotlivých složek suspense. Z porovnání experimentů jednoznačně vyplývá, že s velmi malými částicemi lze dosáhnout mnohem lepší homogenity, kterou by s částicemi většími, i za vyšších otáček míchadla, dosáhnout nebylo možné. Podobné poznatky uvádí i ZWIETERING (1958).

Výše uvedené metody a poznatky je přes dostupnost metod vzhledem k charakteru fermentačních suspenzí obtížné experimentálně pro tyto materiály aplikovat. Navíc uváděné metody jsou zaměřeny spíše na eliminaci sedimentace a nikoli proti flotaci částic, tedy v našem případě, unášení částic směrem k hladině uvolňujícím se plynem. Z těchto důvodů lze shrnout, že se vyprofilovaly 3 hlavní způsoby zkoumání kvality míchání ve fermentorech bioplynových stanic. Tyto způsoby jsou reprezentovány vizuální kontrolou, testy se stopovačem a počítačovými CFD simulacemi. Je však důležité mít na paměti, že tento obor se neustále vyvíjí a přibývají stále nové publikace s pokusy o získání co nejrealističtějších dat k dosažení různě definovaných cílů míchání. Definování cílů a možnosti jejich dosažení má tak zásadní význam na hodnocení konkrétního míchacího systému.

3.3.1.1 Vizuální kontrola procesu míchání

Jedná se o nejjednodušší a v praxi nejrozšířenější způsob kontroly. Pokud se uspokojíme pouze s vizuální kontrolou, lze kvalitu míchání odhadnout na základě vizuálního zhodnocení stavu po nahlédnutí do fermentoru. K tomuto účelu bývá u

fermentorů instalován průzor (okénko) díky němuž lze vizuální kontrolu provádět prakticky kdykoliv dle potřeby. U nedostatečně míchaných fermentorů se na hladině často tvoří tzv. plovoucí vrstvy nebo dokonce hůře rozrušitelné krusty. Je-li na hladině taková vrstva pozorovatelná, fermentor je evidentně míchán nedostatečně. V některých případech však tvorba tenké plovoucí vrstvy nemusí být považována za problém, ba může být dokonce ve fermentoru do určité míry záměrně udžována. Je tedy nutné proces posuzovat v souvislosti s konkrétními provozními podmínkami. V tomto směru jsou nezastupitelné provozní zkušenosti provozovatele BPS a systematické předcházení kritickým situacím.

V případě vizuální kontroly se jedná o velmi nepřesnou a povrchní kontrolní metodu. Za těchto podmínek je tedy obtížné získat informaci o tom, zda se ve fermentoru netvoří také například sedimentační vrstvy. Částečně lze vycházet z předpokladu, že pokud se netvoří plovoucí křusta, nedochází při míchání k výraznému oddělování jednotlivých fází materiálů a tím pádem je zde menší riziko tvorby sedimentačních vrstev na dně fermentoru. Obecně lze konstatovat, že s rostoucím obsahem sušiny a homogenitou ve fermentační suspenzi klesá sedimentační rychlost částic, čímž riziko tvorby sedimentačních vrstev na dně fermentoru klesá. Tato výpověď však může být pro praktické potřeby velmi nedostatečná a skutečný stav, pomineme-li extrémní případy, kdy míchadla zůstanou trčet ve vrstvě sedimentu nebo plovoucí vrstvy, lze často zjistit pouze při servisních pracích a po vypuštění celého fermentoru.

Zda bude k tvorbě sedimentačních či plovoucích vrstev docházet či nikoli závisí vedle způsobu provozu na geometrii míchadla, fermentoru a v neposlední řadě na povaze substrátu. U některých substrátů lze již v závislosti na jejich povaze a obsahu sušiny ve fermentoru tyto tendence dobře odhadnout.

Vizuální kontrola nám bohužel není rovněž schopna dodat přesnější informace o pohybu materiálu v systému, skutečné době zdržení substrátu ve fermentoru (může se lišit od teoretické, viz kapitola 3.4.1.), zda ve fermentoru nevzniká zkratové proudění nebo jak dlouhá doba je zapotřebí k rovnoměrnému rozmíchání substrátu do celého objemu fermentoru. V neposlední řadě chybí také informace z kolika procent je disponibilní objem fermentoru vlastně využit.

Aby bylo možno získat podrobnější informace o skutečném stavu a kvalitě míchání ve fermentorech, je nezbytné použití některé z dalších, dále popsanych metod.



Obr. 3-9: Servisní práce uvnitř vypuštěného fermentoru (Foto: Karl Pfiel)

3.3.1.2 Testy se stopovačem

Jedná se o klasickou a nejužívanější metodu k posouzení kvality míchání bioplynových fermentorů, ale i jiných míchaných nádrží. Jako stopovač (*angl. tracer*) se používá látka, která ve fermentoru zůstává stabilní, to znamená, její vlastnosti se ve fermentoru nemění. Další zásadní podmínkou je snadná detekce stopovače v dané suspenzi a pokud možno minimální koncentrace stopovače na pozadí. Důležitým faktorem je také biologická nezávadnost stopovače a jeho výběr by tak měl být činěn s ohledem jak už na anaerobní mikroorganismy, tak na životní prostředí, neboť fermentační zbytek je zpravidla používán jako hnojivo na zemědělské půdě.

Metoda používání stopovačů do oboru bioplynových technologií pronikla z oboru čištění odpadních vod (WERNER A KADLEC, 1996). Stejně jako pro vyhnívací nádrže čistíren odpadních vod se pro fermentory bioplynových stanic jako nejčastější stopovače používají lithné soli (např. $\text{LiCl} \cdot \text{H}_2\text{O}$, LiCl nebo $\text{LiOH} \cdot \text{H}_2\text{O}$). Testy se stopovačem lze vedle odhadu kvality míchání dále využít k zisku souvisejících

informací jako stanovení minimální doby zdržení a střední doby zdržení substrátů ve fermentorech.

V České republice provedla první dokumentované testy se stopovačem v anaerobních nádržích čistíren odpadních vod ZÁBRANSKÁ ET AL. (2000). Testy za účelem identifikace zkratového proudění a doby zdržení materiálu ve fermentoru bioplynových stanic byly provedeny v Německu ADE-KAPPELMANNOVOU (2008), DBU (2004) nebo WEILANDEM (2010, nepublikováno). WEILAND (2010) se v této souvislosti verbálně zmiňuje o neuspokojivé reprezentativnosti a porovnatelnosti výsledků pokusů z důvodu různých míst dávkování stopovače do fermentorů. Pro způsob a frekvenci odběru vzorku pak lze použít za tímto účelem zpracovaný návrh vyhlášky německého ministerstva BUNR (2007).

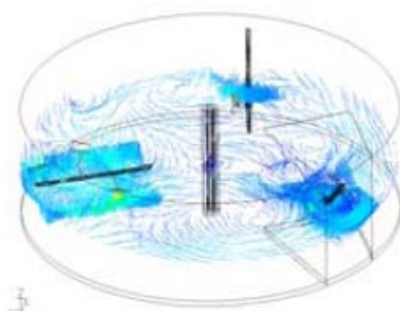
Vzhledem k finanční a časové náročnosti testů je dosud k dispozici poměrně málo publikací o testech se stopovači z reálných provozů bioplynových stanic. Dat z testů realizovaných v laboratorních podmínkách nebo v pokusných reaktorech velikosti do 1 m³ již je však k dispozici poměrně dostatek. Bývají však prováděny, v porovnání s fermentačními suspenzemi s reálných provozů, s velmi homogenními tekutinami, a proto je jejich přenositelnost do praxe velmi omezena. Poznatky získané při testech ve fermentačních suspenzích za účelem posouzení kvality míchání v nádržích o objemech menších než 500 litrů lze považovat za méně významné a pro praktické potřeby reálných fermentorů bioplynových stanic téměř nepoužitelné. Testy se stopovači v laboratorních nebo menších fermentorech se zabývali například GROBICKI A STUCKEY (1992), USG (2000) a další.

Při testech ve fermentorech bioplynových stanic bývá nejčastější problém komplexnost jejich provozu. Cykly míchání, dávkování či čerpání jsou v reálném provozu řízeny automaticky a spolu s možností technických poruch mohou testy výrazně narušit či ovlivnit. Tyto problémy jsou zmiňovány například v publikaci DBU (2004). Nicméně v praxi je tyto vlivy prakticky nemožné vyloučit a při vyhodnocování výsledků je nezbytné je zohlednit. Proto je velmi důležitá spolupráce s provozovatelem bioplynové stanice, pravidelné odběry vzorků ve stanovených intervalech a důsledný záznam provozních dat.

Vyhodnocení testů se stopovači je pak nejčastěji prováděno podle LEVENSPIELA (1972).

3.3.1.3 Počítačové simulace

Čím dále více se rozšiřující metodou pro charakteristiku dějů v míchaných fermentorech jsou počítačové CFD simulace (z angl. *computational fluid dynamics*). Tato již etablovaná metoda umožňující modelování, vizualizaci a numerické řešení problémů v různých oblastech proudění zažívá v posledních letech obrovský rozvoj. Pro numerická řešení jsou nejčastěji používány Navier-Stokesovy rovnice, Eulerovy rovnice nebo různé potenciální rovnice. Nejčastěji užívaným softwarem pro počítačové CFD simulace jsou například programy Fluent, Gambit nebo CFX.



Obr. 3-10: Vizualizace proudění ve fermentoru bioplynové stanice (HORVATH ET AL., 2005)

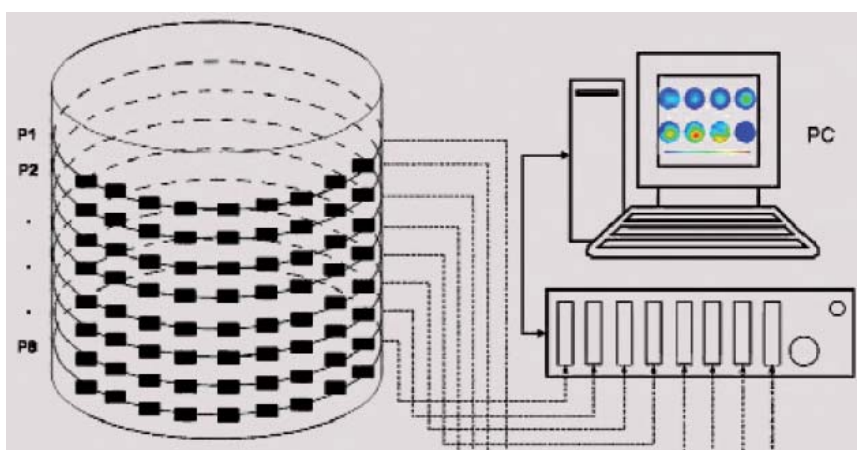
Počítačové CFD simulace se jako metoda čím dál více prosazují v oblasti analýzy procesů míchání a lze pomocí nich odhadnout například interakce mezi příkonem míchadel, dobou míchání nebo střední dopravní množství substrátu míchadlem. S kvalitními vstupními daty lze tedy procesy míchání dobře modelovat, avšak asi největším omezením této metody jsou vysoké nároky na hardwarové vybavení a s tím související časová náročnost modelování. Pokud míchaný materiál ve fermentoru při charakteristice kvality míchání různými druhy míchadel dosáhne ustálené rychlosti, která se dále nezvyšuje, bývají simulace považovány za ukončené. V praxi tak simulace trvají pouze několik minut. Ve vztahu k simulacím dalšího průběhu a distribuce materiálu v objemu celého fermentoru, zatím bylo možné simulovat pouze něco více než 10 minut reálného času při časové náročnosti několika týdnů POHN ET AL. (2011A).

Z důvodů dříve zmiňovaných technických omezení mohou být i velmi kvalitní, avšak ve vztahu k reálnému času relativně krátké simulace pro potřeby analýzy kvality míchání ve fermentorech bioplynových stanic stále nedostatečné. Vzhledem k velmi rychlému technologickému rozvoji mají však počítačové CFD simulace v analýze kvality míchání fermentorů obrovský potenciál a jednou by mohly klasické pokusy se stopovačem zcela nahradit.

3.3.1.4 Další metody analýzy kvality procesu míchání

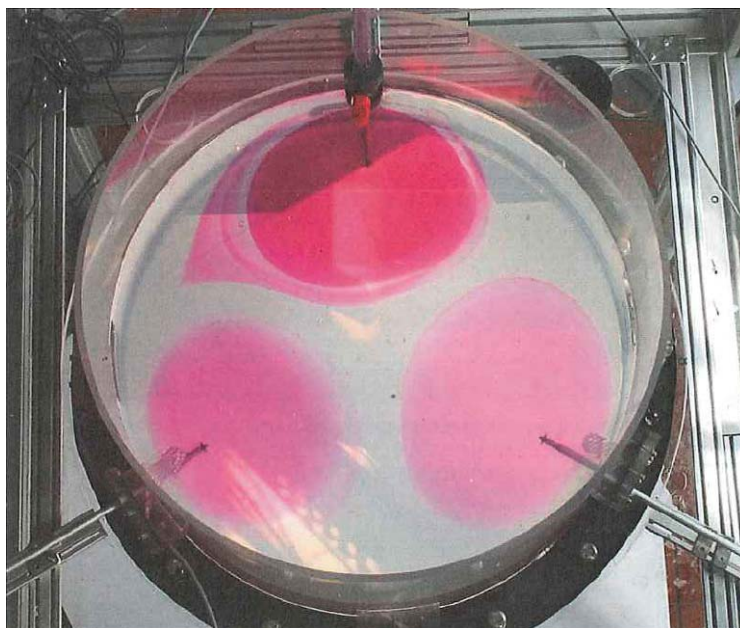
Vedle výše zmíněných metod přicházejí někteří autoři s dalšími novými postupy a aplikacemi.

Jako další laboratorní metoda k posouzení možností technologické a provozní optimalizace homogenizačního procesu a procesu míchání byla použita procesní tomografie. V laboratorním měřítku tak lze dle JOBSTOVÉ (2011) provádět experimenty s neprůhlednými, vláknitými a heterogenními materiály z fermentorů bioplynových stanic s výrazně nižšími náklady než je obvyklé. Tento online měřicí systém umožňuje měření celkového pole proudění bez použití stopovačů a umožňuje dle autorky monitorovat tvorbu plovoucích nebo sedimentačních vrstev, stejně jako kavern a mrtvých zón s nedostatečným promícháváním (schéma viz na obr. 3-11).



Obr. 3-11: Schéma laboratorní aparatury na tomografickém principu (JOBSTOVÁ, 2011)

BREHMER ET AL (2012) k prozkoumání souvislosti mezi umístěním míchadel a strukturně viskózními vlastnostmi media sestavil pokusnou aparaturu z akrylového skla (obr. 3-12), která umožňuje i vizuální sledování a tím i vysokou reprodukovatelnost s neomezenou opakovatelností měření pro vrtulová ponorná míchadla v laboratorním měřítku. Reálná míchadla simulují modelářská míchadélka. K charakteristice doby míchání a profilu proudění byl použit barevný indikátor fenolftalein. Ten je v roztoku do hodnoty pH = 8,2 bezbarvý. Při vzestupu hodnoty pH např. přidáním sodného louhu dojde ke změně zabarvení na růžové. Tento barevný přechod je po přidání kyseliny vratný a neomezeně opakovatelný. Prezentovaný systém tedy umožňuje i zjištění doby míchání potřebné k požadovanému rozmíchání substrátu ve fermentoru. K simulaci různých viskozit a tekutostí BREHMER ET AL. (2012) používají roztoku xanthanu v různých koncentracích. Autor však neuvádí, do jaké míry jsou takto získaná data přenositelná do reálných podmínek a provozů.



Obr. 3-12: Laboratorní aparatura dle BREHMEHO ET AL. (2012)

NÄGELE ET AL. (2012) se pokusil přispět k dalšímu poznání pomocí metody měření biologické aktivity v jednotlivých oblastech fermentoru. Biologická aktivitu ve svojí metodě u vzorků z různých částí fermentoru stanovuje na základě koncentrace nižších mastných kyselin a jejich následný přepočet na ekvivalent kyseliny octové. Pomocí této metody je dle NÄGELEHO ET AL. (2012) možné simulovat provoz různých typů míchadel a zjišťovat distribuci živin (substrátu) či obsah sušiny v různých oblastech fermentoru. Vzorky byly odebírány systémem odběrných míst ve stropu a z různých hloubek z pokusného fermentoru o objemu 900 m³.

3.3.2 Současný stav poznatků v oblasti charakteristiky fermentačních suspenzí a posuzování procesu míchání ve fermentorech bioplynových stanic

Přes intenzifikaci výzkumného úsilí v oblasti posuzování procesu míchání ve fermentorech bioplynových stanic jsou dosavadní poznatky stále neuspokojivé. Lze však konstatovat, že v posledních 5 letech se kvalita a rozsah informací o problematice procesu míchání ve fermentorech bioplynových stanic oproti předchozím letům výrazně zvýšily. Je to spojeno s nárůstem publikovaných článků k tomuto tématu, avšak ne vždy se tyto publikace opírají o výpovědi podložené kvalitními, praxí blízkými daty. Postupem času se začalo profilovat několik směrů, které jsou čím dál lépe schopny popsat děje probíhající ve fermentorech bioplynových stanic.

Reologické vlastnosti materiálu z fermentorů bioplynových stanic (fermentačních suspenzí) nelze vzhledem k jejich komplexnosti snadno popsat a zcela zobecňovat. Fermentační suspenze jsou směsí vody (nosné medium), často vláknitého, sypkého nebo pevného materiálu s různými velikostmi částic (substrátu) a plynné fáze (bioplynu). Vzájemné poměry mezi jednotlivými složkami se v reálném provozu navíc mohou výrazně měnit, což charakteristiku těchto materiálů ztěžuje. Měření viskozity přímo ve fermentoru nebo mimo fermentor se standardními viskozimetry je velmi nesnadné z důvodu velké variace velikosti částic, mění se viskozita či obsahu plynné složky, nemluvě o technických problémech při instalaci takového měřicího zařízení.

Z výše zmiňovaných důvodů byly v minulosti materiály z fermentorů bioplynových stanic pro zjednodušení považovány za newtonské tekutiny s konstantními vlastnostmi. Toto triviální zjednodušení však často vedlo ke zcela chybným závěrům.

V současné době lze již viskozitu těchto materiálů poměrně dobře měřit. Provedená měření potvrzují strukturně viskózní charakter materiálů a KUBE ET AL. (2011) vyjadřuje do budoucna naději získat ještě lepší data pomocí přímého měření přes mechanické míchací zařízení přímo ve fermentoru a následný přepočítání získaných hodnot na viskozitu.

Podle NÄGELOVÝCH ET AL. (2012) závěrů lze redukovat provozní časy ponorných vrutlových míchadel v pokusném fermentoru o objemu 900 m³, do té doby, dokud bude míchání dostatečně zajištěno šikmo instalovaným dlouhoosým míchadlem. Tato výpověď však může být bez udání konkrétních provozních parametrů bioplynové stanice, jako geometrie fermentoru i míchadel, viskozity materiálu, obsahu sušiny, kvality dávkovaných substancí atd. poměrně zavádějící.

HENNING ET AL. (2007) mohl s pomocí CFD simulace na bázi stacionárního rychlostního pole proudění definovat střední dopravní výkon třístupňového centrálního míchadla. K očekávanému času rozmíchání substrátu přidaného na hladinu media lze s pomocí nestacionárních propočtů odvodit výše zmiňované parametry. K zprostředkování senzitivity rozhodujících veličin jako příkon, střední dopravní množství nebo doby míchání byly měněny otáčky míchadel, viskozita a povaha substrátu. Doba k ohřátí média v závislosti na koeficientu přestupu tepla pak mohla být odhadnuta na základě dopravního výkonu míchadel. Zmiňovanou problematikou se zabývá ve své disertační práci rovněž POHN (2012).

Při dalším zkoumání mohl HENNING ET AL. (2011) kalkulovat a vyhodnotit charakteristiku pole proudění v reálném fermentoru za různých podmínek. Jeho

výsledky prezentují nedostatečné míchání v horní oblasti fermentoru, stejně jako nerovnoměrnou distribuci substrátu. Konstrukčními vylepšeními se mu podařilo míchání zkvalitnit, avšak za nutnosti zvýšení příkonu míchadel o 20 %.

Za účelem ověření teoretických závěrů HENNING ET AL. (2011) provedl měření rychlosti proudění pomocí zařízení používaného k měření v korytech a potrubích (kanálové kolo). Ověření teoretických výsledků však bylo dle jeho záměrů možné jen ve velmi omezené míře, neboť měření rychlosti proudění mohla být z důvodu problematické instalace zařízení do fermentoru provedena jen v radiálním a tangenciálním směru. Z těchto důvodů různí autoři zmiňují nutnost rozšíření datové základny k možnosti posouzení přiměřenosti použití generovaných fyzikálních modelů.

JOBSTOVÁ (2011) pomocí procesní tomografie zjistila, že u horizontálně provozovaných vrtulových ponorných míchadel se aktivně promíchávaný objem ve fermentorech bioplynových stanic pohybuje mezi 60 až 80 %. Její laboratorní experimenty dokazují, že až 25% objemu fermentoru může být nedostatečně mícháno a tím nedostatečně využito.

Drtivá většina vědeckých experimentů k posouzení kvality míchání ve fermentorech bioplynových stanic byla provedena, ať už s pomocí novějších nebo klasických metod (stopovače), pouze v laboratorním měřítku. Uspokojivé popsání dějů a zákonitostí v oblasti míchání ve fermentorech bioplynových stanic komplikuje poměrně velká variabilita vlastností fermentačních suspenzí, která je ovlivňována mnoha faktory.

ROSTALSKI (2009) uvádí, že u všech metod majících za cíl popsat míchací procesy ve fermentorech bioplynových stanic je omezujícím faktorem kvalita a kvantita dávkovaného substrátu, čímž jsou přímo ovlivněny vlastnosti média vykazující značnou heterogenitu a obtížně popsatelné fyzikální vlastnosti. Podle autora podobně jako kejda vykazuje substrát ve fermentorech tixotropní vlastnosti, což znamená, že se vlastnosti tekutosti substrátu mění vlivem míchání s časem. U těchto newtonských tekutin klesá viskozita (vazkost) v důsledku jejich mechanického namáhání mícháním. Po přerušení míchání se viskozita opět zvyšuje. Vzhledem ke zmiňovaným vlastnostem je popsání těchto procesů a vlastností fermentačních suspenzí pouze na základě laboratorních experimentů a jejich zobecnění pro praxi neuspokojivé.

BREHMER ET AL (2012) konstatuje, že viskozita substrátu závisí rozhodujícím způsobem na velikosti částic a obsahu sušiny. Všechny na bioplynových stanicích používané substráty vykazují výrazně strukturně viskózní vlastnosti. Profily proudění jsou ovlivňovány umístěním míchadel a reologickými vlastnostmi suspenze. Míchání

strukturně viskózních materiálů je obtížné z toho důvodu, že k lepšímu promíchání nepostačuje pouhé zvýšení výkonu již instalovaných míchadel. Naopak zvýšením intenzity míchání klesá v okolí míchadla viskozita a dochází ke vzniku kavern. Autoři dále uvádějí, že vyšší konzistenční faktor tekutiny nemusí mít v zásadě vliv na kvalitu míchání. Při volbě a rozmisťování míchadel má být brán velký zřetel na to, aby byl vyváženým prouděním tekutiny dostatečně zasažen i střed fermentoru. V těchto případech mohou rozhodujícím způsobem pomoci počítačové CFD simulace, přičemž nemusejí být nutně simulovány podmínky v celém fermentoru. Informace o dosahu vytvářeného proudění se znalostmi specifických podmínek konkrétní bioplynové stanice by mohly postačovat k optimalizaci umístění a volbě vhodného typu i počtu míchadel.

Norem zabývající se blíže kvalitou míchání fermentačních suspenzí ve fermentorech bioplynových stanic je zatím poměrně málo a problematikou se zabývají spíše okrajově. Norma ISO 21630:2007 „Pumps Testing Submersible mixers for wastewater and similar applications“ je orientována na oblast čištění odpadních vod. V případě odpadních vody se však převážně jedná o newtonské kapaliny. Z tohoto důvodu může být, vzhledem k charakteristice fermentačních suspenzí, přenositelnost na fermentory bioplynových stanic velmi omezená. Německý návrh normy VDI 4631 se snaží stanovit standardy pro návrh a provoz bioplynových stanic. Míchání ve fermentorech bioplynových stanic se již věnuje obsáhleji a dává praktická provozní doporučení. Rovněž dává příklady hodnot viskozity pro některé substráty. Norma VDI 3475 se zabývá uvolňováním bioplynu z fermentační suspenze vlivem míchání a vlivem míchání v koncových skladech digestátu na uvolňování emisí do ovzduší.

Příloha 2 novely německé vyhlášky o biologicky rozložitelných odpadech BUNR (2007) stanovuje způsob provedení testů se stopovačem pro stanovení minimální doby zdržení ve fermentorech bioplynových stanic.

3.3.3 Energetická náročnost procesu míchání a provozu bioplynové stanice

NÄGELE ET AL. (2012) uvádí v návaznosti na měření provedená na testovací bioplynové stanici v německém Hohenheimu, že elektrická spotřeba míchadel může představovat až 51 % z celkové elektrické spotřeby bioplynové stanice.

KAMARÁD ET AL. (2011A) v tab. 3-2 shrnuje data z různých německých bioplynových stanic publikovaných ve FAL (2005). Bioplynové stanice s označením BPS A a BPS B jsou rakouské bioplynové stanice, jejichž provoz byl analyzován v rámci této disertační práce. Z tabulky je patrné, že největší spotřebu elektrické energie

vykazují kogenerační jednotky (KJ) a míchací zařízení. U některých bioplynových stanic mohou mít velmi vysoký podíl na vlastní spotřebě elektřiny například zařízení k dávkování substrátu (dávkovací šneky, dopravníky) nebo i čerpadla. Tyto spotřebiče jsou shrnuty pod označením „ostatní spotřebiče“.

Tab. 3-2: Porovnání vlastní spotřeby energie různých bioplynových stanic s ohledem na různé spotřebiče (KAMARÁD ET AL., 2011A)

Označení BPS	Míchání fermentor u [%]	Doba míchání [h/d]	Ostatní spotřebiče [%]	KJ [%]	Instalovaný výkon KJ [kW]	Vlastní Energetická spotřeba (VES) [kWh _{el} /týden]	VES [%]
BPS 04	26	4	48,0	26	500	3.060	5,5
BPS 15	51	20	39,0	10	80	1.410	ž.ú.
BPS 16	54	2	9,0	37	320	2.340	ž.ú.
BPS 40	15	8,4	49,0	36	110	1.030	ž.ú.
BPS 42	33	8	40,0	27	220	852	ž.ú.
BPS 44	57	8	34,0	9	100	1.530	ž.ú.
BPS 45	41	3	19,0	40	200	2.130	ž.ú.
BPS 46	26	2	51,0	23	550	5.700	ž.ú.
BPS A	38	24	24,3	37,8	1052	11.550	7,2
BPS B	42	24	8,0	49,6	526	7.058	7,8

pozn. ž.ú. = žádný údaj

Vlastní spotřeba energie by se u moderních bioplynových stanic měla pohybovat v závislosti na různých autorech přibližně v rozmezí 4 - 10 %. Pokud je spotřeba vyšší než 10%, lze usuzovat, že konkrétní bioplynová stanice může mít poměrně velký optimalizační potenciál. V praxi lze narazit i na hodnoty vlastní energetické spotřeby přes 14 %. Energetická spotřeba pro míchání může v extrémních případech dosáhnout hodnot přes 60 % celkové energetické spotřeby.

ROSTALSKI (2009) uvádí, že podstatná část bioplynových stanic (BPS) v Německu pracuje bez pozitivního ekonomického výsledku, což je z velké části způsobeno nízkou efektivitou provozu BPS. Jako znak efektivity je obecně považován poměr mezi náklady (vynaloženou energií) a ziskem (získanou energií). Podle praktických zkušeností může BPS i přes fungující techniku a dostatek substrátu, pracovat neekonomicky a neefektivně. Výkon BPS je definován instalovaným výkonem kogeneračních jednotek (KJ) a jeho využitím. Rozhodujícími faktory pro hodnocení hospodárnosti BPS jsou například vynaložené náklady na jednotku substrátu, na jednotku vyrobené elektřiny nebo procento vlastní spotřeby elektrické energie. Odtud lze dále odvodit také náklady na 1 kWh prodané elektrické energie či tepla. Velmi

důležitým parametrem je počet provozních hodin KJ a procento využití instalovaného výkonu KJ za rok.

Nejvýznamnějším faktorem je posouzení vlastní energetické spotřeby BPS vzhledem k dosažení maximálního využití instalovaných výkonů kogeneračních jednotek. Tento parametr dle ROSTALSKÉHO (2009) popisuje nejvýstižněji a přímo efektivitu provozu BPS.

Jak potvrzují publikace FAL (2005) nebo ROSTALSKÉHO (2009), největšími spotřebiči energie na BPS jsou hned za kogeneračními jednotkami míchací zařízení, což dokládá i tab. 3-2. Účinnost a funkci míchacích zařízení je často obtížné posoudit, neboť je již z hlediska spotřeby energie provozovateli často podceňována. Na druhou stranu jsou kvalita míchání ve fermentoru a související interakce v rámci celé bioplynové stanice jako takové doposud nedostatečně popsány a zdokumentovány.

3.3.4 Účinnost míchadel ve fermentorech bioplynových stanic

Obecně se míchací zařízení skládá z pohonné jednotky (elektromotoru), případně převodovky a na hřídeli umístěných míchacích orgánů: listů, vrtulí či pádel (hydraulická jednotka). Jmenovitý výkon míchadla však nemá téměř žádnou vypovídací hodnotu o jeho účinnosti a využití. Z tohoto parametru tedy není možné dodaný příkon převést na provedení požadované práce tj. míchání a homogenizaci obsahu fermentoru (ROSTALSKI 2009).

Pro větší názornost ROSTALSKI (2009) přirovnává definici účinnosti míchadla k čerpadlu, jehož výkon lze definovat dopravní výškou a dopravním množstvím. Na základě těchto charakteristik lze pak čerpadlo dimenzovat. Dle charakteristiky má čerpadlo v závislosti na jmenovitém výkonu motoru, příkonu a množství čerpaného materiálu v určitém bodě své provozní optimum.

Na základě výše zmíněného přirovnání pak ROSTALSKI (2009) uzavírá, že rozhodujícím parametrem k posouzení účinnosti míchání ponorných vrtulových míchadel, není jmenovitý výkon pohonné jednotky, nýbrž síla, které lze pomocí hydraulické jednotky v míchaném mediu dosáhnout, aby bylo medium urychlováno v horizontálním směru pohybu. Tato síla se nazývá axiálním posunutím. Autor zde vychází z předpokladu, že pokud dvě různá ponorná vrtulová míchadla mají dosáhnout stejného míchacího efektu, musí být do média přenesena za definovaný časový úsek stejně velká hydraulicky účinná síla. Pokud obě míchadla dosáhnou stejného axiálního

posunutí média, je nezávisle na čase míchací účinek stejný (využití = míchací účinek = axiální posunutí).

V návaznosti na výše zmíněný předpoklad lze odvodit, že kvalita případně účinnost míchání je závislá na tom, jaký elektrický příkon musí být dodán, aby bylo dosaženo určitého axiálního posunutí. Účinnost míchadla lze tedy dle ROSTALSKÉHO (2009) popsat poměrem axiálního posunutí k dodané elektrické energii ve vztahu:

Účinnost míchadla = axiální posunutí / elektrický příkon míchadla.

Dále ROSTALSKI (2009) upozorňuje na to, že axiální posunutí je měřitelná veličina, která je definována v normě ISO 21630:2007 „Pumps Testing Submersible mixers for wastewater and similar applications“ a je udávána všemi renomovanými výrobci. Jako míchadla s velmi dobrou efektivitou pak označuje pomaloběžná velká, vrtulová míchadla, protože průměr vrtule má rozhodující vliv na účinnost míchadla ve fermentačních suspenzích.

KRAUME (2003), podobně jako další autoři přikládá velkou váhu poměru průměru míchadla (d_m) k průměru míchané nádrže (D_n). Kde čím více se tento poměr blíží k 1, tím účinněji může být nádrž míchána. Toto velmi dobře platí především pro pomaloběžná míchadla a kapaliny nenewtonského typu.

K lepšímu a rychlejšímu využití substrátu v průběhu procesního řetězce produkce bioplynu mohou vedle různých předúprav substrátu (biologický, chemický nebo termický rozklad) má právě míchání největší optimalizační potenciál. Na konci optimalizačního procesu mají stát bioplynové stanice s menšími reakčními objemy, vyšším organickým zatížením a s rychlejší transformací substrátu na bioplyn. Rozhodujícím měřítkem by tedy mělo být, kolik substrátu lze na jednotku objemu fermentoru a jednotku času za daných podmínek transformovat na bioplyn, přesněji metan. ROSTALSKI (2009) uzavírá, že jedním z největších problémů je často obtížná přenositelnost zkušenosti z laboratorního měřítka do praktického provozu bioplynové stanice.

3.4 Dávkování a doprava substrátů do fermentoru

3.4.1 Organické zatížení fermentoru a doba zdržení

Stupeň rozkladu dávkovaného substrátu přímo souvisí s jeho dobou zdržení ve fermentoru nebo systému fermentorů bioplynové stanice. Ve fermentorech bioplynových stanic zpravidla není dosaženo úplného rozkladu organické složky obsažené v substrátu. Pro efektivní produkci bioplynu je důležité dosažení optimálního poměru mezi dobou zdržení materiálu ve fermentoru (HRT) a množstvím získaného bioplynu. V tomto ohledu je důležitým parametrem organické zatížení fermentoru (OZ_R). Tento parametr udává, kolik kg organické sušiny (oTS), tedy kolik organických látek (c), v procentech je za den dodáno v hmotnostním množství nadávkovaného substrátu (m) na jednotku objemu fermentoru (V_F). Tento vztah je pak vyjádřen vztahem 3-34.

$$OZ_R = \frac{\dot{m} \cdot c}{V_F} \quad [\text{kg oTS} / \text{m}_F^3 \cdot \text{d}^{-1}] \quad (3-34)$$

Dalším parametrem důležitým také při dimenzování velikosti fermentoru je hydraulická doba zdržení substrátu ve fermentoru (*HRT*, z *angl. Hydraulic Retention Time*). HRT je teoreticky kalkulovaný čas, po který substrát setrvá ve fermentoru. Pro jeho výpočet dělíme objem reaktoru (V_F) průměrným za den přiváděným objemovým množstvím substrátu (\dot{Q}_S). Výsledkem je vztah 3-35.

$$HRT = \frac{V_F}{\dot{Q}_S} \quad [\text{d}] \quad (3-35)$$

Mezi oběma parametry existuje přímá souvislost, neboť se stoupajícím množstvím denní dávky substrátu klesá hydraulická doba zdržení (HRT). Hydraulická doba zdržení je však vedle množství dávkovaného substrátu ovlivňována i používáním procesních tekutin jako srážkové vody nebo recirkulací fermentačního zbytku. Pokud je tedy do fermentoru k naředění jeho obsahu pumpován například fermentačního zbytek, je třeba jej zakalkulovat mezi vstupy a doba zdržení se odpovídajícím způsobem zkrátí. Příliš krátké doby zdržení mohou mít za následek nedostatečný biologický rozklad substrátu, jeho předčasné vymývání a následné energetické ztráty.

Je tedy důležité, dobu zdržení vhodně přizpůsobit specifické biologické rychlosti rozkladu používaných substrátů (IEU, 2004).

3.4.2 Předúprava substrátu

Substrát používaný pro bioplynové stanice může pro urychlení a prohloubení následného rozkladu ve fermentoru projít různými druhy předúpravy. Pro přehled metod předúpravy lze použít následující základní rozdělení:

- Biologická předúprava substrátu
- Mechanická předúprava substrátu
- Chemická a fyzikální předúprava substrátu

3.4.2.1 Biologická předúprava substrátu

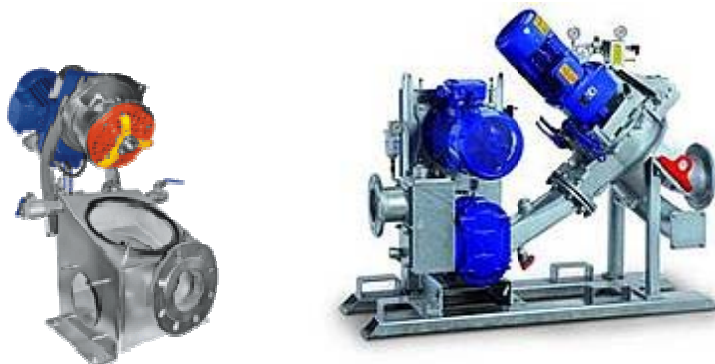
Biologická předúprava substrátu je zajišťována především mikroorganismy. K tomuto účelu může být použit například fermentační zbytek nebo fermentační suspenze k naočkování substrátu mikroorganismy ještě před nadávkováním do fermentoru. Na bioplynových stanicích mohou být rovněž instalovány například hydrolyzační jednotky, do kterých je substrát dávkován a ponechán po určitou dobu působení mikroorganismů. Někdy mohou být za účelem intenzifikace procesu přidávány i různé enzymy. Po relativně krátké době zdržení (2-5 dní) je substrát dávkován do fermentoru. Z hydrolyzačních jednotek bývá jímán tzv. hydrolyzní plyn. Jedná se o směs především oxidu uhličitého, vodíku a metanu. I s hydrolyzním plynem musí být nakládáno s ohledem na životní prostředí. Jeho nevýhodou je vysoký podíl oxidu uhličitého, jeho spalování tak může být samo o sobě problematické nebo nemožné. Jeho směšování a spoluspalování s produkovaným bioplynem může znamenat snižování energetické hodnoty produkovaného bioplynu. Tento způsob nakládání má tedy smysl pouze ve vhodném poměru mezi produkovaným bioplynem a hydrolyzním plynem.

Jako určitý druh biologické předúpravy lze do jisté míry chápat i dávkování substrátu v čerpatelném stavu z homogenizační jímky. Tento způsob však není, co se týče dosažení kýžených výsledků optimální. Navíc je často díky činnosti mikroorganismů, a následkem toho uvolňování plynů (CO_2 , CH_4 , H_2S , NH_3 aj.), často doprovázen zápachem a emisemi vznikajících plynů do ovzduší. Účinnost tohoto způsobu je výrazně nižší než používání hydrolyzačních jednotek.

Některé firmy v rámci svých technologií pro bioplynové stanice hydrolyzační jednotky nabízejí a instalují, tyto však bohužel nejsou provozovateli BPS poměrně často správně využívány. Někdy i díky nedostatku informací od samotných dodavatelů technologie.

3.4.2.2 Mechanická předúprava substrátu

Cílem využívání těchto metod je mechanické zvětšování aktivního povrchu používaného substrátu. Jako mechanická předúprava se nejčastěji používají různé způsoby sekání nebo drcení. V praxi jsou nejčastěji používány rotační rezačky spojené s čerpadly, šrotáky, macerátory, dezintegrátory apod.



Obr. 3-13: Macerátory k mechanické dezintegraci substrátu pro BPS (www.vogelsang.info)

Použitím mechanické předúpravy substrátu lze eliminovat negativní vlastnosti některých substrátů vedoucí k provozně-technickým problémům. Těmito problémy se rozumí především problémy s mícháním, čerpáním nebo tvorbou plovoucích vrstev na hladině. Předúprava substrátu umožňuje efektivněji využívat i některé provozně problematické materiály (např. slámu, slamnatý hnůj, trávu apod.).

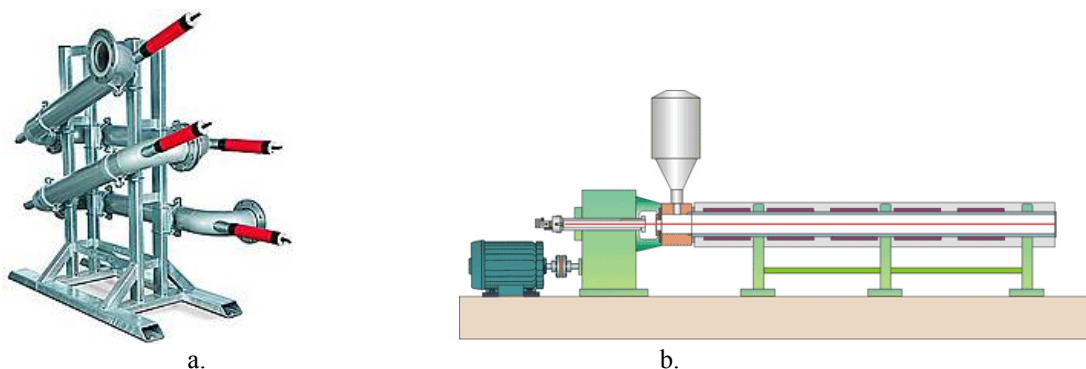


Obr. 3-14: Zařízení s rotorem osazeným řetězy Querstromzerspaner UNI-CUT[®] (<http://www.mewa-recycling.de>)

3.4.2.3 Chemická a fyzikální předúprava substrátu

Do této skupiny metod patří různé fyzikální, chemické nebo fyzikálně-chemické metody.

Jako chemické metody lze použít řízený přídavek různých kyselin nebo zásad, které zajistí narušení buněčných stěn substrátů. Mezi fyzikální metody lze zařadit především metody termické (i např. hygienizace biologicky rozložitelných odpadů dle 1774/2002/ES). Dalším příkladem mohou být metody jako steam explosion, extrudování extrudéry nebo elektrokinetická dezintegrace.



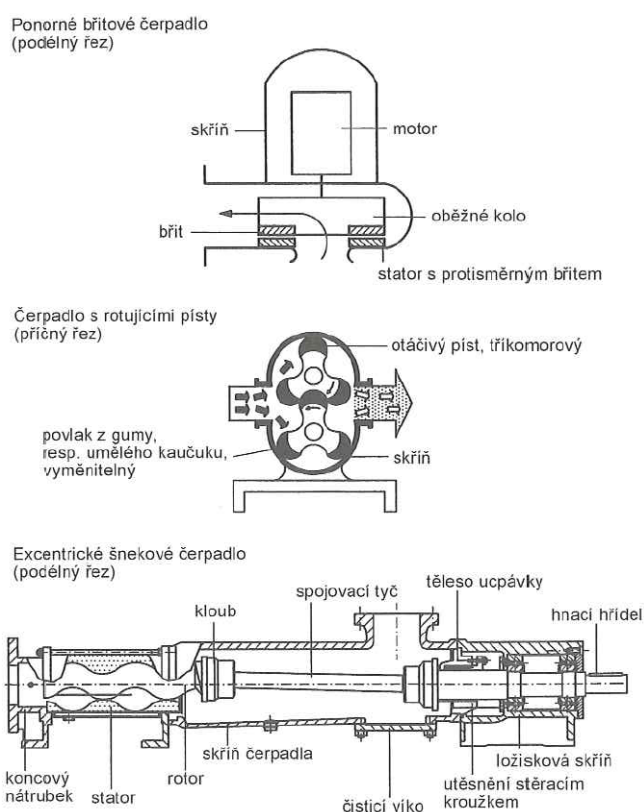
Obr. 3-15: Vlevo (a) elektrokinetický dezintegrátor (www.vogelsang.info), vpravo (b) extrudér (<http://www.theadvancedteam.com>)

Obecně lze konstatovat, že předúprava substrátu má pozitivní vliv na technický provoz bioplynové stanice, neboť často může výrazně eliminovat problémy s mícháním ve fermentorech nebo dávkováním substrátů. Ty bývají způsobeny jejich fyzikálními vlastnostmi jako například velikost částic, s tím spojena tvorba plovoucích vrstev apod. Při používání vláknitých rostlinných materiálů může předúprava substrátů do určité míry vykompenzovat nedostatky instalované technologie, nejčastěji v oblasti míchání.

Uvedené metody lze mezi sebou různě kombinovat za účelem dosažení co nejlepšího výsledku. Je si však třeba uvědomit, že předúprava substrátu je spojena se vkladem určitého množství energie. Velmi často zde existuje riziko, že množství energie vynaložené na předúpravu materiálu je vyšší, než energie následně získaná ve formě vyprodukovaného bioplynu. I když technická provozní stabilita zařízení může nepříznivou energetickou bilanci do jisté míry kompenzovat, je vždy nezbytné, každou předúpravu substrátu ekonomicky zvážit při zohlednění všech pozitivních i negativních dopadů.

3.4.3 Dávkování a doprava čerpatelných substrátů

K dávkování čerpatelných substrátů jsou používána čerpadla. Ta jsou nezastupitelná v překonávání výškových rozdílů a dopravu materiálu mezi jednotlivými nádržemi, ale také například pro pohon hydraulických míchacích systémů. Na bioplynových stanicích jsou tedy čerpadla jedním z nejdůležitějších zařízení. V současné době je při stavbách bioplynových stanic a jejich provozu používáno několik základních typů, které budou v následujícím textu blíže popsány.



Obr. 3-16: Schematický přehled čerpadel používaných na bioplynových stanicích (SCHULZ A EDEROVÁ, 2004)

3.4.4 Odstředivá čerpadla

Odstředivá čerpadla se často užívají při zpracování kejdy. Jsou konstrukčně jednoduchá, relativně robustní a přicházejí v úvahu především pro dopravu řídkých čerpatelných substrátů o obsahu sušiny menším než 8 %. Tato čerpadla jsou typická velmi silnou závislostí čerpacího výkonu na tlaku, respektive na dopravní výšce. Maximální dosažitelná výše tlaku je udávána v rozmezí 0,4 a 2 MPa. Čerpací výkon čerpadla se pohybuje mezi 2 až 6 m³ / min., při příkonu od 3 do 15 kW. Ponorný typ čerpadel je možno zavěsit přímo do kejdy, takže odpadají problémy s nasáváním. Jak

SCHULZ A EDEROVÁ (2004) dále uvádějí, že na trhu jsou v nabídce i břitová čerpadla, což je zvláštní forma rotačních čerpadel. Tyta mají na oběžném kole tvrzené břity a na skříni protilehlý břit. Těmito čerpadly lze lépe rozsekat vláknité materiály obsažené v kejdě (např. slámu, zbytky krmiva atd.).

Jak již bylo uvedeno, tento typ čerpadel je vhodný zejména pro materiály s nižšími obsahy sušiny. Z důvodu intenzifikace procesů a přechod na vyšší obsahy sušiny se od využívání odstředivých čerpadel postupně ustupuje.

3.4.5 Objemová čerpadla

Objemová čerpadla jsou používána především pro dopravu materiálů s vyššími obsahy sušiny. Tento typ čerpadel je samonasávací a podstatně stabilnější vůči změnám tlaku než odstředivá čerpadla. Výkon je tedy mnohem méně závislý na dopravní výšce. Čerpadla tohoto typu mohou čerpat i v opačném směru (SCHULZ A EDEROVÁ, 2004).

Z různých typů objemových čerpadel se v bioplynových stanicích užívají hlavně excentrická šneková čerpadla a čerpadla s rotujícími písty.

3.4.5.1 Excentrická šneková čerpadla

Tato čerpadla mají rotor šnekovitého tvaru z ušlechtilé oceli, který rotuje ve statoru z elastického materiálu, nejčastěji pryže. Čerpadla mohou sama nasávat až z hloubky 8,5 m a vytvářet tak tlak až 2,4 MPa. Tento typ čerpadel dosahuje menších dopravních výkonů než odstředivá čerpadla, jsou citlivější na chod na prázdno, na přítomnost cizích těles a vláknitých látek (SCHULZ A EDEROVÁ, 2004).

Na bioplynových stanicích jsou velmi rozšířena a získala si oblíbenost pro svůj spolehlivý chod. Při jejich pořizování je třeba počítat s vyšší cenou než v případě čerpadel s rotujícími písty. Vyznačují se rovněž vyššími náklady při případné potřebě opravy.

3.4.5.2 Čerpadla s rotujícími písty

Mají dva v protisměru rotující dvou až čtyřkřídlé otáčivé písty uložené v oválné kříně. Maximální výše dosahovaného tlaku leží v rozmezí 0,2 až 1 MPa. Výkon čerpadla kolísá mezi 0,5 a 4 m³ / min., při příkonu od 7,7 do 55 kW. Ve srovnání s excentrickými šnekovými čerpadly se stejným příkonem dovolují tato čerpadla i čerpání materiálů obsahující větší cizí tělesa a vláknité látky (SCHULZ A EDEROVÁ, 2004).

V provozech s vyššími provozními sušinami ve fermentorech se užívají ve stále rostoucí míře a začínají pomalu vytlačovat excentrická šneková čerpadla. Oblíbenost si získávají příznivější cenou, nižšími servisními náklady a možností relativně snadné opravy v případě poškození pístů. Tu může provést provozovatel relativně snadno sám, čímž se v případě poruchy výrazně zkracují prostoje.

3.4.5.3 Pístová čerpadla

Tento typ čerpadel je na klasických bioplynových stanicích užíván poměrně zřídka. Nejčastěji se s ním lze setkat na industriálních zařízeních nebo komunálních bioplynových stanicích, to znamená v zařízeních, zpracovávajících odpady z různých výrobních nebo husté pastózní materiály s vysokým obsahem sušiny nebo biologicky rozložitelnou složku komunálních odpadů. Původně byla tato čerpadla vyvinuta k čerpání betonu. Čerpadla s hydraulickým pohonem se skládají z 3 hlavních částí: pohonné jednotky, plnicí komory a dopravního pístu. Po podtlakovém naplnění komory je materiál pístem vtlačován do reaktoru. Po návratu pístu do výchozí polohy se cyklus opakuje.



Obr. 3-17: Pístové čerpadlo (www.putzmeister.de)

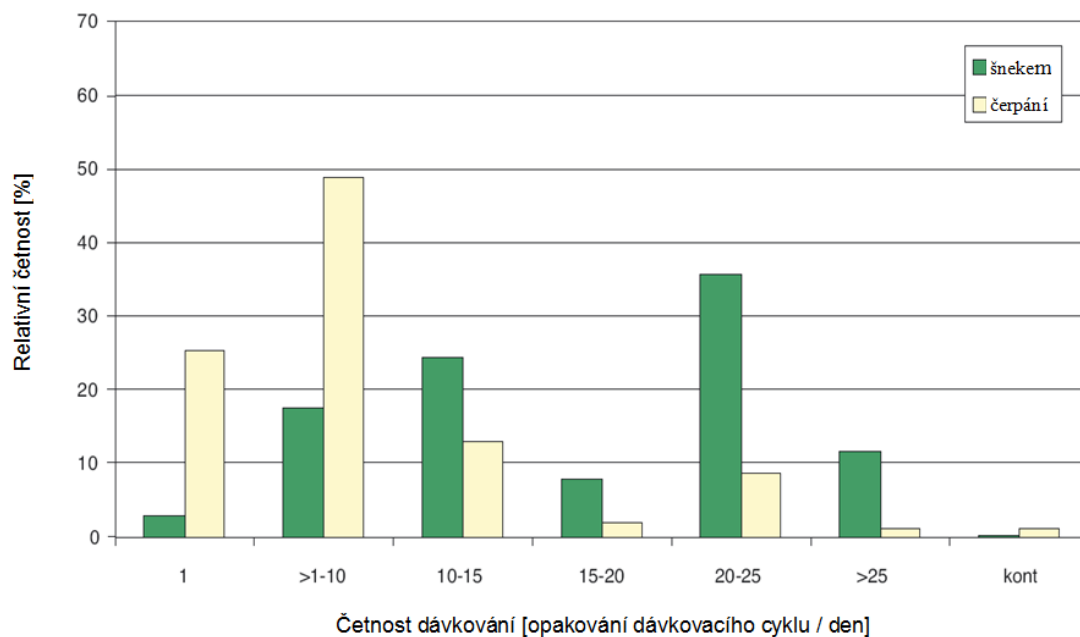
3.4.6 Dávkování a doprava nečerpatelných substrátů

V úplných začátcích využívání technologie produkce bioplynu a při stavbách prvních bioplynových stanic byly jako substráty používány téměř výhradně prasečí nebo hovězí kejda, tedy často substráty dobře čerpatelné. Z důvodu intenzifikace výroby bioplynu začaly být následně používány i tuhé nebo sypké rostlinné substráty. Hlavním představitelem je kukuřičná siláž a dále například celorostlinná siláž GPS (*z německého Ganzpflanzensilage*), travní siláže nebo senáže. Tyto substráty jsou typické poměrně vysokým obsahem sušiny (25-35%), svoji strukturností a vláknitou povahou. Při používání trávy v různých formách nejsou výjimkou stébla nebo částice s délkou přes 10 cm (KAMARÁD ET AL., 2011A).

V oblasti komunálních bioplynových stanic jsou jako substráty používány biologicky rozložitelné odpady nebo vedlejší produkty z různých odvětví potravinářského a zpracovatelského průmyslu nebo z odděleného sběru biologické složky komunálního odpadu. Pokud jsou tyto materiály dle požadavků legislativy hygienizovány, dochází k rozmělnění a poměrně dobré homogenizaci. Takto předupravené materiály jsou pak dobře čerpatelné. Z tohoto důvodu je tendence k tvorbě plovoucích vrstev ve fermentoru snížena. Nicméně při odděleném sběru biologicky rozložitelného komunálního odpadu (BRKO) je nutné v závislosti na použité technologii s popsanými problémy také počítat. V oblasti zpracování BRKO hraje předúprava substrátu rozhodující roli a má přímý vliv na další technický provoz celé bioplynové stanice. Blíže se vhodnými technologiemi pro zpracování odpadních substrátů disponibilních v katastrech obcí a využitelných v bioplynových stanicích zabývá například studie MAIRITSCHOVÉ ET AL. (2011).

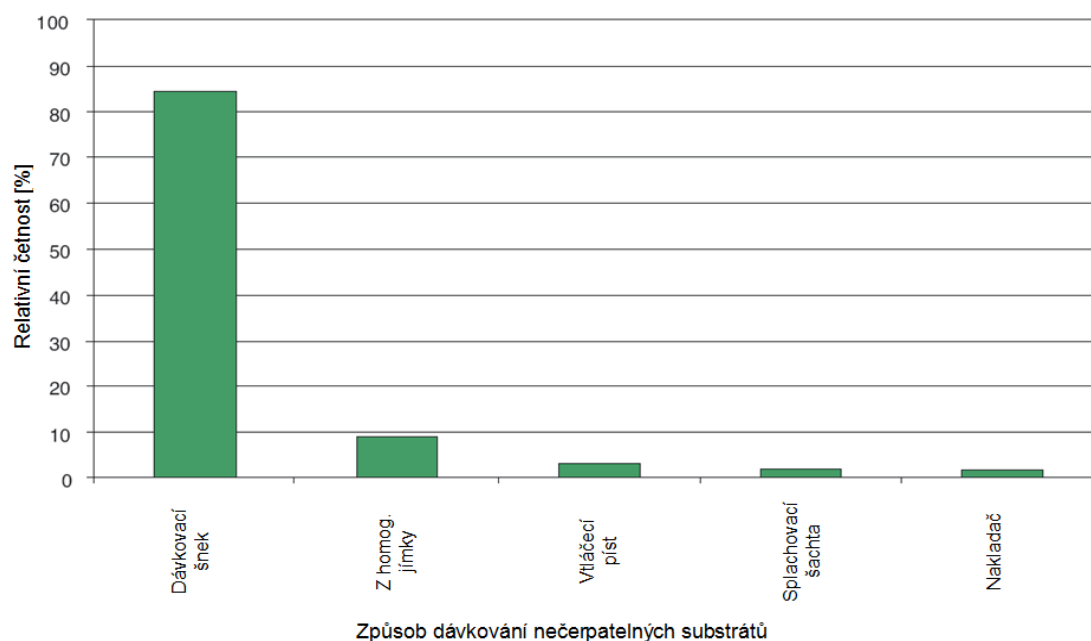
Čestnost dávkování substrátů hraje důležitou roli v rovnoměrném zásobení mikroorganismů substrátem. Dávkovací intervaly pro sypké substráty a kapané substráty se na základě údajů získaných WEILANDEM v rámci VTI (2010) mohou značně lišit (obr. 3-18). Bylo zjištěno, že u německých bioplynových stanic jsou pevné substráty dávkovány v průměru 20krát za den, zatímco kapalné substráty jsou do frementoru pumpovány přibližně jen 6krát denně. Velmi často se tak dle zjištění vTI (2010) děje i pouze 1-3krát denně.

Skladba substrátů se může v závislosti na legislativě a nastupujícímu posunu k provozování bioplynových stanic při vyšších sušinách měnit. To se také začalo odrážet na míchací technice instalované do fermentorů.



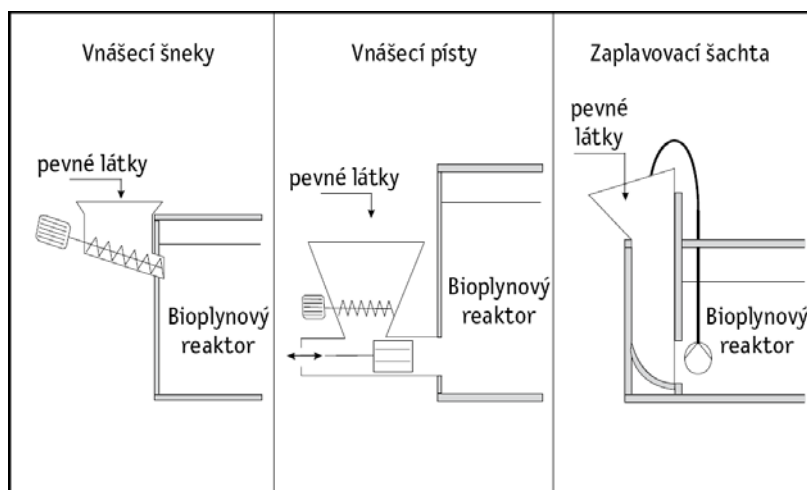
Obr. 3-18: Četnost dávkování substrátů (vTI, 2010)

Data získaná v rámci vTI (2010) potvrzují, že 84% německých bioplynových stanic používá k dávkování pevných nebo sypkých substrátů dávkovací šnekové systémy. Další 3% dopravují substrát do fermentoru vtláčením pístem, 9 % substráty přepraví dávkovacím zařízením nebo kolovým nakladačem do homogenizační jímky a po promíchání jej čerpají do fermentoru čerpadly (viz obr. 3-19). Posledně jmenovaný způsob je užíván na BPS kde velkou část substrátové skladby tvoří kejda.



Obr. 3-19: Způsob dávkování nečerpatelných substrátů (vTI, 2010)

Zaplavovací šachta už se v současné době prakticky přestala používat z důvodu problémů se zápachem. Lze ji nalézt už pouze u poměrně starých BPS a tvoří jen 2 % ze zkoumaných BPS. Dávkování nečerpatelných substrátů nakladačem je prakticky možné pouze u suché tzv. garážové nebo boxové fermentace.

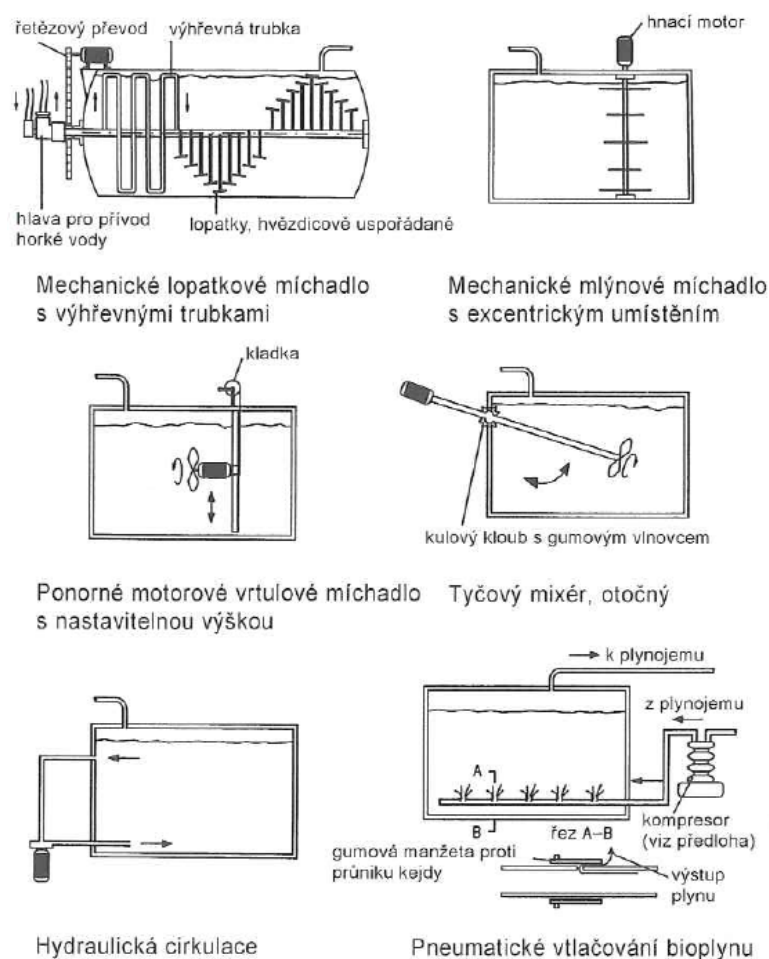


Obr. 3-20: Systémy dávkování nečerpatelných substrátů (CZ BIOM, 2009)

3.5 Míchací zařízení ve fermentorech bioplynových stanic

Míchání v anaerobních fermentorech je zajišťováno pomocí míchacích zařízení a míchacích systémů. Pro potřeby této disertační práce se míchacím zařízením rozumí míchadlo, tedy zařízení, jímž je dosaženo míchacího efektu v tekutině ve fermentoru bioplynové stanice. Kombinací několika míchadel vzniká systém míchacích zařízení (míchací systém), který má při vzájemné součinnosti míchadel, za úkol dosáhnout dostatečného míchacího a tedy homogenizačního efektu ve fermentoru bioplynové stanice.

Různí autoři popisují a shodují se na několika základních typech míchacích zařízení. Velmi často se však různí v jejich označování, rozdělování do skupin a hodnocení jejich předností nebo slabín. Obecně lze konstatovat, že míchání fermentoru je možno zajistit mechanicky – zařízeními zavedenými do fermentoru, hydraulicky – odděleně instalovanými cirkulačními čerpadly nebo pneumaticky - použitím tlaku vytvářeného produkovaným bioplynem případně intenzivněji pomocí dmychadla.



Obr. 3-21: Schematická znázornění často používaných míchacích systémů (SCHULZ A EDEROVÁ, 2004)

3.6 Mechanická míchadla

Mechanické míchání obsahu fermentoru je prováděno míchacími zařízeními - míchadly. SCHULZ A EDEROVÁ (2004) rozděluje mechanická míchadla na dvě základní skupiny: Jednak jsou to pomaloběžné míchačky, jednak rychlé kompaktní vrtule a mixéry. Jak ukazuje dále uvedený přehled, dělení však může být ještě o něco komplexnější.

Mechanická míchadla lze rozdělit na rychloběžná a středně rychlá a pomaloběžná. Míchadla jsou v závislosti na typu a velikosti fermentoru, vlastnostech dávkovaného substrátu a jeho tendenci k tvorbě plovoucích či sedimentačních vrstev provozována v nepřetržitém nebo intervalovém provozu. Z pravidla musí být míchací systém a jeho provoz volen v závislosti na potřebách konkrétní bioplynové stanice a musí mít výkonovou rezervu, tedy být do určité míry předimenzován.

Provozní intervaly jsou na každé BPS specifické v závislosti na vlastnostech a kvalitě substrátů, velikosti částic, obsahu sušiny fermentační suspenze, provozní teplotě fermentoru atd. Spuštění a vypínání míchadel je v současnosti ovládáno téměř výhradně provozním řídicím systémem automaticky nebo prostřednictvím obsluhy.

V následujících kapitolách budou představena nejčastěji používaná míchadla s ohledem na jejich označení, funkci, výhody, nevýhody a možnosti využití.

3.6.1 Ponorná vrtulová míchadla

Ponorná vrtulová míchadla jsou rychloběžná míchadla (300 – 500 ot./min.), která bývají provozována výhradně v intervalovém režimu. HOPFER-SIXTOVÁ (2005) udává, že potřebný příkon míchadla je pro spíše tekutější substráty 10 kW na 1.000 m³ objemu fermentoru. Dále však dodává, že potřebný příkon může být velmi závislý na konzistenci substrátu a geometrii fermentoru.

Zatímco BRAUN (1982) uvádí, že používání vrtulových a listových míchadel je omezeno na menší reakční objemy (ca. do 100 m³), SCHULZ A EDEROVÁ (2001) o několik let později konstatuje, že ponorná motorová vrtulová míchadla se v posledních letech výrazně prosadila pro použití ve vertikálních fermentorech, tj. ve fermentorech, jejichž průměr je větší než jejich výška a objem činí 1000 m³ a více. Toto nepochybně souvisí s neustálým technickým zdokonalováním a kombinováním těchto míchadel a jejich cílenému přizpůsobování se používání ve fermentorech bioplynových stanic.

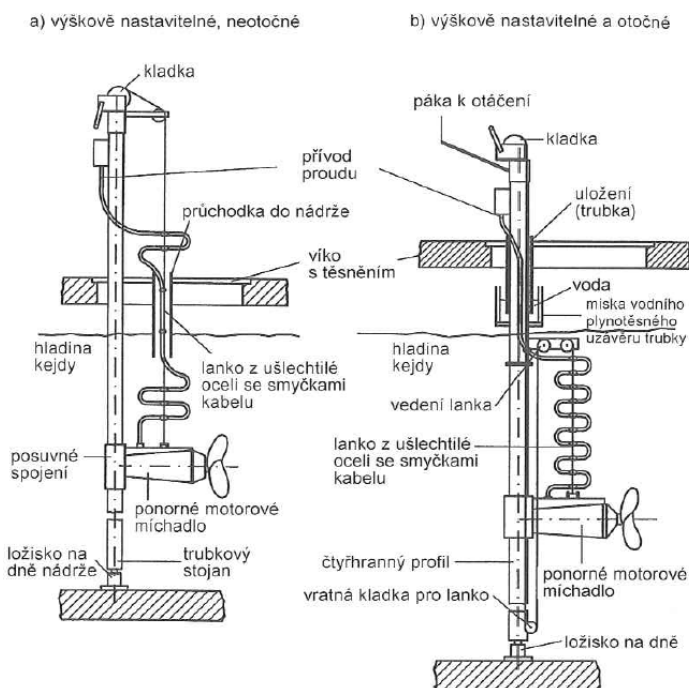
V dnešní době jsou tato míchadla v praxi zdaleka nejrozšířenější a lze je nalézt alespoň v jedné z nádrží jakékoli zemědělské bioplynové stanice.

Ponorná vrtulová míchadla jsou do fermentoru nejčastěji spuštěna servisní šachtou ve stropě. Při absenci takové šachty je často nutné kvůli přístupu či montáži odstrojit fólii plynojemu, překrývající fermentor. Míchadlo, tedy vrtule s motorem, je pak ponořeno přímo do fermentovaného materiálu. Tato rychloběžná míchadla mívají geometricky optimalizované dvou nebo tříkřídle vrtule (viz obr 3-22). Skrz vodící a fixační trubkový systém, sestávající se mimo jiné z kladkového mechanismu a lanového navijáku, lze míchadlo nastavovat do různých směrů (obr. 3-23). Vysokou flexibilitou nastavení míchadla lze cíleně směřovat proudění vytvářené míchadlem do různých směrů za účelem eliminace tvorby sedimentačních a plovoucích vrstev.



Obr. 3-22: Ponorné vrtulové míchadlo (<http://www.topagrar.at>)

Míchací efekt je vytvářen vrtulí, bezpřevodový motor je uložen ve vodotěsně a antikorozně chráněné skříni, která je chlazena míchaným médiem. Nejčastější výkonnostní parametry motoru leží v oblasti 10 - 17 kW. Vrtule vytváří v závislosti na její prostorové orientaci proudění v horizontální rovině nebo šikmo směrem ke dnu fermentoru či hladině. Nejvhodnější úhel a směr nastavení míchadla závisí zpravidla na provozních zkušenostech a požadovaném směru míchání. Při instalaci je velmi důležité plynotěsné provedení vodícího trubkového systému a kompletní vodotěsnost skříně motoru. Pomocí rychloběžných ponorných vrtulových míchadel (PVM) lze díky jejich schopnosti vytvářet intenzivní cílené proudění v různých směrech, dosáhnout velmi dobrého promíchání fermentoru spolu s účinnou eliminací plovoucích a sedimentačních vrstev. Toto platí především při provozu při nižších sušinách (např. do 8 %). Zásadní roli hrají fyzikální vlastnosti používaných substrátů.



Obr. 3-23: Schematické znázornění vrtulových ponorných míchadel (SCHULZ A EDEROVÁ, 2004)

Rychloběžná ponorná míchadla jsou používána především v celkově míchaných vertikálních fermentorech a jsou vhodná pro téměř všechny substráty v oblasti mokré fermentace (BALSEN, 2002). Velmi často jsou též používány v koncových skladech digestátu.

Je zapotřebí zohlednit, že PVM lze kvůli nebezpečí přehřátí používat dlouhodoběji pouze při provozních teplotách fermentoru do 40°C tzn. v mezofilní oblasti. To potvrzuje i GERS-GRAPPERHAUS (2002), podle kterého jsou PVM nevhodná pro provoz při vyšších teplotách a dlouhých provozních intervalech.

V praxi bývají fermentory o velikosti ca. 800 m³ při použití substrátu s vysokým podílem písku a vápenatých složek jako např. drůbeží hnůj vybavovaný minimálně dvěma PVM (GERS-GRAPPERHAUS, 2002). Tuto výpověď lze však bez další specifikace geometrie a vlastnosti fermentační suspenze považovat za nedostatečnou. Zda je tento počet dostatečný závisí na konkrétním PVM a především na vlastnostech míchaného materiálu. U těchto substrátů lze očekávat mezofilní provozní teplotu z důvodu prevence komplikací způsobených inhibicí dusíkem v termofilním teplotním pásmu. Pokud jsou PVM používány ve fermentorech s vyšší sušinou a dlouhými provozními intervaly lze očekávat rychlejší opotřebení jejich pohyblivých součástí a listů míchadla. Při poruchách je možné celé míchadlo vyjmout z fermentoru.

V návaznosti na zmiňované problémy BALSEN (2002) popisuje například vývoj směřující k vývoji hydraulického pohonu vrtulových míchadel umístěného vně fermentoru.

V Rakousku nebo Německu již proběhlo několik realizací instalace vrtulových ponorných míchadel s hydraulickým pohonem s dobrými i méně uspokojivými výsledky. Vrtulová míchadla s hydraulickým pohonem mají výrazně větší průměr vrtule ($> 1\text{ m}$) a mohou se nejčastěji řadit, v závislosti na otáčkách, mezi středně rychlá až pomaluběžná míchadla.

V případě poruch klasických ponorných vrtulových míchadel nebo vyvléknutí vodícího lanka, může být problematické míchadlo z fermentoru nebo jímky vyndat nebo uvést opět do provozuschopného stavu. Na tyto ale i jiné typy oprav či údržbových prací ve fermentorech se začínají specializovat i někteří potápěči (viz obr. 3-24). Jejich náplní práce je vstupování do fermentorů nebo jímek s potápěčským vybavením a většinou pouze pomocí hmatu např. uvádět vyvléknutého lanka míchadla do původního stavu. Dalšími úkony je např. čištění ucpaných výpustných a napouštěcích otvorů anaerobních fermentorů nebo nádrží na čistírnách odpadních vod ANONYMUS (2010).



Obr. 3-24: Potápěč před vstupem do fermentoru (<http://archiv.kleine.at>)

Výše zmiňované problémy však nastávají spíše výjimečně a za normálních okolností je vyjmutí míchadla z fermentoru a jeho oprava nebo výměna při dobré organizaci výrazně jednodušší než u jiných typů míchadel.

Tab. 3-3: Výhody a nevýhody vrtulových ponorných míchadel

Výhody	Nevýhody
<ul style="list-style-type: none"> + dobré promíchání fermentoru při nižších sušinách a dobré homogenitě fermentační suspenze + z důvodu dobré pohyblivosti lze proudění směřovat téměř do všech směrů ve fermentoru + dobrá možnost narušování plovoucích a sedimentačních vrstev + snadné vyjmutí míchadla z fermentoru a jeho výměna nebo oprava 	<ul style="list-style-type: none"> - vysoká spotřeba energie při dlouhodobějším provozu - potřeba elektromotorů s vyššími výkony - poměrně hodně pohyblivých částí ve fermentoru (např. možnost vyvléknutí vodícího lanka) - z důvodu intervalového provozu může v závislosti na vlastnostech fermentační suspenze docházet k tvorbě sedimentačních a plovoucích vrstev - při údržbě je nezbytné otevřít fermentor - často nutnost kombinace s jinými typy míchadel

3.6.2 Neponorná vrtulová míchadla

Mají podobnou funkci jako ponorná vrtulová míchadla, někdy jsou rovněž označována jako mixéry. Tyto bezpřevodové, často otočné, tyčové mixéry mohou být protaženy buď stěnou, nebo stropem nádrže. Motor umístěný mimo nádrž pohání vrtuli na dlouhé hřídeli. Jedná se o určitý typ axiálního míchadla, avšak jde o míchadlo spíše rychloběžné a jeho osa je často orientována v šikmém směru. Proto je o těchto míchadlech pojednáno zvlášť a nejsou uvedena pod kapitolou 3.6.3. nebo 3.6.4.

Na rozdíl od ponorných motorových vrtulových míchadel mohou tato míchadla pracovat i při teplotě suspenze vyšší než 40°C. Mohou být nasazena i ve fermentorech s foliovým krytem, nebo nádržích koncového skladu digestátu. U hustých materiálů obsahující vláknité substráty je dle SCHULZE A EDEROVÉ (2001) nutno dbát na to, aby se míchadlo mohlo natáčet nejen v rovině svislé ale i vodorovné.

Míchání zajišťuje jedna nebo několik vrtulí, které mohou být upraveny pro potřeby dalšího nasekání substrátu. K tomu účelu lze vrtuli opatřit buď navařenými zoubky nebo je hřídel vedle vrtule osazena speciálními srpovými noži. Takové nože se lze používat nejen ve fermentoru, ale i k rozmělnění a zkapalňování tuhého hnoje v přípravné nádrži. V jakých intervalech a jak dlouho má míchání optimálně probíhat, to je třeba přizpůsobit na každé bioplynové stanici konkrétním provozním podmínkám. V době po uvedení do provozu je vhodné promíchávat častěji a déle. Po té lze provozní intervaly

postupně redukovat s ohledem na tvorbu plovoucích nebo sedimentačních vrstev. SCHULZ A EDEROVÁ (2001) dále uvádí, že spotřeba elektrické energie těchto míchadel kolísá v širokém rozsahu mezi 10 až 100 kWh / m³.den⁻¹ v závislosti na tvaru nádrže, povaze substrátu a typu míchadla.

Hřídel míchadla může být otáčivá či polohovatelná a je osazena jedním nebo několika křídly či vrtulemi (viz obr. 3-25). Uvedený model má motor o výkonu 18,5 kW, délku osy 6 m, průměr vrtule 1,1 m a může být provozován za maximálních otáček 130 ot. / min.



Obr. 3-25: Mixer pro fermentory bioplynových stanic (www.suma.de)

Obecně se otáčky používaných mixerů pohybují nejčastěji v rozmezí 80 - 200 ot / min., průměr vrtule bývá více než 1 m a výkon instalovaných motorů v oblasti 18,5 až 28 kW.

Tab. 3-4: Výhody a nevýhody mixérových míchadel

Výhody	Nevýhody
<ul style="list-style-type: none"> + možnost dodatečné dezintegrace vláknitých substrátů díky vyšším otáčkám + provoz není omezen teplotou, motor je mimo míchaný materiál + možnost účinného využití k narušování plovoucí krusty + flexibilní polohování 	<ul style="list-style-type: none"> - vyšší spotřeba energie, hlavně při dlouhodobějším provozu - vhodnější spíše intervalový provoz, následkem toho možnost tvorby sedimentačních a plovoucích vrstev - možnost problémů kvůli dlouhé ose a vysokým otáčkám (náraz, nevyváženost, házení) - často nutná kombinace s jinými typy míchadel

3.6.3 Dlouhoosá míchadla se šikmou osou

Jedná se o středně rychlá až pomaloběžná míchadla (10 – 50 ot. / min), která mohou být provozována v kontinuálním nebo intervalovém provozu.

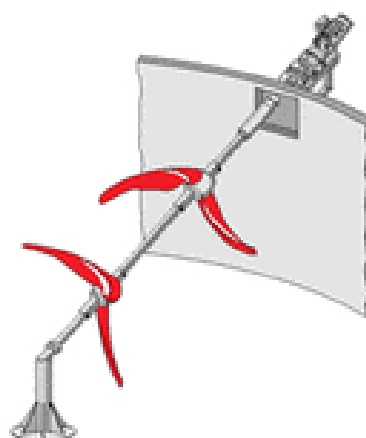
Potřebný výkon se u těchto míchadel pohybuje, u spíše tekutých substrátů, kolem 10 kW na 1000 m³ a je velmi závislý na konzistenci dávkovaných substrátů a geometrii fermentoru. Při kontinuálním provozu lze počítat s nižší spotřebou energie v porovnání s ponornými vrtulovými míchadly (HOPFNER-SIXTOVÁ, 2005).

Údaje uváděné HOPFNER-SIXTOVOU (2005) se však v praxi mohou ukázat jako nedostatečné. Není výjimkou, že na fermentor s objemem 1500 m³ při obsahu sušiny kolem 8 % jsou instalována 2 dlouhoosá míchadla a navíc např. jedno ponorné vrtulové míchadlo. Provozovatelé bioplynových stanic často uvádějí, že při obsazích sušiny ve fermentoru přes 8 % může začít být míchání fermentoru těmito míchadly problematické.

U dlouhoosých míchadel se motor nachází na konci hřídele míchadla, která je vestavěna šikmo do fermentoru. Motor je tak umístěn mimo fermentor, přičemž hřídel míchadla může být do fermentoru zavedena stropem nebo, při použití integrovaných plynojemů, otvorem v horní polovině stěny fermentoru. Provedení musí být samozřejmě opět plynotěsné. Druhý konec hřídele je fixován k podlaze fermentoru, nejčastěji prostřednictvím podpěrné nohy (viz obr. 3-26). Hřídel je poháněna vně fermentoru umístěným elektromotorem s převodovkou. Disponibilní výkonnostní škála elektromotorů se pohybuje nejčastěji v rozmezí 10 – 30 kW. Křídla míchadla mívají nejčastěji rozpětí kolem 1 m nebo větší. Provozní doba míchadel je specificky závislá na vlastnostech míchaného materiálu. Provozní intervaly lze opět automatizovat.



a.



b.

Obr. 3-26 : Různé typy dlouhoosých míchadel vpravo obr. a. (<http://www.becker-seesen.de>) a vlevo (<http://www.renewable-energy-concepts.com>) obr. b.

Pomocí dlouhoosých míchadel lze zajistit dobré míchání fermentoru při kontinuálním nebo intervalovém provozu a účinně narušovat tvorbu plovoucích případně sedimentačních vrstev. Umístění motoru mimo fermentor usnadňuje jeho servis a údržbu, což lze v porovnání s ponornými vrtulovými míchadly považovat za výhodu.

Tab. 3-5: Výhody a nevýhody dlouhoosých míchadel

Výhody	Nevýhody
<ul style="list-style-type: none"> + dobré promíchání fermentoru při kontinuálním provozu + minimum pohyblivých částí ve fermentoru + pohon je uživatelsky dobře přístupný mimo fermentor + při kontinuálním provozu účinné zamezení tvorbě sedimentačních a plovoucích vrstev + nižší energetická spotřeba než u PVM 	<ul style="list-style-type: none"> - Možnost neúplného promíchávání z důvodu stacionární pozice - potřeba motorů s vyšším výkonem - při intervalovém provozu možnost výskytu plovoucích a sedimentačních vrstev - motory umístěné mimo fermentor mohou způsobovat vyšší hlukové zatížení okolí, především při kontinuálním provozu - možnost únavových prasklin hřídele, kvůli opravě často nutné fermentor vypustit

Dlouhoosá míchadla jsou používána ve vertikálních fermentorech a jsou vhodná pro mokrou fermentaci (BALSEN, 2002). Lze je používat i při teplotách přes 40°C tzn. případně i při termofilních procesech.

GERS-GRAPPERHAUS (2002) popisuje, že při použití substrátu s vysokým podílem písku a vápenatých složek jako např. drůbeží hnůj bývají fermentory o objemu ca. 800 m³ vybavovány dvěma dlouhoosými míchadly.

Pokud jsou dlouhoosá míchadla používána ve fermentorech s vyšší sušinou a dlouhými provozními intervaly lze očekávat rychlejší opotřebení jejich pohyblivých součástí. Při poruchách je nutné míchadlo vyjmout z fermentoru. Údržba motoru je z důvodu montáže vně fermentoru jednodušší a proveditelná bez zásadního přerušení provozu bioplynové stanice (BALSEN, 2002).

Podle GERS-GRAPPERHAUSENA (2002) nabývají dlouhoosá míchadla v praxi na významu a díky nižšímu počtu otáček, nižší energetické spotřebě a dobré možnosti chlazení motoru je lze provozovat bez problémů i kontinuálně. To umožňuje navyšovat podíl rostlinných substrátů.

3.6.4 Axiální míchadla

Axiálními míchadly se rozumí pomaluběžná míchadla (10 - 50 ot. / min.), která jsou téměř výhradně provozována kontinuálně. U tohoto typu míchadel se motor nachází na konci hřídele, která může být montovaná do fermentoru centrálně nebo excentricky (někdy označována i jako tzv. mlýnová míchadla) v závislosti na použitém míchacím systému, geometrii míchadel a fermentoru.

Tato míchadla nejsou ve srovnání s vrtulovými míchadly dle SCHULZE A EDEROVÉ (2001) příliš účinným nástrojem proti vzniku a odstranění usazenin a plovoucího příkrovu, a proto jsou minimálně využívána.

S uvedeným tvrzením lze do jisté míry nesouhlasit, neboť proudění, které míchadlo iniciuje je silně závislé na jeho rozměrech a geometrii. Někteří výrobci jsou schopni vyrobit axiální míchadla s velmi dobrými parametry (obr. 3-27) a v kombinaci s jinými míchadly např. vrtulovými ponornými jsou schopny vytvořit velmi dobrý míchací systém (KAMARÁD ET AL., 2010A)



Obr. 3-27: Pomaluběžné axiální míchadlo (Foto: Karl Pfiel)

Průchod hřídele axiálního míchadla stropem musí být proveden plynotěsně. Na v podlaze fermentoru ukotvené nebo zavěšené hřídeli je umístěno několik velkých křídel či vrtulí nebo dokonce pádlovitých orgánů. Osa míchadla je orientována ve vertikálním směru. Na obr. 3-21 je axiální míchadlo, konkrétně tzv. mlýnové míchadlo, schematicky znázorněno spolu s dalšími typy míchadel.

Axiální míchadla mají za úkol ve fermentoru vytvářet stálé proudění, které je orientováno směrem dolů podél osy míchadla a posléze nahoru kolem stěn fermentoru. Navíc lze při excentrickém umístění a vhodné geometrii míchadla docílit pohyb i v horizontálním směru. Hřídel míchadla je poháněna motorem s převodovkou umístěným vně fermentoru. Výkon motorů, kterými bývají axiální míchadla osazena, může dosahovat až 25 kW. Křídla axiálních míchadel mohou mít v závislosti na velikosti fermentoru průměr až několik metrů. Provozní doba míchadla je specificky závislá na vlastnostech míchaného materiálu. Provozní intervaly lze opět automatizovat. Nepřetržitý provoz s variací otáček se může jevit jako výhodnější.

S axiálním míchadlem lze dosáhnout dobrého promíchání fermentoru, zejména ve vertikálním směru. Dobrou vlastností je nasávání materiálu od povrchu směrem ke dnu fermentoru, což je pozitivní charakteristika z důvodu narušování plovoucích vrstev jak uvádí POHN v (KAMARÁD ET AL., 2010).

Ve fermentoru se nachází minimum pohyblivý součástí, ale díky stacionární instalaci se mohou vyskytovat oblasti nedostatečného promíchání. V tab. 3-6 jsou uvedeny výhody a nevýhody axiálních míchadel.

Tab. 3-6: Výhody a nevýhody axiálních míchadel

Výhody	Nevýhody
<ul style="list-style-type: none"> + dobré promíchání především ve vertikálním směru + motor s převodovkou vně fermentoru + díky kontinuálnímu provozu dobrá prevence tvorby plovoucích a sedimentačních vrstev + nepříliš silné plovoucí krusty mohou být díky axiálnímu proudění účinně stahovány pod hladinu 	<ul style="list-style-type: none"> - možnost neúplného promíchání z důvodu stacionární instalace - možnost tvorby plovoucích a sedimentačních vrstev, především na okrajích fermentoru - často nutnost kombinace s jinými typy míchadel např. PVM

Při udržování dobré homogenity substrátu, není zapotřebí zvyšovat výkon míchadla za účelem odstraňování usazenin, jak tomu bývá u míchadel s přerušovaným provozem. Míchací zařízení má být kvůli optimální spotřebě energie přizpůsobeno rozměrům nádrže a vlastnostem substrátu. SCHULZ A EDEROVÁ (2001) dále upozorňuje, že pro substráty s výrazným sklonem k rychlému rozkladu jsou centrální, seshora vedená axiální míchadla se stálým chodem vhodnější než ponorná rychloběžná vrtulová míchadla. Energetická spotřeba axiálních míchadel pak může být v některých ohledech zřetelně nižší. Axiální míchadla jsou používána v plně míchaných vertikálních

fermentorech a jsou vhodná pro substráty užívané pro mokrou fermentaci. Axiální míchadla mohou být používána i při teplotách nad 40° C stupňů tzn. i pro mezofilní i termofilní procesy.

Pokud jsou axiální míchadla používána ve fermentorech s vyšší sušinou a dlouhými provozními intervaly lze dle BALSSENA (2002) očekávat rychlejší opotřebení jejich pohyblivých součástí. Při poruchách je nutné míchadlo vyjmout z fermentoru. Údržba motoru je z důvodu montáže vně fermentoru jednodušší a proveditelná bez delšího přerušení provozu.

3.6.5 Pádlová míchadla v horizontálních fermentorech

Pádlová míchadla a dlouhoosá míchadla s navijákovým pohonem jsou pomaluběžná míchadla a bývají v horizontálních fermentorech často provozována kontinuálně. V horizontálních fermentorech se zamyšleným pístovým tokem jsou pádla montována na horizontálně uloženou hřídel míchadla a svým rozpětím zabírají téměř celý průměr fermentoru. Hřídel je ukotvena v obou koncích fermentoru. Kvůli poměrně dlouhé hřídeli musí být tato často v několika bodech opatřena dodatečnými podpěrami. K uložení se používají kluzná ložiska z tvrdého dřeva nebo plastu SCHULZ A EDEROVÁ (2001).

HOPFER-SIXTOVÁ (2005) uvádí, že míchání u těchto míchacích systémů probíhá především ve vertikální rovině a jen velmi málo v rovině horizontální. Horizontální pístový tok je udržován dávkováním čerstvého materiálu na vstupu do fermentoru a odběru vyfermentovaného materiálu na výstupu. Tímto má být díky geometrii fermentoru a míchadla zajišťován kontinuální pístový posun materiálu, přičemž má docházet k minimálnímu promíchávání čerstvého substrátu se starším, dříve dávkovaným. V celém fermentoru by tak mělo existovat několik zón s různě vyfermentovaným substrátem.

Princip pístového proudění má dle SCHULZE A EDEROVÉ (2001) pozitivní efekt ve vztahu k hygienizaci.

BRAUN (1982) považuje horizontální fermentory vzhledem k menším objemům za stavebně a technicky výhodnější než vertikální fermentory a konstatuje, že díky pomaluběžným míchadlům lze v horizontálním fermentoru dosáhnout dostatečné homogenity materiálů a zabránit oddělování jednotlivých materiálových fází.

V praxi je pístový tok obtížně prokazatelný (možností jsou testy se stopovačem – viz kapitola 3.3). Hlavním problémem je, že k vytvoření pístového toku je zapotřebí vyšších

sušin ve fermentoru (obecně výrazně nad 10 %) a specifické konzistence fermentovanému materiálu. Například 10% TS při použití kukuřice a kejdy jako substrátu není totéž jako při použití travní siláže a recirkulátu. Toto je často velmi podceňováno a za fermentory s pístovým tokem jsou často vydávány fermentory kde tento efekt z fyzikálních důvodů (nízká sušina, substrátová skladba, směry proudění atd.) nemůže reálně nastat. Při prodeji fermentoru s tímto argumentem lze záležitost do jisté míry považovat za klamání zákazníka. V takových fermentorech a fermentačních suspenzích s vysokým obsahem sušiny bude existovat přechodné pásmo, od kterého materiál začíná mít vlastnosti s dobrým předpokladem k pístovému toku. Kde však tato hranice pro různé substrátové skladby a sušiny ve fermentoru leží, zatím nikdo pro fermentační suspenze z bioplynových stanic nebyl schopen určit. Na základě praktických pozorování mají fermentační suspenze dobré předpoklady pro začínající schopnosti pístového toku v oblasti obsahu sušiny kolem 15 %.

U pádlových míchadel a dlouhoosých míchadel s navijákovým pohonem v horizontálních fermentorech je motor s převodovkou umístěn vně fermentoru. Otáčky těchto míchadel se v závislosti na různých autorech a praktických zkušenostech mohou velmi lišit. LINKE ET AL. (2003) udává 1-2 ot / min., SCHULZ A EDEROVÁ (2001) udávají 2 - 4 ot. / min. a potřebný výkon motoru v rozmezí 1,1 – 1,5 kW pro fermentor s pístovým tokem o objemu 100 m³. Dále dodává, že k redukci otáček mohou být použity řetězové nebo planetové převodovky.

Lze celkem reálně předpokládat, a praktické zkušenosti to potvrzují, že ve skutečnosti mohou být jmenovité výkony motorů i nižší a otáčky míchadel vyšší. U většiny míchadel bývají k variaci otáček používány frekvenční měniče.

Na hřídeli míchadla jsou spirálovitě osazena jednotlivá ramena míchadla (viz obr. 3-28). Ramena mohou být také mezi sebou propojena navařenými nebo prošroubovanými spojovacími tyčemi. V závislosti na výrobci mohou být ramena po celé délce osy stejně dlouhá, nebo se jejich délka může lišit. Nutností je opět plynotěsné provedení průchodu osy míchadla (hřídele) stěnou fermentoru. Provozní doba míchadla je specificky závislá na vlastnostech míchaného materiálu. Provozní intervaly lze opět automatizovat.

S uvedenými míchadly je v horizontálních fermentorech dle různých autorů zaručena dobrá míchatelnost při zachování pístového toku. Avšak jak již bylo dříve uvedeno, pro předpoklad pístového toku musí fermentační suspenze dosáhnout specifické konzistence.

S míchacími intervaly přizpůsobenými povaze míchaného materiálu lze účinně eliminovat sedimentační a plovoucí vrstvy. Údržbové práce na ramenech a hřídeli míchadla mohou být komplikované, neboť je v této souvislosti fermentor nutné vypustit.

Tato míchadla v horizontálních fermentorech jsou vhodná pro oblast středně suché fermentace, tzn. obsah sušiny > 10 %.



Obr. 3-28: Pádlové míchadlo (<http://enserv.oocgw.at>)

LINKE ET AL. (2003) poukazují na vhodnost pádlových míchadel v horizontálních fermentorech ke zpracování vláknitých materiálů s vysokými obsahy sušiny. Dle SCHULZE A EDEROVÉ (2001) mohou pádlová míchadla efektivně zpracovávat i vláknité substráty s delšími částicemi při obsahu sušiny ve fermentoru do 20 %. V závislosti na složení, tendencích k sedimentaci a tvorbě plovoucích vrstev lze dle jeho závěrů tato míchadla provozovat v intervalech 6krát až 12krát denně po dobu 5 – 10 min. Bližší specifikaci vlastností fermentační suspenze však neudává. V praxi není výjimkou, že jsou míchadla provozovaná kontinuálně.

Tab. 3-7: Výhody a nevýhody míchadel v horizontálních fermentorech

Výhody	Nevýhody
<ul style="list-style-type: none"> + při vyšších sušinách tendence k pístovému toku + motor a převodovka mimo fermentor + eliminace sedimentačních a plovoucích vrstev + dobré promíchání obsahu fermentoru při vyšších a vysokých sušinách + nemusí být kombinovány s jinými typy míchadel + záběr přes téměř celý průměr fermentoru 	<ul style="list-style-type: none"> - při údržbě a opravách ramen míchadla je nutné úplně vyprázdnit fermentor - Při nízkých obsazích sušiny absence efektu pístového toku - Při nízkých obsazích sušiny ztrácí míchadla svůj původní smysl - nižší účinnost míchání - kvalita provedení a účinnost se může v závislosti na výrobci výrazně lišit

Na hřídeli míchadla nebo k ramenům či pádlům může být dodatečně instalován topný systém, který pomocí cirkulující teplé vody zajišťuje ohřev fermentační suspenze. Od tohoto konceptu se však v dnešní době spíše z důvodu obtížné dostupnosti ustupuje. Pro svůj bezpečný, výkonný a úsporný provoz mají tato míchadla pro použití v horizontálních fermentorech prakticky výhradní postavení. Horizontální fermentory jsou často provozovány v termofilním teplotním pásmu. V tab. 3-7 jsou shrnuty výhody a nevýhody pádlových míchadel:

3.6.6 Pádlová míchadla ve vertikálních fermentorech

Pádlová míchadla ve vertikálních fermentorech jsou pomaluběžná míchadla s intervalovým nebo kontinuálním provozem. Ve vertikálních fermentorech jsou pádla montována na horizontálně uloženou hřídel míchadla. Ve fermentoru může být kombinováno několik takových míchadel. Do primárního fermentoru bývají často, avšak v závislosti na konkrétních podmínkách, montována dvě a do sekundárního jedno míchadlo. U pádlových míchadel ve vertikálních fermentorech je motor s převodovkou umístěn rovněž vně fermentoru. Otáčky míchadla lze při instalaci frekvenčního měniče měnit v závislosti na povaze zpracovávaných substrátů momentální potřebě.

Na hřídeli míchadla jsou osazena jednotlivá pádla či ramena míchadla. Hřídel míchadla je ukotvena ve stěně fermentoru a na podpěrném sloupu umístěném zpravidla ve středu fermentoru (viz obr. 3-29). Nutností je opět plynotěsné provedení průchodu osy míchadla (hřídele) stěnou fermentoru. Provozní doba míchadla je specificky závislá na vlastnostech míchaného materiálu. Provozů intervaly lze opět automatizovat.

Tab. 3-8: Výhody a nevýhody pádlových míchadel ve vertikálních fermentorech

Výhody	Nevýhody
<ul style="list-style-type: none"> + dobré promíchání obsahu fermentoru + dobrý přenos síly do media + motor a převodovka mimo fermentor + účinná eliminace sedimentačních a plovoucích vrstev + dobrá kvalita míchání při vyšších i vysokých sušinách ve fermentoru + nemusí být kombinovaná s jinými typy míchadel + záběr přes polovinu průměru fermentoru 	<ul style="list-style-type: none"> - při údržbě a opravách ramen a osy míchadla je nutné úplně vyprázdnit fermentor - možná vyšší náchylnost k poruchám a opotřebením materiálu při vyšších sušinách a intervalovém provozu - horší účinnost míchání fermentačních suspenzí s nízkým obsahem sušiny - kvalita provedení a účinnost se může v závislosti na výrobci výrazně lišit

Při použití pádlových míchadel ve vertikálních fermentorech je předpoklad velmi dobré míchatelnosti a zároveň účinné zabránění tvorbě sedimentačních a plovoucích vrstev především u fermentačních suspenzí s vyšším obsahem sušiny.

Údržbové práce na ramenech a hřídeli míchadla mohou být komplikované, neboť je za tímto účelem fermentor nutné vypustit. V tab. 3-8 jsou shrnuty výhody a nevýhody.

Technologie pádlových míchadel ve vertikálních fermentorech byla částečně převzata z horizontálních fermentorů a adaptována pro vertikální fermentory.

V návaznosti na praktické zkušenosti jsou některé typy těchto míchadel schopny více než sedmiletého kontinuálního provozu s potřebou servisních prací pouze na pohonné a převodové jednotce. Tyto servisní práce je možno provádět bez nutnosti vypuštění fermentoru.

Velmi dobře se osvědčila u vláknitých rostlinných materiálů (např. travní siláže) a fermentačních suspenzí s vyšší sušinou. V současné době se začíná tento typ míchadel, pro zmiňované substráty čím dál více prosazovat.



Obr. 3-29: Pádlové míchadlo (www.agrikomp.de)

3.6.7 Velkokřídlá pomaluběžná ponorná míchadla

Tato míchadla bývají někdy označována slangově i jako tzv. „banánová míchadla“. Vzhledem k tomu, že je motor umístěn pod vodou, platí zde stejná omezení jako u rychloběžných ponorných vrtulových míchadel. V některých případech může být používán pohon hydraulický s pohonnou jednotkou mimo fermentor. Míchadla uvádějí fermentační suspenzi především do horizontálního pohybu s menším vertikálním míchacím účinkem. Míchadlo je schopno provozu v závislosti na typu a výrobci při 60 -

200 ot. / min. a výkonnostní škála se pohybuje v rozmezí 6 - 20kW. V některých případech mohou být otáčky i nižší než 60 ot. / min. Průměr vrtule se pohybuje od 1 do 2,5 m. V závislosti na výrobci je použití omezeno na maximální teplotu míchaného media 40 nebo 60°C.

V tab. 3-9 jsou shrnuty hlavní výhody a nevýhody velkokřídých pomaluběžných ponorných míchadel.



a.



b.

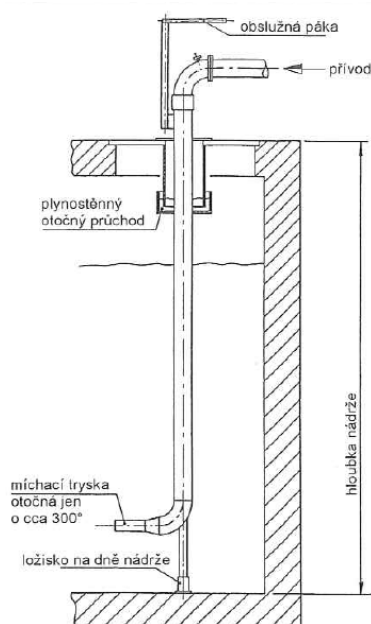
Obr. 3-30: Příklady velkokřídých pomaluběžných ponorných míchadel vlevo (www.ksb.com) a vpravo (www.flvgt.com)

Tab. 3-9: Výhody a nevýhody velkokřídých míchadel

Výhody	Nevýhody
<ul style="list-style-type: none"> + dobrý přenos síly do míchaného media + dobrá účinnost při vyšších sušinách (7 - 9 %) + menší riziko přehřátí a nižší energetická náročnost než u PVM + nemusí být nezbytně kombinována s jinými typy míchadel + široká variace otáček 	<ul style="list-style-type: none"> - motor s převodovkou umístěn ve fermentoru - možná vyšší náchylnost k poruchám a opotřebení materiálu při vyšších sušinách a intervalovém provozu - možná nižší účinnost při eliminaci plovoucích a sedimentačních vrstev - při potřebě opravy nutnost vypustit obsah fermentoru, nebo míchadlo vyjmout z fermentoru - často nutná součinnost s jinými typy míchadel

3.7 Hydraulické míchací systémy

Hydraulické cirkulační míchací systémy nacházejí často využití na čistírnách odpadních vod. V případě vně umístěných cirkulačních pump je míchání často kombinováno s vytápěním fermentoru přes tepelný výměník. Návrat materiálu do fermentoru se doporučuje provádět na hladinu fermentační suspenze za účelem skrápění a znovu ponořování vztlínajících částic substrátu. Uvedení obecných pravidel pro dimenzování směru cirkulace je obtížné, neboť zde hrají významnou roli faktory jako geometrie reaktoru, směry proudění, vlastnosti suspenze, intenzita tvorby a uvolňování plynu nebo distribuce teplota. Všechny tyto faktory musejí být brány v úvahu. Je zvykem cirkulační zařízení dimenzovat na denní cirkulační objem, který odpovídá objemu materiálu ve fermentoru (BRAUN, 1982).



Obr. 3-31: Schematické znázornění hydraulického míchání (SCHULZ A EDEROVÁ, 2004)

Pro hydraulické míchání se většinou užívá výkonné centrální čerpadlo, které může zároveň sloužit k přečerpávání substrátu z přípravné nádrže do fermentoru a vyfermentovaného substrátu ze skladovací nádrže do cisternového vozu. Požadovaná funkce je nastavitelná přesměrováním dopravního proudu například pomocí vícecestných ventilů nebo šoupat. Při hydraulickém míchání je fermentovaný materiál dopravován čerpadlem a vodorovným nebo svislým směrem vtlačován do fermentoru. Odsávání a opětovné čerpání materiálu do fermentoru musí probíhat natolik intenzivně, aby byla fermentační suspenze dostatečně promíchávána. Instalovány mohou být různé typy čerpadel. Na vstupu do fermentoru může být pro lepší distribuci materiálu přívodní roura opatřena rozvodnými distribučními rourami nebo tryskami. SCHULZ A

EDEROVÁ (2001) dále uvádí, že nejlepšího míchacího efektu lze dosáhnout pomocí systémů, u kterých je možné pomocí trojcestného šoupete volit směřování dopravního proudu trysky v dolní nebo horní části fermentoru. Hydraulické míchání má hlavní výhodu v tom, že v prostoru fermentoru se nenacházejí žádné pohyblivé části, které by mohly být mechanicky opotřebovány. Tyto části jsou umístěny mimo fermentor a jsou tak snadno přístupné.

Pro lepší dezintegraci materiálu bývají čerpadla osazovaná různými sekacemi a rozmělnovacími zařízeními (viz kapitola 3.4.2.2).

Narušování plovoucích vrstev je pomocí této technologie možné jen velmi podmíněně při provozu za relativně nízkých obsahů sušiny ve fermentoru a při používání substrátu s poměrně malými částicemi a obecně raději bez tendencí k tvorbě plovoucích vrstev. Výhody a nevýhody jsou uvedeny v tabulce 3-10.

Hydraulické míchání je vhodné pouze pro nízkosušinové materiály s dobrou homogenitou a jemnými částicemi s malou tendencí k tvorbě plovoucích vrstev. Pokud hydraulické míchání instalováno v provozech bioplynových stanic, slouží nejčastěji spíše jako doplněk k mechanickým míchadlům.

Také BRAUN (2004) poukazuje, že mechanická míchadla mohou být částečně podporována hydraulickým mícháním.

Pro potřeby současných zemědělských bioplynových stanic lze tuto technologii považovat za nedostatečnou a její nasazení v primárním fermentoru nelze v žádném případě doporučit. Tato technologie bývá někdy využívána v zakrytých koncových skladech digestátu k zajištění alespoň částečného promíchání.

Při použití prasečí kejdy dle HOBSONA ET AL. (1981) k dosažení homogenního promíchání obsahu fermentoru nestačí dokonce ani dvoustupňová cirkulace. A pro substráty o vyšší sušině jako zvířecí exkrementy, různé industriální výluhy, nebo organickou frakci komunálního odpadu nelze hydraulickou cirkulaci v žádném případě doporučit. HOBSON ET AL. (1981) uzavírají, že dokud nebudou k výběru a dimenzování cirkulačních pump pro specifický substrát k dispozici srovnatelné hodnoty založené na zkušenostech z praxe, budou pilotní pokusy stále nedostatečné.

Naproti tomu v průmyslových bioplynových stanicích a pro komunální bioplynové stanice s intenzivní komplexní předúpravou substrátu (mixéry, pulpury) je hydraulické míchání stále poměrně často využíváno. Další hojně použití je ve v anaerobních stupních čistíren odpadních vod. Určitý způsob hydraulického míchání je používán

například pro boxovou nebo garážovou suchou fermentaci, kdy je pomocí cirkulačního čerpadla zajišťována cirkulace perkolátu.

Pro substráty, např. drůbeží hnůj, travní hmoty atd., s tendencí k sedimentaci či tvorbě plovoucích vrstev je hydraulické míchání zcela nevhodné.

Tab. 3-10: Výhody a nevýhody hydraulického míchání

Výhody	Nevýhody
<ul style="list-style-type: none"> + při použití cirkulačního čerpadla nebo systému distribučních trubek či trysek dobré míchání ve fermentoru za nízkých obsahů sušin v suspenzi + při použití systému distribučních trysek narušování sedimentace a tvorby plovoucích vrstev při nízkých sušinách suspenze + žádné pohyblivé části ve fermentoru 	<ul style="list-style-type: none"> - bez systému distribučních trysek neplnohodnotné promíchání - při použití externí cirkulační pumpy při vyšších sušinách suspenze může docházet k tvorbě plovoucích a sedimentačních vrstev z důvodu horších možností jejich narušování - omezení čerpatelnosti suspenze se stoupajícím obsahem sušiny - energetická náročnost

3.8 Pneumatické míchací systémy

Pneumatické míchání difuzí plynu je nejpřirozenějším způsobem míchání anaerobních fermentačních suspenzí. Jak již bylo popsáno v předchozích kapitolách, difuze však hraje při míchání poměrně zanedbatelnou roli, a proto je nezbytné pneumatické míchání intenzifikovat.

V nejjednodušším případě spočívá intenzifikace v zavádění zkomprimovaného bioplynu do fermentoru pomocí systému distribučních trysek situovaných ve dně fermentoru. Pomocí systému distribučních trubek a trysek lze dosáhnout cíleného proudění tekutiny ve fermentoru. Difuze plynu je podobně jako u hydraulických cirkulačních systémů často používána u komunálních čistíren odpadních vod k míchání velkých reaktorů nebo reakčních nádrží se suspenzemi o nižších sušinách. Podle KONSTANDTA (1977) má míchání pomocí difuze plynu nejvyšší účinnost ze všech metod míchání. Toto tvrzení však může být výrazně omezeno vlastnostmi míchané suspenze.

BRAUN (1982) upozorňuje, že obdobně jako hydraulická cirkulace je dimenzování plynového kompresoru ovlivněno mnoha faktory, přičemž uvedení universální informace k množství plynu potřebného k zajištění dostatečného míchání je problematické. V cylindrických reaktorech pro hovězí kejdu nebo chlévskou mrvu při

praktických pokusech zapotřebí proudu plynu o vydatnosti $6 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$. Toto množství označuje HOBSON ET AL. (1981) za dostatečné. Čistírenský kal a prasečí kejda pak vyžadovali k dosažení dostatečného míchání o něco menší množství plynu. Bližší informace o vlastnostech suspenze však neuvádí.

Podle MORGANA A NEUSPIELA (1958) lze dostatečné množství plynu pro cylindrické reaktory spočítat pomocí vztahu 3-36.

$$Q_p = k_F v^3 D_F \quad [\text{m}^3 \cdot \text{min}^{-1}] \quad (3-36)$$

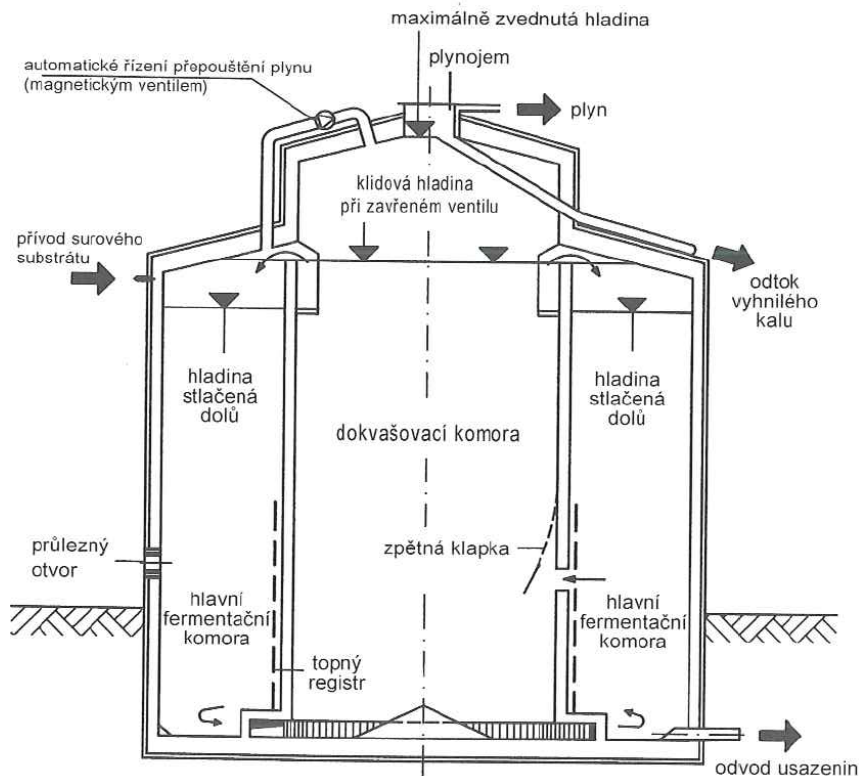
V oblasti komunálních čistíren odpadních vod obvyklých velikostí pak dosahuje proporční faktor (k_F) hodnot 10 až 13 a průměrná rychlost stoupání plynu (v) 11 m / min. je považována za dostatečnou. Hodnoty získané z výpočtu pomocí výše uvedené rovnice jsou z důvodu ovlivnění parametry jako průměr fermentoru (D_F) a tvar fermentoru často o mnoho nižší, než hodnoty ve skutečnosti v praxi naměřené.

Spotřeba energie na míchání lze obecně odhadnout na základě příkonu pump, kompresoru a jejich provozní době. Už v době plánování by měly být hodnoty odhadované spotřeby energie potřebné k ohřevu substrátu na fermentační teplotu, a množství produkovaného bioplynu na základě obsahu organické sušiny porovnány a vyhodnoceny na základě sestavené energetické bilance.

Při klasickém pneumatickém míchání je bioplyn dopravován čerpadlem k dmychadlu a následně vtlačován do fermentoru. Stoupající bubliny plynu způsobují vertikální pohyb a promíchávání obsahu fermentoru. Vstup bioplynu je umožněn rovnoměrně rozdělenými tryskami po celém dně fermentoru nebo přes čerpadlo vtlačující bioplyn vertikálně pohyblivou rourou osazenou tryskami. Výkon systému a dmychala při semikontinuálním provozu činí dle HOPFEROVÉ-SIXTOVÉ (2005) pro 1.400 m^3 fermentor přibližně 15 kW.

BRAUN (1982) popisuje, že využít disponibilní přetlak vytvářený produkovaným plynem a aplikovat elegantní řešení problému míchání pomocí pneumaticko-hydraulického systému míchání, jemuž stojí za to věnovat pozornost (viz obr. 3-32). Vedle případu míchání pomocí velmi intenzivní produkce bioplynu je to druhá možnost, jak dosáhnout bez použití externě dodané energie dostatečného míchání.

Dle AICHELEHO (1980) je pro malé a střední bioplynové reaktory tento systém už několik let úspěšně používán a přes využívání zemědělských substrátů jako kejda nebo hnůj nebyly zaznamenány žádné problémy týkající se oddělování jednotlivých fází.



Obr. 3-32: Pneumaticko-hydraulicky míchaný fermentor, systém VSP (SCHULZ A EDEROVÁ, 2004)

Zmiňovaná metoda pneumaticko-hydraulického míchání je založena na využití tlaku vznikajícího bioplynu k vytlačení části kejdy z hlavní fermentační komory do dokvašovací komory a následné diferencí hladin suspenze v obou komorách. Za tímto účelem se uzavírá ventil ve vedení plynu do plynojem a plyn se začne hromadit v horní části hlavní fermentační komory. Spojovacím kanálem pak kejda pomalu stoupá do dokvašovací komory. Po opětovném otevření ventilu začne plyn znovu proudit do plynojem, dochází k poklesu tlaku v systému, kejda protéká vysokou rychlostí zpět do hlavní fermentační nádrže, čímž se její obsah hydraulicky promíchává. Otvírání a zavírání plynového ventilu probíhá automaticky. U tohoto systému nedochází k oděru mechanických částí a není spotřebováván proud pro pohon míchacího systému. Pořizovací náklady na toto zařízení jsou poměrně vysoké a kvůli relativně vysokým hodnotám tlaku plynu v systému je nutná dokonalá plynotěsnost všech částí systému (SCHULZ A EDEROVÁ, 2004)

Výhodou pneumatického míchání je obecně absence pohyblivých částí uvnitř fermentoru. Ty jsou uloženy, mimo fermentor což eliminuje jejich přílišné opotřebení. Tato technologie není vhodná k narušování plovoucích vrstev, naopak spíše jejich tvorbu podporuje. Proto je tato technologie vhodná pouze pro materiály s velmi nízkou

sušinou a malými částicemi. Nachází uplatnění spíše v anaerobních reaktorech čištění odpadních vod. V oblasti moderních bioplynových stanic s vysokým obsahem sušiny ve fermentoru je tak použitelná velmi omezeně, nebo při bezpodmínečném zohlednění jejich limitů.

Technologie pneumatického míchání je sice nabízená několika firmami i pro použití v bioplynových stanicích, avšak z výše zmiňovaných důvodů hraje v oblasti zemědělských bioplynových stanic podřadnou roli (ÖKL-MERCKBLATT NR. 61). Pneumatické míchání je vhodné pouze pro nízkосуšinové a homogenní materiály s jemnými částicemi bez tendence k tvorbě plovoucích vrstev.

Pokud je technologie pneumatického míchání instalována, slouží pouze jako doplněk pro mechanická míchadla nebo bývá použita v tzv. dvoukomorovém fermentoru (obr. 3-32).

Také BRAUN (2004) poukazuje na to, že mechanická míchadla mohou být částečně podporována pneumatickým mícháním.

Tab. 3-11: Výhody a nevýhody pneumatických míchacích systémů

Výhody	Nevýhody
+ dobré promíchání v nízkосуšinových fermentorech + pohodlná obsluha strojních částí mimo fermentor + do určité míry účinná prevence proti tvorbě sedimentačních vrstev	<ul style="list-style-type: none"> - pro opravu rozvodného systému vtlačování bioplynu většinou nutnost vypustit fermentor - zcela nevhodné pro eliminaci plovoucích vrstev ve fermentoru - nevhodné pro fermentační suspenze s vyšší sušinou - zcela nevhodné pro zpracování vláknitých materiálů - v případě používání dmychadla a míchání stlačeným plynem, energeticky náročné

3.9 Tvorba a odstraňování sedimentu ze dna fermentoru

Při používání substrátů jako např. drůbeží hnůj nebo cukrová řepa (ulpělá zemina a další anorganické látky) a nedostatečném míchání se mohou objevit silné tendence materiálu ke tvorbě sedimentačních vrstev na dně fermentoru. Pokud jsou do fermentoru bioplynových stanic dávkovány substráty s vysokým podílem anorganických látek (písek, hlína atd.), je možné a někdy dokonce nutné instalovat do fermentoru systém k odstraňování sedimentu ze dna fermentoru.

Jak již bylo zmíněno, potřeba instalace takového zařízení závisí na povaze substrátu a vlastnostech fermentační suspenze. Starší literatura se o těchto zařízeních v souvislosti s bioplynovými stanicemi příliš nezmiňuje, avšak zájem o ně se objevuje a zaniká se zájmem o různé specifické substráty. Systémy odstraňování sedimentu pochází z oblasti čištění odpadních vod, kde jsou používány k vynášení sedimentujícího kalu z čistírenských nádrží.

Z výše zmíněných důvodů se tato kapitola orientuje na SCHULZE A EDEROVOU (2001) a SCHOLWINA ET AL. (2004). Tito autoři se shodují, že sedimentující částice jako například písek, zemina ze sklizně a manipulace se substrátem, či nestrávené zbytky potravy se mohou usazovat na dně fermentoru v přestávkách mezi provozními intervaly míchacích systémů a vytvořit zde při nedostatečném míchání poměrně vydatnou vrstvu sedimentu. Fermentor pak ztrácí aktivní objem, může se zkracovat doba zdržení materiálu a tím může být narušena účinnost celého procesu fermentace, tedy produkce bioplynu.

Pokud vrstva sedimentu dokonce zatuhne a nelze ji rozrušit pomocí intenzivního využití míchacích zařízení, musí být fermentor vyprázdněn a usazeniny vybagrovány nebo jinak odstraněny. Aby se těmto případům předešlo, lze provozovat fermentor při vyšších sušinách a míchadla v kontinuálním provozu, aby byly těžší částice udržovány ve vznosu, avšak ani to za určitých podmínek nemusí stačit. Další možností je instalace zařízení pro vynášení sedimentu.

Usazeniny mohou být odstraňovány buď podlahovým stahovákem, nebo zemní výpustí na dně fermentoru. Často je použita kombinace obou zařízení. Ani instalace takového zařízení však za určitých okolností nemusí problém účinně řešit a fermentor je nakonec stejně třeba vypustit a sedimenty odstranit ručně.

Klasické zařízení k odstraňování sedimentu lze instalovat jen ve vertikálních fermentorech s rovným dnem. Z pravidla se jedná o tzv. pískové hráblo, které je řízeno automaticky a v určitých časových intervalech např. 2x denně stahuje sediment z podlahy. Jak často a jak dlouho má být zařízení a dopravní šnek v provozu je pro každé zařízení specifické. Hráblo, posunuje sedimenty do žlabu, v němž je uložen dopravní šnek, který sediment transportuje z fermentoru ven. Další možností je kónické dno ve vertikálním fermentoru opět v kombinaci s dopravním šnekem. V horizontálních fermentorech jsou používány buď horizontální šneky s pohonem umístěným vně fermentoru v kombinaci s mechanickým šoupětem. Transportní intervaly musejí být nastaveny v závislosti na vlastnostech míchaného materiálu. Údržba u napevno

instalovaných systémů je často spojena s vypuštěním fermentoru, proto je výhodou, pokud leží co nejvíce součástí systému vně fermentoru (SCHOLWIN ET AL., 2004).

U bioplynových stanic s optimálně koncipovaným míchacím systémem je instalace zařízení k odstraňování sedimentu spíše zbytečná. V praxi se těmito zařízeními na zemědělských bioplynových stanicích lze setkat jen výjimečně. Při projekci nových BPS se s nimi již spíše přestalo počítat.

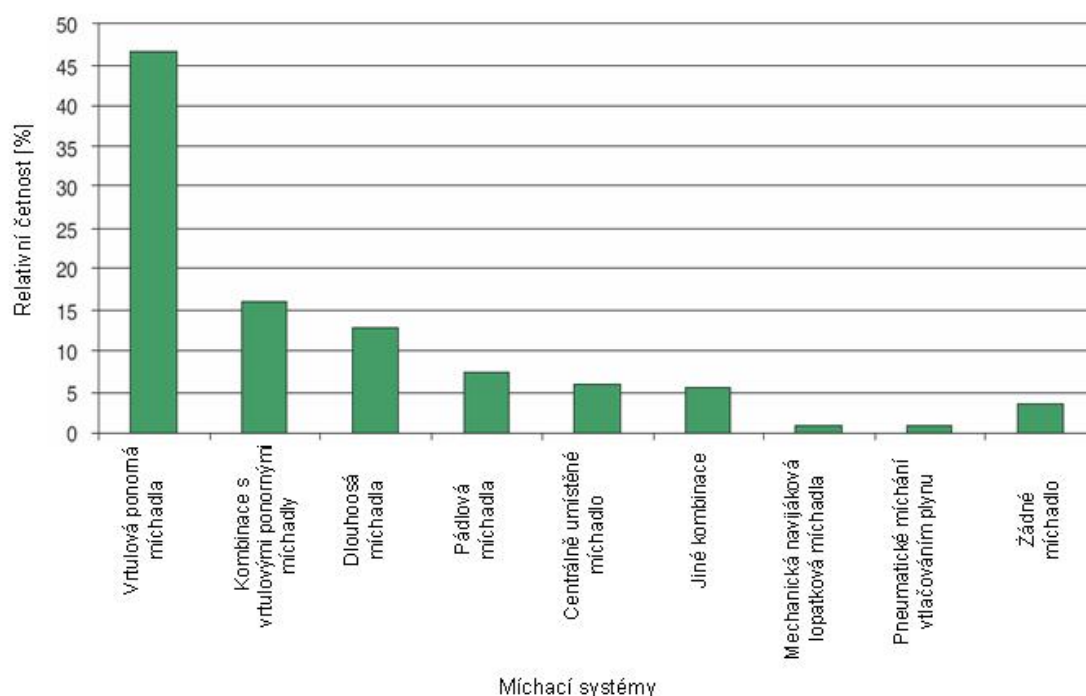
Obecně lze na základě nejnovějších poznatků konstatovat, že u materiálu s vyšším obsahem sušiny (např. > 10%), při kontinuálním provozu míchadel je pravděpodobnost sedimentace částic oproti nízkосуšinovým fermentorům výrazně snížena. Naopak u bioplynových stanic zpracovávající různé druhy biologicky rozložitelných odpadů je odstraňování sedimentujících frakcí tvořených pískem či zeminou např. z biologicky rozložitelné složky komunálního odpadu, zejména při nízkосуšinové fermentaci, velmi aktuální téma. Odstraňování sedimentujícího anorganického materiálu jako písek, zemina, sklo atd. je u komunálních bioplynových stanic provozujících nízkосуšinovou fermentaci (např. TS < 8 %) často nezbytností a ze systému mají být sedimentující materiály systematicky odstraňovány nejčastěji již ve fázi předúpravy substrátu. To se však v praxi ne vždy daří a procesy k odstraňování sedimentů a jejich zařazování se tak v závislosti na fermentační technologii a vlastnostech fermentačních suspenzí často mohou lišit.

3.10 Přehled četnosti instalace jednotlivých druhů míchadel

Význam míchacích systémů ve fermentorech bioplynových stanic potvrzují výzkumy a porovnání různých dodavatelů technologií v německých odborných časopisech, kde je spokojenost s instalovanými míchadly jedním z hlavních kritérií spokojenosti zákazníků – provozovatelů bioplynových stanic.

Dle v publikaci VTI (2010) shromážděných dat byly na německých bioplynových stanicích k míchání fermentoru nejčastěji používány rychloběžná ponorná vrtulová míchadla (47%). Avšak s rostoucím zájmem o rostlinné substráty a následkem toho stoupajícím obsahem sušiny ve fermentorech začaly stoupat nároky především na míchací techniku. Čím dál častěji začala být instalována dlouhoosá, šikmo instalovaná míchadla (12,9%), pádlová míchadla (7,4%), centrálně umístěná míchadla (6,0%) pomaloběžná míchadla s navijákovým pohonem (0,8%). U 16% bioplynových stanic bylo zjištěno kombinované použití pomaloběžných míchadel společně s rychloběžnými ponornými míchadly. Výjimku tvoří již dříve zmiňované diskontinuální technologie

(garážová fermentace nebo fermentace v boxech), u kterých míchadla instalována nejsou (obr. 3-33).



Obr. 3-33: Přehled četnosti instalovaných míchacích systémů na německých BPS (vTI, 2010)

V Německu a Rakousku byla na rozdíl od České republiky velká část bioplynových stanic na začátku rozvoje anaerobní technologie stavěna prakticky svépomocí. Z toho vyplývá poměrně pestré zastoupení různých druhů míchadel, jejich kombinací a tedy i systémů míchání. V České republice jsou bioplynové stanice stavěny zpravidla prostřednictvím dodavatelských firem, které používají svoje nebo licenční technologie. V závislosti na dodavatelské firmě tak lze dobře odhadnout použitý systém míchání a typy míchadel.

Tab. 3-12: Přehled často instalovaných typů míchadel na německých bioplynových stanicích a jejich technická charakteristika provedená KAMARÁDEM ET AL. (2011A) na základě dat uvedených v publikaci vTI (2010)

Typ míchadla	Jmenovitý výkon motoru [kW]	Ot./min. motoru	Ot./min. míchadlo	Intervalový provoz
Ponorná vrtulová míchadla	10-17 (13)	390-475	390-475	Ano
Dlouhoosá šikmo instalovaná míchadla	10-17 (10)	1445	25-35	Ano/Ne
Pádlová míchadla	5,5-18,5 (15)	1445	2-15	Ano/Ne

V tab. 3-12 jsou uvedeny technické parametry 3 nejrozšířenějších typů míchadel používaných v anaerobních fermentorech bioplynových stanic. Hodnoty nejčastěji instalovaných jmenovitých výkonů jsou uvedeny v závorce.

4 MATERIÁL A METODIKA

Tato disertační práce byla zpracována na základě dat a poznatků získaných v rámci projektu AD-CFD (Anaerobic Digestion - Computational Fluid Dynamics: Optimization of the agitation systems and the mix-behaviour in biogas plants through Computational Fluid Dynamics Simulation). Disertant data pro disertační práci získával v rámci realizace projektu. Výsledky projektu byly rovněž zveřejněny formou závěrečné zprávy setavené POHNEM ET AL. (2011B).

Hlavní náplní výzkumu provedeného doktorandem bylo provádět terénní a laboratorní měření včetně jejich vyhodnocování za účelem shromažďování dat týkajících se obou zkoumaných bioplynových stanic a především jejich primárních frementorů. V rámci projektu a této disertační práce byly experimentálně zkoumány fermentory dvou bioplynových stanic s různými míchacími systémy v obcích Reidling (BPS A) a Strem (BPS B). Pomocí měření a charakterizace vlastností fermentačních suspenzí (např. viskozita, obsah sušiny, velikost částic, vstupní substráty) byly získány dostatečně kvalitní datové podklady k provedení dalšího kroku – počítačových CFD simulací. Těmi se ve svojí disertační práci zabývá POHN (2012).

Na základě disertantem naměřených dat, charakterizující vlastnosti fermentačních suspenzí, byly pro oba sledované primární fermentory na TU Wien vytvořeny počítačové CFD modely, které simulují procesy míchání ve sledovaných fermentorech. Výsledky těchto modelů pak byly porovnány s výsledky praktických testů se stopovačem.

Stopovač byl jednorázově nadávkován do fermentoru a na základě měření jeho koncentrací na výtoku z fermentoru bylo možné analyzovat proces distribuce substrátu ve sledovaných fermentorech, intenzitu vymývání substrátu z fermentorů a identifikovat případné zkratové proudění.

Sběr a vyhodnocování provozních dat bylo prováděno od listopadu 2008 do července 2010. Tento časový úsek poskytl dostatečné množství údajů pro popsání způsobu provozu sledovaných BPS a později odvození možných vlivů na procesy míchání ve fermentorech bioplynových stanic.

Na základě měření a praktických pozorování, bylo v závěru této disertační práce možné vyvodit zobecnitelné závěry a doporučení.

4.1.1 Sběr provozních dat sledovaných bioplynových stanic

Provozní data byla shromažďována v období od listopadu 2008 do července 2010 ve spolupráci s provozovateli bioplynových stanic. Provozovatelé pro potřeby projektu poskytovali provozní data ze svých provozních deníků a počítačových řídicích systémů. Na bázi těchto dat bylo možné sestavit kvantitativní a kvalitativní přehled dávkovaných substrátů.

Na základě dat z provozního a řídicího systému bioplynových stanic bylo možné kalkulovat energetickou náročnost provozu pro jednotlivé bioplynové stanice, intervaly dávkování čerpatelných a nečerpatelných substrátů stejně jako intenzitu provozu míchadel.

Provozovatelé BPS se rovněž aktivně podíleli na odběrech vzorků při provádění testů se stopovači.

4.1.2 Analýzy vlastností fermentačního materiálu

4.1.2.1 Postup odběru vzorků

Vzorky byly odebírány na zkoumaných bioplynových stanicích z primárních fermentorů. Odběr byl prováděn z ventilu pro odběr vzorku (1½") pomocí kbelíku (10 000 ml). První dva kbelíky byly vždy vylity, aby byl odběrný ventil dostatečně promyt a až třetí byl použit jako reprezentativní vzorek. Z kbelíku byl dobře homogenizovaný obsah dle potřeby účelu odběru vzorku rozdělován do menších nádob (500 ml, 1000 ml nebo 5000 ml).



a.



b.

Obr. 4-1: Odběr a transport vzorku

4.1.2.2 *Sušina a organická sušina*

S přibývajícím koncentrací sušiny vznikají při promíchávání fermentoru značné obtíže. Praktické provozní zkušenosti ukazují, že pokud koncentrace sušiny ve fermentoru dosáhne příliš vysokých hodnot, nemusí být v souvislosti s použitým míchacím systémem zaručeno jeho dostatečné promíchávání. Následkem toho může dojít k nedostatečnému zásobování bakterií substrátem. Obsah sušiny ovlivňuje viskozitu. Se zvyšujícím se obsahem sušiny rostou rovněž nároky na energii potřebnou k míchání reaktoru.

V literatuře je často zmiňováno, že obsah sušiny do 10 % nemá významný vliv na průběh fermentačního procesu. Nízký obsah sušiny naproti tomu může působit na promíchávání tvorbou plovoucích nebo sedimentujících vrstev substrátu. Ve většině případů však tento problém vzniká především při fázi nabíhání fermentoru do provozu. Obsah organické sušiny vypovídá o právě odbouratelné organické části substrátu. Reaktory zemědělských bioplynových stanic s vyšším organickým zatížením vykazují rovněž větší obsah sušiny a organické sušiny (LAABER ET AL., 2007).

Sušina (TS) a organická sušina (oTS) ve zkoumaných fermentačních suspenzích byly stanoveny gravimetricky dle DIN 38 409 - H1 – 1 pro TS a dle DIN 38 409 - H1 – 3 pro oTS (po fermentační suspenze modifikované metody - SOP IFA Tulln).

4.1.2.3 *Měření viskozity*

Viskozita byla měřena dvěma různými viskozimetry. První viskozimetr byl komerčně dostupný procesní viskozimetr firmy Hydramotion XL7-100, kterým je možné po jeho montáži provádět měření přímo v potrubích nebo nádržích. S tímto viskozimetrem byla viskozita měřena přímo ve fermentoru jedné z bioplynových stanic (BPS B) po dobu několika dní. Na druhé bioplynové stanici (BPS A) z důvodu absence vhodného místa pro jeho montáž přímo ve fermentoru viskozita být měřena nemohla. Z tohoto důvodu byla vedle měření přímo ve fermentoru tímto procesním viskozimetrem měřena viskozita i vně fermentoru při provozních teplotách a poté pro lepší porovnatelnost výsledků i při laboratorní teplotě 20°C.

Princip měření viskozimetru XL7-100 (obr. 4-2) spočívá v registraci a vyhodnocení torzního momentu vibrující tyče. Tento princip měření umožňuje měření viskozity při vysokých, ale konstantních smykových rychlostech. Fermentační suspenze však

vykazuje viskozitu silně závislou na smykové rychlosti a z tohoto důvodu byl tento komerčně dostupný viskozimetr shledán pro účely projektu jako nevhodný.

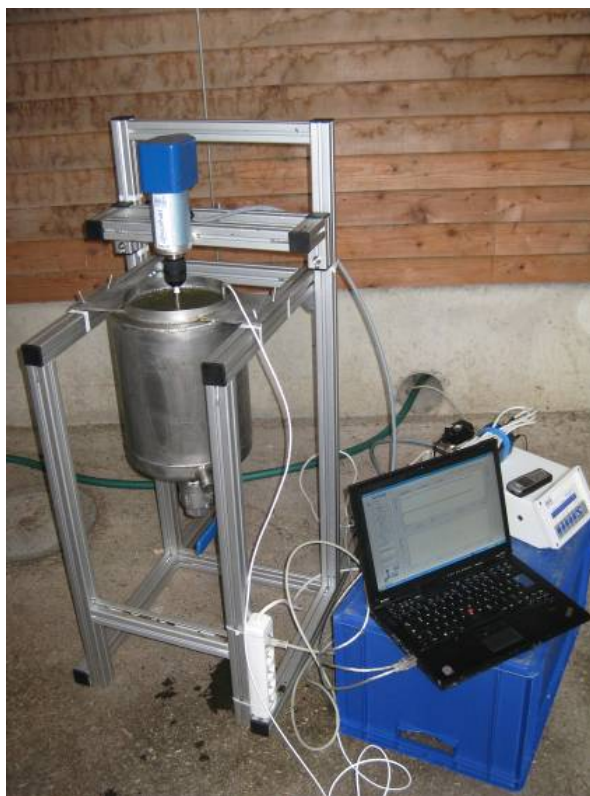
Druhým použitým viskozimetrem byl viskozimetr zkonstruovaný na TU Wien. Tento přístroj je dále označován jako makroviskozimetr. Původně bylo plánováno výsledky měření obou viskozimetrů porovnat a posoudit tak přesnost měření makroviskozimetru vlastní konstrukce. Nicméně hodnota konstantní smykové rychlosti (1000 1/s) procesního viskozimetru XL7-100 byla příliš vysoká a s makroviskozimetrem takové hodnoty nebylo možné dosáhnout. Při otáčkách, které by bylo nutné za tímto účelem vyvinout, by se v makroviskozimetru tvořily víry kolem osy míchadla, což výrazně snižuje přesnost měření a v tomto pásmu pak již nebylo možné makroviskozimetr kalibrovat. Procesní viskozimetr XL7-100 však potvrdil, že při vysoké smykové rychlosti bude viskozita fermentační suspenze nízká, což potvrzuje, že se jedná o strukturně viskózní neneutonskou kapalinu. Toto zjištění bylo potvrzeno i pomocí později zkonstruovaného makroviskozimetru.



Obr. 4-2: Procesní viskozimetr XL7-100

Hlavní, a pro počítačové CFD simulace použitelné, měření viskozity bylo provedeno viskozimetrem vlastní konstrukce. Makroviskozimetr byl zkonstruován a kalibrován na TU Wien. Bližší popis přístroje a jeho charakteristiku udává POHN ET AL. (2010A) a POHN ET AL. (2010B). Makroviskozimetr měl na rozdíl od komerčního viskozimetru výhodu variace otáček rotoru a tedy možnost měření a kalkulaci dynamické viskozity v závislosti na smykové rychlosti. Konstrukční řešení je založeno a upraveno na základě již známých typů rotačních viskozimetrů tak, aby vyhovovalo potřebám měření

viskozity fermentačních suspenzí z fermentorů bioplynových stanic. Makroviskosimetr (viz obr. 4-3) má větší šířku spáry než běžný viskozimetr a jeho rotační část tvoří radiální míchadlo se svislými lopatkami, aby bylo zajištěno dobré promíchání měřeného materiálu s ohledem na zamezení oddělování fází suspenze. Objem viskosimetru byl rovněž odpovídajícím způsobem navýšen na 10 litrů. Podrobně se konstrukcí, popisem a kalibrací makroviskosimetru zabývá POHN (2012).



Obr. 4-3: Makroviskosimetr (konstrukce S. POHN 2009, TU Wien; Foto: L. KAMARÁD)

4.1.2.4 Stanovení měrné hmotnosti fermentační suspenze

Měrná hmotnost fermentačních suspenzí byla stanovována na principech normy DIN 1306, avšak postup a způsob provedení musel být vzhledem ke specifickým vlastnostem suspenzí mírně modifikován. Kvůli heterogenitě a dalším specifickým vlivům jako různá provozní teplota, obsah bioplynu ve vzorku a změna objemu vzorku během transportu, byla měrná hmotnost stanovována hned na místě u čerstvě odebraných vzorků. Stanovení měrné hmotnosti fermentační suspenze mělo zásadní význam pro dodání reálných výchozích hodnot pro provádění počítačových CFD simulací. Stanovení měrné hmotnosti při jiných než provozních teplotách by vedlo

ke zkreslení výsledků. Dodatečné změny teploty vzorků a doba sedimentace ovlivňovaly objem vzorku. Byl pozorován úbytek nebo nárůst objemu při transportu.

Z výše uvedených důvodů byly před každým výjezdem na BPS k odběru vzorku připraveny a zváženy na dvě desetinná místa 3 odměrné válce o objemu $1000 \text{ ml} \pm 5 \text{ ml}$. Po odběru vzorku pomocí vzorkovacího ventilu fermentoru $1\frac{1}{2}$ ", byl vzorek z kbelíku ($V = 10000 \text{ ml}$) pomocí trychtýře převeden do odměrného válce a naplněn co nejblíže k objemu 1000 ml . Zbytek materiálu byl použit pro měření viskozity v makroviskozimetru přímo na bioplynové stanici. Pro každé měření viskozity (3 měření při každé návštěvě BPS) byl odebrán nový vzorek z fermentoru a stanovena měrná hmotnost pomocí odměrného válce. Z důvodu heterogenity vzorku, obsahu stébel atd., bylo nutné dbát zvýšené obezřetnosti, aby válec nebyl naplněn na více než 1000 ml . V takovém případě by bylo měření zkresleno a tudíž nepoužitelné. Proto byly odměrné válce z preventivních důvodů plněny nejčastěji na objem v rozmezí $995 - 1000 \text{ ml}$ a stav naplnění označen fixem. Poté bylo hrdlo válce zakryto, aby nemohl být vniknutím nečistot nebo jinak zkreslen výsledek měření. Po návratu do laboratoře byly odměrné válce zváženy. Z difference hmotnosti před naplněním a po naplnění byla stanovena hmotnost vzorku (m). Z objemu naplnění odměrného válce byl stanoven objem vzorku (V) a měrná hmotnost fermentačního materiálu (ρ) stanovena ze vztahu 4-1. Měrné hmotnosti z každého dne měření (3 vždy hodnoty) pak byly zprůměrovány za zisku jedné průměrné hodnoty měrné hmotnosti za každý den měření.

$$\rho = \frac{m}{V} \quad [\text{kg} / \text{m}^3] \quad (4-1)$$

Vedle klasického stanovení při provozní teplotě fermentoru byla měrná hmotnost fermentačního materiálu vyjádřena i jako relativní měrná hmotnost. Jako vztažná kapalina posloužila voda ($\rho_{\text{H}_2\text{O}}$ při $39^\circ\text{C} = 992,59 \text{ kg} / \text{m}^3$ a při $49^\circ\text{C} = 988,46 \text{ kg} / \text{m}^3$). Relativní měrná hmotnost (d_ρ) je dána poměrem měrné hmotnosti fermentačního materiálu (ρ) a měrné hmotnosti vody při dané teplotě (ρ_0) daným vztahem 4-2.

$$d_\rho = \frac{\rho}{\rho_0} * 100 \quad [\%] \quad (4-2)$$

4.1.2.5 Charakteristika částic obsazených ve fermentační suspenzi

Množství částic obsazených ve fermentačních suspenzích bylo analyzováno pomocí síťových rozborů. Pomocí suchých a mokrých síťových rozborů bylo analyzováno celkem 60 vzorků fermentačních suspenzí. Určení velikosti částic bylo založeno na DIN 66165 (síťový rozbor), DIN 66141 (znázornění velikosti částic) a DIN 66161 (analýza velikosti částic). Postup byl optimalizován pro potřeby charakteristiky fermentačních suspenzí. Síťové rozборы se ukázaly být kvůli vlastnostem materiálu problematické. Fermentační suspenze mohou být velmi heterogenní, což znesnadňuje charakteristiku skutečné velikosti částic. Charakteristika materiálu pouze na základě velikosti sít je tak nedostatečná a je zde zapotřebí provést dodatečné měření délky částic, neboť oka sít jsou schopna charakterizovat pouze jejich šířku (obr. 4-6).



a.



b.

Obr. 4-4: Zamrazení vzorku před sušením (a) a usušené vzorky (b)

Vzhledem k charakteru fermentační suspenze se suché síťové rozборы se ukázaly být pro charakteristiku velikosti částic vhodnější než mokré síťové rozборы. Mokré síťové rozборы přesto poskytly zajímavé informace o vlastnostech materiálu a lze z nich společně s provozními zkušenostmi provozovatelů BPS odvozovat další souvislosti.

Mokré síťové rozборы nevyžadují žádnou zvláštní úpravu vzorku. Mokrá síťový rozbor vzorku (500 g) byl proveden pomocí tří sít (1 mm, 2 mm a 4 mm) přístrojem RETSCH VE 1000 po dobu $t = 30$ minut s amplitudou $y = 2$ mm. Podíl jednotlivých frakcí byl stanoven gravimetricky a znázorněn ve formě histogramu. Při mokré síťovém rozboru se na prvním síti tvoří tzv. síťový koláč (obr. 4-6b), který obsahuje částice všech velikostí, a k dalšímu síti pak propadá jen minimum částic, což komplikovalo celkovou přesnější charakterizaci velikosti částic. Aby bylo možné tvorbu koláče eliminovat, bylo třeba materiál usušit a povést suchý síťový rozbor.



a.



b.

Obr. 4-5: Sušení vzorku za zmrazena (a) a sestava sít při síťovém rozboru (b)

Provedení suchého síťového rozboru je časově výrazně náročnější, avšak analyzovaný materiál a v něm obsažené částice lze s jeho pomocí lépe popsat. Jak již bylo dříve zmíněno, při síťových rozborech materiálu z fermentačních suspenzí je nezbytné zohlednit, že částice mají převážně podlouhlý tvar. To znamená, na každém síti zůstávají částice s určitou, velmi podobnou šířkou, avšak délka těchto částic se může v rámci jednoho stupně výrazně lišit (u některých frakcí i o 100 a více procent). Z tohoto důvodu bylo dodatečně provedeno i měření délky částic z jednotlivých velikostních frakcí.



a.



b.

Obr. 4-6: Frakce větší než 4mm (suspenze A) po suchém (a) a mokrém (b) síťovém rozboru

Pro provedení suchých síťových rozborů bylo vždy přibližně 3×1 L vzorku zamraženo (trojitě stanovení) při teplotě $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$ a sušeno za zmrazena po dobu nejméně 50 hodin pomocí přístroje CHRIST Gamma 1-20. Po usušení byl vzorek ručně jemně zhomogenizován, aby nebyla narušena struktura částic. Potom byl proveden síťový

rozbor přístrojem RETSCH VE 1000 ($t = 30$ minut a amplitudě $y = 2$ mm, navážka 120 g suchého vzorku). Analyzovaný materiál byl pomocí síťového rozboru rozdělen na 9 frakcí pomocí osmi sít (4 mm, 2,8 mm, 2 mm, 1,4 mm, 1 mm, 0,71 mm, 0,5 mm a 0,25 mm) a vyjádřen procentuální hmotnostní podíl jednotlivých frakcí s grafickým znázorněním ve formě histogramu. U jednotlivých frakcí byla následně měřena délka obsažených částic. Měření bylo provedeno pomocí digitální kamery DigiMicro Scale 2.0 a softwaru Scion Image. Statistické vyhodnocení bylo provedeno pomocí statistického programu SYSTAT11.

U vzorku byla rovněž měřena velikost částic v pouze tekuté složce fermentační suspenze. Jednalo se o materiál, který v mokřém stavu prošel přes síto o velikosti ok 1 mm, tzn. všechny částice větší než 1 mm tak byly před analýzou z materiálu odstraněny. Velikost částic byla měřena a statisticky vyhodnocena přístrojem LS 13 320 Laser Diffraction Particle size Analyser Beckman Coulter.

4.1.2.6 Sedimentační vlastnosti fermentační suspenze

V rámci této práce byly u fermentačních suspenzí zkoumány rovněž jejich sedimentační vlastnosti a to z obou sledovaných fermentorů. Sedimentační vlastnosti materiálu mají velký význam v provozu fermentorů bioplynových stanic, kde se mohou tvořit buď sedimenty na dně fermentoru, plovoucí vrstvy na hladině fermentační suspenze nebo se může vyskytnout jiné oddělování jednotlivých fází suspenze. Při analýze sedimentačních vlastností byl materiál ponechán 24 hodin nerušeně sedimentovat v plastovém odměrném válci (2000 ml, výška sloupce 30 cm, průměr válce 8,5 cm) při teplotě 35°C. Teplota 35°C byla zvolena z toho důvodu, že většina bioplynových stanic je provozovaná v mezofilním teplotním pásmu a vzhledem k vybavenosti laboratoří byl experiment při této teplotě nejobjektivněji a nejsnadněji proveditelný. Po 24 hodinách byl odměrný válec se vzorkem zmrazen při teplotě -20°C a poté vizuálně kontrolovaná tvorba sedimentačních nebo plovoucích vrstev ve zmrzlém sloupci suspenze.

4.1.2.7 Porovnání velikosti částic kukuřičné a travní siláže

Porovnání velikosti částic kukuřičné a travní siláže bylo provedeno z důvodu vzniku hypotézy, že právě travní siláž ovlivňuje z důvodu obsahu větších částic reologické vlastnosti fermentačních materiálů. U těchto materiálů bylo porovnání velikosti částic

zaměřeno pouze na jejich délku. Vzorky byly po odběru ze silážních žlabů pozvolna přirozeně sušeny při laboratorní teplotě.

U obou substrátů byla následně měřena délka obsažených částic. Měření bylo provedeno pomocí digitální kamery DigiMicro Scale 2.0 a softwaru Scion Image. Statistické vyhodnocení bylo provedeno pomocí statistického programu SYSTAT11.

4.1.3 Testy se stopovačem a porovnání s výsledky počítačových simulací

4.1.3.1 Výběr vhodného stopovače

Výběr vhodného stopovače byl proveden na základě literární rešerše a zkušeností, získaných při provedení praktických testů k ověření vhodnosti různých stopovačů. Při výběru stopovače hrálo zásadní roli dosažení cílů projektu, porovnatelnost výsledků testu s počítačovými CFD simulacemi, praktická proveditelnost testů se stopovačem s ohledem na technické, finanční, časové a personální možnosti.

4.1.3.2 Provedení testů se stopovačem

Testy se stopovačem byly provedeny za účelem posouzení kvality míchání sledovaných fermentorů a skutečné doby zdržení dávkovaného substrátu v nich. Výsledky testu byly porovnány s výsledky počítačových CFD simulací. Vzhledem k velké časové náročnosti simulací mohl být tento záměr zrealizován jen částečně. Zatím co pokusy se stopovačem probíhaly po dobu několika desítek dnů (dvě teoretické doby zdržení), pomocí počítačových CFD simulací bylo možno namodelovat pouze asi 10 minut reálného času.

Jako stopovač bývá používán materiál, který ve zkoumaných fermentorech (nádřích) nenachází buď vůbec, nebo jen ve velmi malých koncentracích. Z toho důvodu je před započítáním testu třeba provést měření přirozené koncentrace (koncentrace na pozadí) konkrétní látky, která má být jako stopovač použita. Data o skutečné době zdržení lze pak porovnat s teoretickou dobou zdržení, která je dána vztahem 4-3.

$$HRT = \frac{V_{Fermentor}}{\dot{Q}_{Substrát}} \quad [d] \quad (4-3)$$

Z důvodu kontinuálního provozu míchadel lze oba sledované fermentory označit za kontinuálně míchané reaktory (*CSTR - continuously stirred tank reactor*). Toto však

v praxi nemusí vždy platit, neboť velká většina bioplynových stanic provozuje míchadla v tzv. intervalovém provozu, takže výrazná většina v praxi provozovaných fermentorů tedy kontinuálně míchána není.

Pro určování minimální doby zdržení a vymývání substrátu je stopovač jednorázově vpraven do zkoumaného fermentoru spolu s dávkovaným substrátem. Následně je koncentrace stopovače měřena na výstupu z fermentoru. Odběr vzorků probíhal z instalovaných odběrných ventilů, které byly umístěny na protubí vedoucí z primárního do sekundárního fermentoru. Intervaly odběru vzorků byly následující: každou hodinu prvních 24 hodin po přidání stopovače, každé dvě hodiny v dalších dvanácti hodinách, každé 4 hodiny v následujících dvanácti hodinách a potom každých 6 hodin až do uplynutí šedesáti hodin od nadávkování stopovače. Po uplynutí šedesáti hodin byl provozovateli odebírán jeden vzorek denně, vždy ve stejnou dobu, a až do dosažení dvou teoretických dob zdržení. Tento způsob a frekvence odběru odpovídá návrhu německé vyhlášky BUNR (2007). Vyhodnocení bylo provedeno dle LEVENSPIELA (1972). Koncentrace C je zde dána jako bezrozměrná veličina a je funkcí času: $C = f(\Theta)$. Koncentrace C je pak vyjádřena vztahem 4-4. Jedná se o poměr teoretické koncentrace stopovače (c_0) ve fermentoru, tedy koncentrace stopovače, pokud by byl všechn jednorázově rozmíchán v celém objemu, a měřené koncentrace stopovače na výstupu z fermentoru (c_i).

$$C = \frac{c_i}{c_0} \quad [-] \quad (4-4)$$

Parametr Θ je dán vztahem 4-5, kde je tato bezrozměrná veličina času definována jako podíl času, který uplynul od přidání stopovače (t_i) a teoretické doby zdržení (HRT).

$$\Theta = \frac{t_i}{HRT} \quad [-] \quad (4-5)$$

Parametr t_i tedy představuje uplynulý čas od přidání stopovače a čas přidání stopovače by byl následně vyjádřen jako t_0 . Na základě tohoto vyjádření lze porovnat koncentrace stopovače na odtoku z různých fermentorů o různých teoretických dobách zdržení. Parametr HRT v tomto případě představuje střední teoretickou dobu zdržení během testu. Získaná data pak lze proložit křivkou, která charakterizuje vývoj naměřených koncentrací na výtoku z fermentoru (tzv. C-křivkou).

Množství stopovače, který opouští fermentor (dmi) při každém přečerpávání suspenze z primárního do sekundárního fermentoru je pak vyjádřen ztahem 4-6, kde \dot{Q}

představuje průtok v [m³].

$$dm_i = \dot{Q} \dot{c}_i dt \quad [\text{kg}] \quad (4-6)$$

4.1.3.3 Porovnání výsledků testů se stopovačem s počítačovými modely

Data charakterizující vlastnosti fermentačních suspenzí byla použita pro provedení počítačových CFD simulací, mající za cíl predikci a popis procesu míchání v obou sledovaných fermentorech. Tyto simulace provedl a ve své disertační práci blíže popsal POHN (2012). Výsledky modelů byly porovnány s výsledky praktických testů se stopovačem.

5 VÝSLEDKY

5.1 Analýza provozu zkoumaných bioplynových stanic

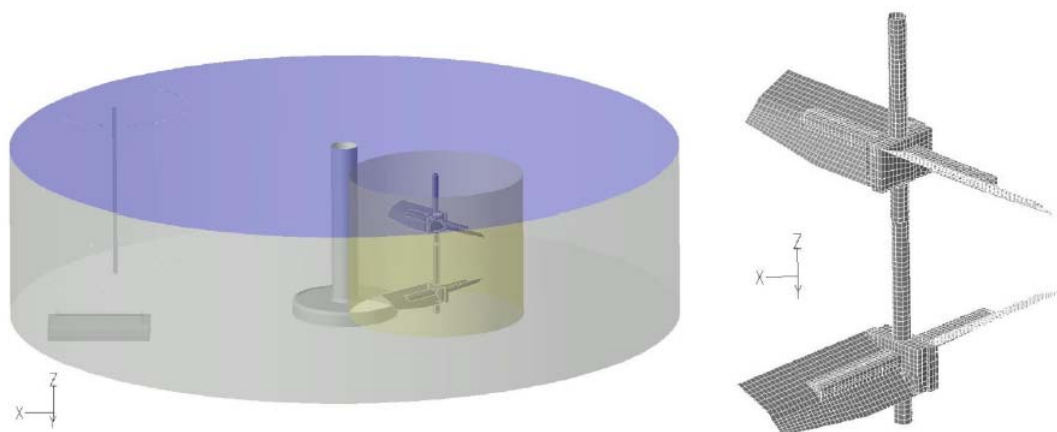
5.1.1 Charakteristika bioplynové stanice A a zkoumaného fermentoru A

Bioplynová stanice A (dále BPS A, provozní schéma viz příloha I) je zemědělská bioplynová stanice s vertikálními fermentory, využívající výhradně zemědělské substráty. BPS A pracuje v mezofilním teplotním pásmu, provozní teplota ve fermentorech činí 39°C. BPS A byla uvedena do provozu v roce 2005, stavbu a technologii dodala rakouská firma AAT Abwasser–und Abfalltechnik GmbH & Co. Bioplynová stanice je vybavena dvěma kogeneračními jednotkami o jmenovitém výkonu 2krát 526 kW_{el.}. Největší podíl vstupních materiálů tvoří prasečí kejda a kukuřičná siláž. Substrátovou skladbu vhodně doplňují další substráty (viz obr. 5-3).

Předmětem zájmu této disertační práce je primární fermentor F1 (viz obr. 5-1), který má aktivní objem 2000 m³ a je uzavřen betonovým stropem. Ve fermentoru je instalováno jedno pomaluběžné míchadlo o jmenovitém výkonu 15 kW a jedno rychloběžné míchadlo o jmenovitém výkonu 10 kW (na obr. 5-1 není znázorněno). Pomaluběžné míchadlo s převodovkou je provozováno ve stálém provozu s pravidelnou variací otáček pomocí frekvenčního měniče v rozmezí 60 – 90 % svého jmenovitého výkonu. Rychloběžné míchadlo je polohováno v horní polovině fermentoru a transportuje materiál ve směru hlavního proudění vytvářeného pomaluběžným míchadlem. Rychloběžné míchadlo je provozováno v intervalovém provozu 30 min. míchání každé 3 hodiny. Jednou týdně je ponorné míchadlo spuštěno až ke dnu

fermentoru, otočeno proti směru hlavního proudění a ponecháno 4 hodiny v chodu. Tento úkon má dle provozovatele BPS pomoci narušovat tvorbu sedimentačních vrstev.

Nečerpateľný substrát je do fermentoru dávkován ze zásobníku pomocí šnekového dopravníku 24krát denně pod hladinu fermentační suspenze v blízkosti rychloběžného míchadla. Čerpateľný substrát, především kejda, je do fermentoru dávkován pomocí čerpadla s otočnými písky 5krát za den. Čerpateľný substrát je vždy z přívodního potrubí rozstřikován na hladinu fermentační suspenze, rovněž v blízkosti rychloběžného čerpadla. Fermentační materiál je z primárního fermentoru F1 do sekundárního fermentoru F2 veden přepadem na principu spojených nádob. Spojení přepadem obou nádrží zajišťuje přibližně 8 metrů dlouhé potrubí DN 200.



Obr. 5-1: Nákres polohy pomaluběžného míchadla na BPS A (POHN ET AL, 2011)

Obsah sušiny v primárním fermentoru kolísá v závislosti na sezonních výkyvech a dávkovaných substrátech mezi 7 a 9 %.

Bioplynová stanice vykazuje dlouhodobě stabilní provoz bez zásadních výkyvů. Tento trend potvrzovala i během doby provádění měření. Zhruba jednou ročně mívala BPS A v minulosti problémy s šikmo instalovaným dlouhoosým míchadlem ve fermentoru F2. U tohoto míchadla docházelo k únavovým zlomeninám hřídele. Při opravě bylo vždy nutné vypustit celý fermentor F2. Při těchto servisních pracích nebyly dle slov provozovatele BPS zjištěny na dně fermentoru žádné výrazné sedimenty (tím se rozumí do výšky přibližně 15 cm). Byla však zjištěna tvorba krusty minerálního původu na potrubí topných a chladících okruhů ve fermentoru.

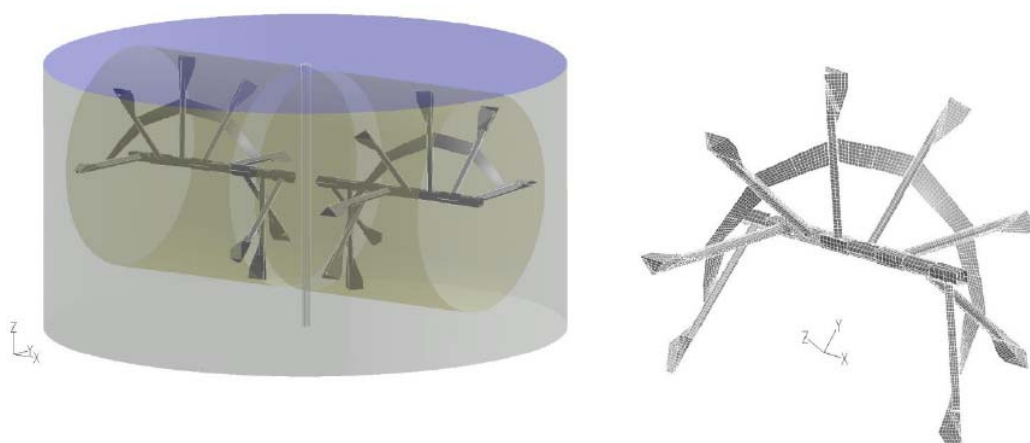
5.1.2 Charakteristika bioplynové stanice B a zkoumaného fermentoru B

Bioplynová stanice B (dále BPS B, provozní schéma viz příloha II) je zemědělská bioplynová stanice s vertikálními fermentory, využívající výhradně rostlinné zemědělské substráty. BPS B byla uvedena do provozu v roce 2005, stavbu a technologii dodala rakouská firma Thöni Industriebetriebe GmbH. BPS B pracuje v termofilním teplotním pásmu. Provozní teplota ve fermentorech činí 49°C. Bioplynová stanice je vybavena kogenerační jednotkou (KJ) o jmenovitém výkonu 526 kW_{el.}. K dispozici je i druhá záložní KJ o stejném výkonu. Největší podíl vstupních materiálů tvoří travní siláž, kukuřičná siláž, GPS a recirkulát (viz obr. 5-4). Za recirkulát je v tomto případě označován tekutý materiál získaný separací fermentačního zbytku. Odseparovaná tekutá složka je pak používána spolu s dešťovou vodou jako provozní tekutina a je přidávána za účelem ředění do primárního fermentoru spolu s dávkovaným substrátem.

Předmětem zájmu této disertační práce je primární fermentor F1 (viz obr 5-2), který má aktivní objem 1500 m³ a je uzavřen betonovým stropem. Ve fermentoru jsou instalována dvě pomaluběžná pádlová míchadla, každé poháněné motorem o jmenovitém výkonu 5,5 kW. Míchací systém je doplněn o rychloběžné míchadlo se jmenovitým výkonem 15 kW (na obr. 5-2 není znázorněno). Polohovatelné rychloběžné míchadlo je umístěno poblíž výstupu materiálu z fermentoru, je používáno jen sporadicky a to především při problémech s mícháním a tvorbě plovoucích vrstev následkem změn konzistence suspenze. Pomaluběžná míchadla s převodovkou jsou provozována kontinuálně s možnou variací otáček frekvenčním měničem. Míchadla běží v závislosti na momentální potřebě v rozmezí 60 – 90 % svého jmenovitého výkonu. Není zde definována pravidelná intervalová variace otáček jako v případě BPS A.

Nečerpateľný substrát je do fermentoru dávkován ze zásobníku pomocí šnekového dopravníku 48krát denně pod hladinu fermentační suspenze na protilehlé straně než je umístěno rychloběžné míchadlo. Čerpateľný substrát, prakticky pouze recirkulát, nejedná se tedy o substrát v pravém slova smyslu, je do fermentoru dávkován pomocí čerpadla s otočnými písty podle potřeby a konzistence fermentačního materiálu. Fermentační suspenze je z primárního fermentoru do sekundárního fermentoru transportován čerpadlem s otočnými písty potrubím DN 200 o délce přibližně 13 m.

Obsah sušiny v primárním fermentoru kolísá v závislosti na sezonních výkyvech a dávkovaných substrátech mezi 11 a 13 %.



Obr. 5-2: Náskres polohy pomaluběžných míchadel na BPS B (POHN ET AL, 2011)

Bioplynová stanice vykazovala dlouhodobě stabilní provoz bez zásadních výkyvů. Tento trend potvrzovala i během provádění měření. Žádný z fermentorů této BPS nemusel být do zahájení projektu ani během něj, ať už kvůli poruše míchadla nebo s jiných důvodů vypuštěn. První servisní práce ve fermentoru F1 musely být provedeny až v červenci roku 2012 z důvodu nefunkčnosti dvou ze tří topných okruhů a tím spojených problémů s udržením požadované provozní teploty ve fermentoru. Při vypuštění fermentoru nebyla dle výpovědi provozovatele, opřené o fotodokumentaci, podobně jako v případě BPS A zjištěna významná tvorba sedimentační vrstvy. Vzhledem k vysokému obsahu sušiny, používaným substrátům a s tím spojené povaze fermentační suspenze se na této BPS v minulosti několikrát vyskytly problémy s mícháním. Zvýšené riziko tvorby plovoucích vrstev bylo zaznamenáno hlavně při ve fázy zahájení provozu a najíždění na plný výkon, výpadcích proudu a následném zastavení míchadel. Z důvodu výpadku proudu zůstala pádla míchadla v minulosti dokonce zablokovaná ve vzniklé plovoucí krustě. Za normálních okolností je provozovatel s míchadly spokojen a problémy s plovoucími nebo oddělujícími se vrstvami se nevyskytují.

V minulosti bylo již několikrát opravováno rychloběžné ponorné míchadlo. Příčinou poruchy bylo spálení pojistky z důvodu přehřátí. To potvrzuje, že dlouhodobější, i když pouze intervalový, provoz ponorných rychloběžných vrtulových míchadel při termofilních provozních podmínkách nelze doporučit.

5.1.3 Shrnutí a porovnání základních provozních parametrů sledovaných bioplynových stanic A a B

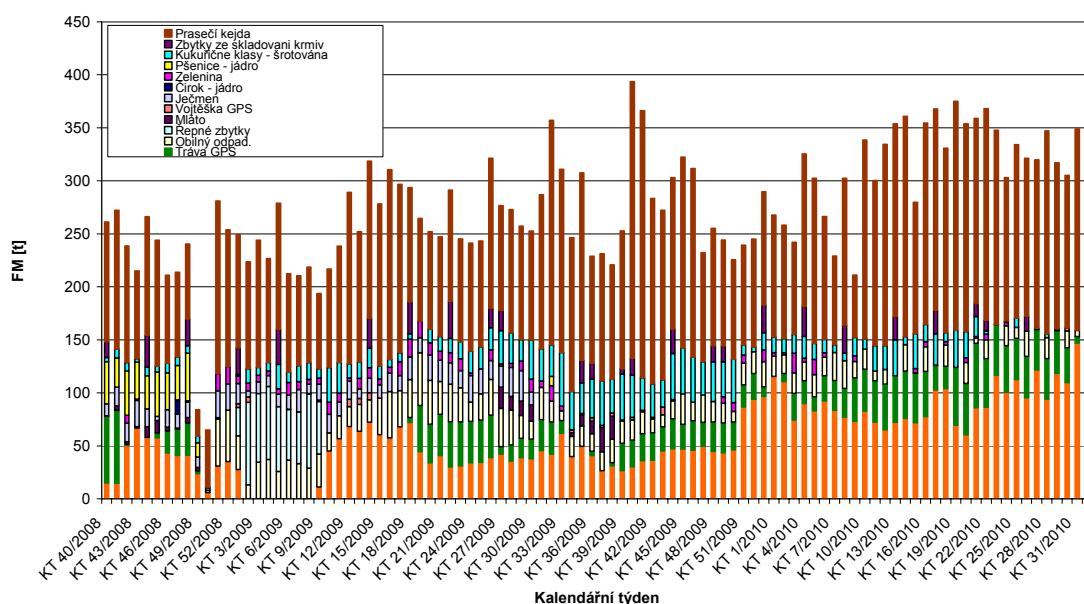
Sledované bioplynové stanice se liší míchacími systémy, provozní teplotou, velikostí fermentoru, obsahem sušiny ve fermentační suspenzi, organickým zatížením fermentoru a povahou substrátu. Podrobnější přehled dávají tab. 5-1 a 5-2.

Tab. 5-1: Charakteristika sledovaných fermentorů BPS za sledované období podzim 2008 – léto 2010

Parametr	BPS A – F1	BPS B – F1
Instalovaný el. výkon [$\text{kW}_{\text{el.}}$]	526	526
Provozní teplota ve fermentoru	39°C	49°C
Objem fermentoru (jen primární fermentor) [m^3]	2000	1500
Vstupní materiály – denní průměr [Mg / den]	34,4	57,1
Dávkovací intervaly nečerpateľných substrátů. během dne	24x	48x
Dávkovací intervaly čerpateľných substrátů. během dne	5x	3x
Střední doba zdržení HRT v primárním fermentoru [d]	58,1	26,3
Průměrný obsah sušiny v primárním f. (TS) [%]	7,86	11,37
Průměrný obsah org. sušiny (oTS) [%]	6,17	8,60
Střední organické zatížení [$\text{kg oTS} / \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$]	3,44	5,35
Instalovaná pádlová, pomaloběžná míchadla	1 (vertikální osa)	2 (horizontální osa)
Instalovaná ponorná, rychloběžná vrtulová míchadla	1	1
Instalovaný výkon míchadel [kW]	25 (15 + 10)	24 (5,5 + 5,5 + 13)
Instalovaný výkon míchadel na jednotku objemu fermentoru [$\text{kW} / \text{m}^3_{\text{FERM}}$]	0,013	0,016
Spotřeba el. energie na míchání fermentoru [kWh/d]	303	257
Spotřeba el. energie na 1 Mg sušiny ve fermentoru [$\text{kWh} / \text{Mg TS} \cdot \text{d}^{-1}$]	1,93	1,51

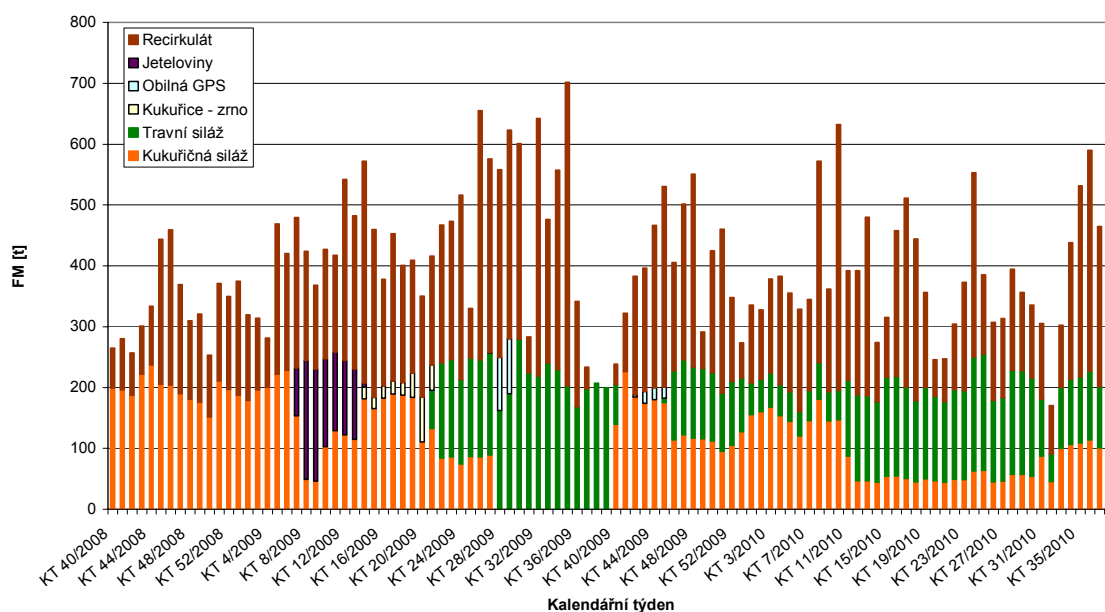
BPS A je typická zemědělská bioplynová stanice, jejíž substrátová skladba je založena na prasečí kejďe a kukuřičné siláži. BPS B je zemědělskou bioplynovou stanicí, jejíž substrátová skladba je založena především na zpracování travních. Tyto substráty jsou vhodně doplňovány kukuřičnou siláží a GPS (celorostlinná siláž). Jako provozní tekutina k ředění fermentační suspenze je používán recirkulát. BPS A pracuje při provozní teplotě 39°C a průměrném obsahu sušiny ve fermentoru v oblasti 7 až 9 %. BPS B pracuje při provozní teplotě 49°C a průměrném obsahu sušiny ve fermentoru v rozmezí 11 až 13 %.

BPS A má mírně vyšší instalovaný výkon míchadel, avšak při přepočtu na objem fermentoru je instalovaný výkon mírně nižší než v případě BPS B. Přes velmi dobrý systém řízení provozu míchadel BPS A spotřebuje z důvodu většího objemu fermentoru A větší množství energie k míchání než fermentor B. Při přepočtu instalovaného výkonu na jednotku objemu fermentoru je instalovaný výkon ve fermentoru A mírně nižší než ve fermentoru B (viz tab. 5-1).



Obr. 5-3: Dávkové substráty (vztaženo na čerstvou hmotu FM) do sledovaného fermentoru v jednotlivých kalendářních týdnech - BPS A

Při zohlednění obsahu sušiny ve fermentační suspenzi, je míchání ve fermentoru B z pohledu spotřeby elektrické energie o přibližně 22 % úspornější.



Obr. 5-4: Dávkové substráty (vztaženo na čerstvou hmotu FM) do sledovaného fermentoru v jednotlivých kalendářních týdnech - BPS B

Ve fermentoru A je průměrně mícháno 157,2 Mg sušiny s el. spotřebou 303 kWh / d. Ve fermentoru B je mícháno 170,6 Mg sušiny se spotřebou el. energie 257 kWh / d.

Míchací systém A by teoreticky spotřeboval na míchání stejného množství sušiny (170,6 Mg) ve fermentoru A o přibližně 8 % více el. energie v porovnání se stávajícím stavem.

Fermentor B pracuje při průměrném organickém zatížení $5,35 \text{ kg oTS} / \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$, což je výrazně více než v případě fermentoru A. Obsah popela, tedy anorganických látek je vyšší ve fermentační suspenzi B (25,2 %) než v suspenzi A s 21,5 %.

Průměrné hodnoty sušiny, organické sušiny za celou dobu pozorování a přehled relevantních technických parametrů jsou rovněž uvedeny v přehledové tabulce 5-1.

Tab. 5-2: Průměrné procentuální zastoupení vstupních materiálů fermentor A a B

Substrát	BPS A [Mg/d]	[%]	BPS B [Mg/d]	[%]
Prasečí kejda	14,5	42,2	-	-
Recirkulát	-	-	27,4	48,0
Kukuřičná siláž	8,5	24,7	13,3	23,3
Travní siláž	3,6	10,3	15,2	26,6
Ostatní substráty (např. obilí)	7,8	22,7	1,1	2,0
Celkem	34,4	100	57,1	100

V tab. 5-2 je uvedeno kvalitativní a kvantitativní přehled dávkovaných materiálů do sledovaných fermentorů a jejich průměrné procentuální zastoupení v denní dávce za sledované období podzim 2008 – léto 2010.

5.2 Charakteristika procesu míchání sledovaných fermentorů A a B

V rámci popsání vlastností fermentační suspenze byly provedeny síťové rozbory suché i čerstvé fermentační suspenze, analyzován obsah sušiny a organické sušiny, měrná hmotnost suspenze a měřena dynamická viskozita. Vzorky byly odebírány a analyzovány průběžně během 2 let sledování provozu obou bioplynových stanic.

5.2.1 Charakteristika fermentačních suspenzí A a B

5.2.1.1 Obsah sušiny a organické sušiny ve fermentačních suspenzích

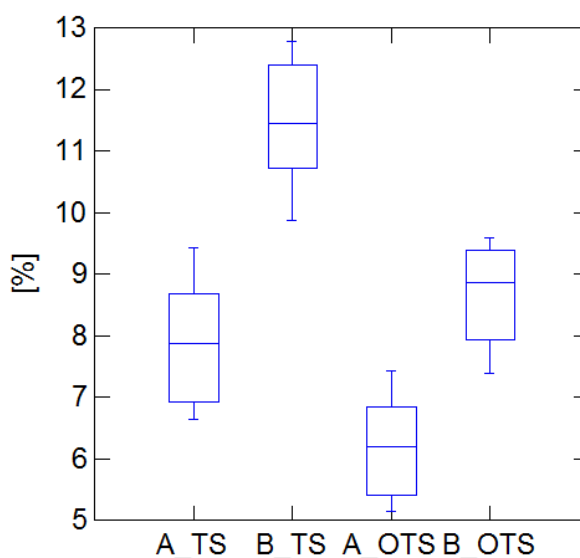
Po provedení analýzy obsahu sušiny a organické sušiny bylo zjištěno, že BPS B (počet vzorků $N = 18$) byla provozována s výrazně vyšším obsahem sušiny než BPS A ($N = 16$). V diagramu 5-5 lze pozorovat rozmezí hodnot, ve kterém se obsah sušiny a organické sušiny během sledovaného období u obou bioplynových stanic pohyboval. Rozpětí hodnot je ovlivněno kvalitou a kvantitou dávkování substrátu, způsobem

provozu bioplynové stanice nebo případnými provozními problémy. Jako provozní problémy byly identifikovány například poruchy čerpadla při čerpání z primárního do sekundárního fermentoru (BPS B) a následnou nutností recirkulace. Další komplikací provozu představovalo zlomení hřídele míchadla v sekundárním fermentoru BPS A. Následně byl fermentor A provozován při nižší sušině, neboť sekundární fermentor byl kvůli opravě a výměně míchadla vyřazen z provozu. Během sledovaného období došlo rovněž např. k předávkování fermentoru silážními šťávami a pro opětovné zajištění biologické stability bylo rovněž nutné recirkulovat z bezproblémových částí systému. Průměrné hodnoty TS a oTS za sledované období jsou uvedeny v tab. 5-1.

Nejnižší naměřená hodnota sušiny u fermentační suspenze A činila 6,65 %, maximální naměřená hodnota byla 9,43 % a průměr činil 7,86 %. Nejnižší naměřená hodnota organické sušiny u fermentační suspenze A činila 5,14 %, maximální naměřená hodnota byla 7,44 % a průměr činil 6,17 %. Průměrně tak u fermentační suspenze A organická sušina činila 78,5 % z celkového obsahu sušiny.

Nejnižší naměřená hodnota obsahu sušiny fermentační suspenze B činila 9,87 %, maximální naměřená hodnota byla 12,79 % a průměrná hodnota činila 11,37 %. Nejnižší naměřená hodnota organické sušiny u fermentační suspenze A činila 7,39 %, maximální naměřená hodnota byla 9,59 % a průměr činil 8,60 %. Průměrně tak u fermentační suspenze A organická sušina činila 75,7 % z celkového obsahu sušiny.

Rozdíly v obsahu sušiny i organické sušiny jsou v případě zkoumaných fermentačních suspenzí A a B signifikantní (viz obr. 5-5).



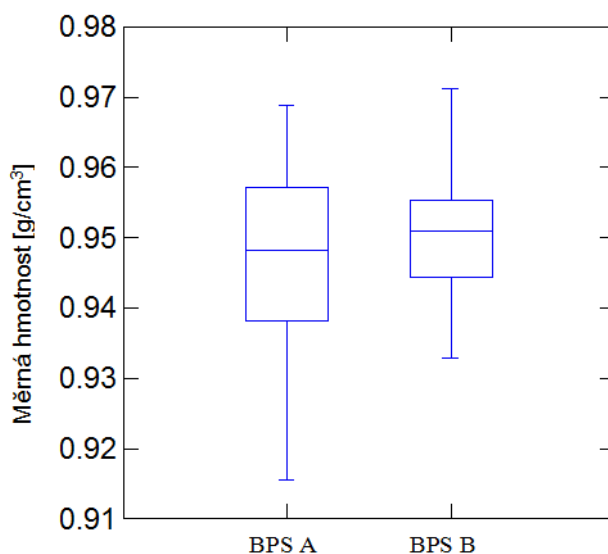
Obr. 5-5: Hodnoty TS a oTS fermentačních suspenzí z BPS A (A) a BPS B (B)

5.2.1.2 Měrná hmotnost fermentační suspenze

Statistické vyhodnocení naměřených měrných hmotností je shrnuto na obr. 5-6. Lze konstatovat, že naměřené hodnoty měrné hmotnosti fermentační suspenze BPS A ($N = 16$) vykazovaly větší variabilitu než v případě BPS B ($N = 18$). Hodnota průměrné měrné hmotnosti suspenze z BPS B je mírně vyšší než u suspenze z BPS A, avšak mezi oběma materiály není pozorovatelný statisticky významný rozdíl.

Průměrné hodnoty měrných hmotností a relativních měrných hmotností jsou uvedeny v tab. 5-3. Měrná hmotnost fermentační suspenze B se více přibližuje odpovídající vztažné relativní hmotnosti vody než suspenze A (viz tab. 5-3).

Měrná hmotnost fermentační suspenze je závislá na sušině, organické sušině, teplotě a na podílu plynné fáze ve vzorcích. Všechny tyto parametry mohou měrnou hmotnost suspenze specificky ovlivňovat. Spolehlivou, obecně platnou závislost mezi měrnou hmotností a ostatními parametry však nebylo v rámci této práce z důvodu heterogenity materiálu, velké variace hodnot a časové náročnosti možné spolehlivě vyjádřit.



Obr. 5-6: Grafické znázornění naměřených měrné hmotnosti suspenzí A a B

Nejnižší naměřená měrná hmotnost u suspenze A činila $924,8 \text{ kg} / \text{m}^3$, maximální naměřená hodnota byla $969,9 \text{ kg} / \text{m}^3$ a průměr činil $944,8 \text{ kg} / \text{m}^3$. Nejnižší naměřená měrná hmotnost suspenze B činila $930,7 \text{ kg} / \text{m}^3$, maximální naměřená hodnota byla $989,4 \text{ kg} / \text{m}^3$ a průměr činil $954,2 \text{ kg} / \text{m}^3$.

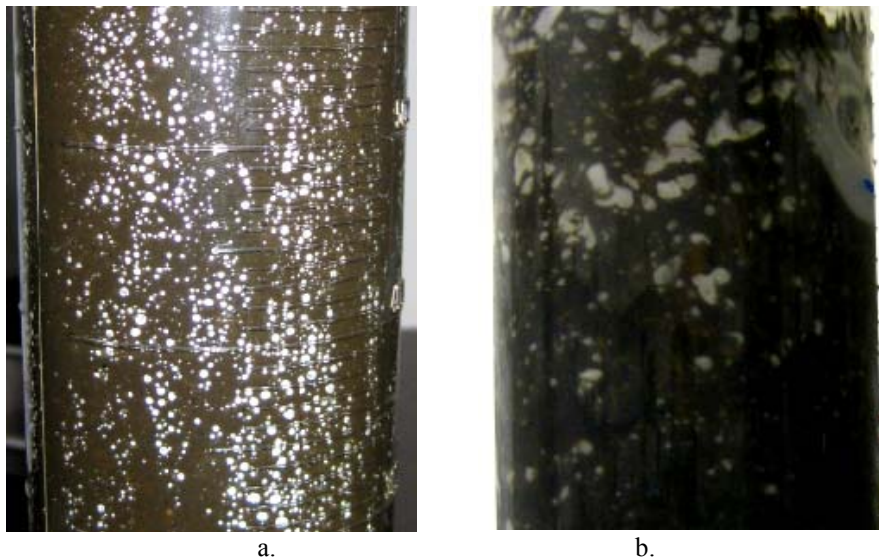
Rozdíly v měrných hmotnostech zkoumaných fermentačních suspenzí nejsou signifikantní.

Mezi vzorky z BPS A a B byly dále pozorováním zjištěny rozdíly ve velikosti a množství plynových bublin (viz obr. 5-7). Pozorovatelné bubliny plynné fáze byly u materiálu z BPS A menší než u materiálu BPS B, ale v materiálu A jich byl pozorovatelný větší počet.

Tab. 5-3: Měrná hmotnost fermentační suspenze

Materiál	Měrná hmotnost suspenze $\rho_{\text{průměr}} [\text{kg} / \text{m}^3]$	Měrná hmotnost vody $\rho_0 [\text{kg} / \text{m}^3]$	Relativní měrná hmotnost d [%]
BPS A (při 39°C)	944,82	992,59	95,18
BPS B (při 49°C)	954,21	988,46	96,53

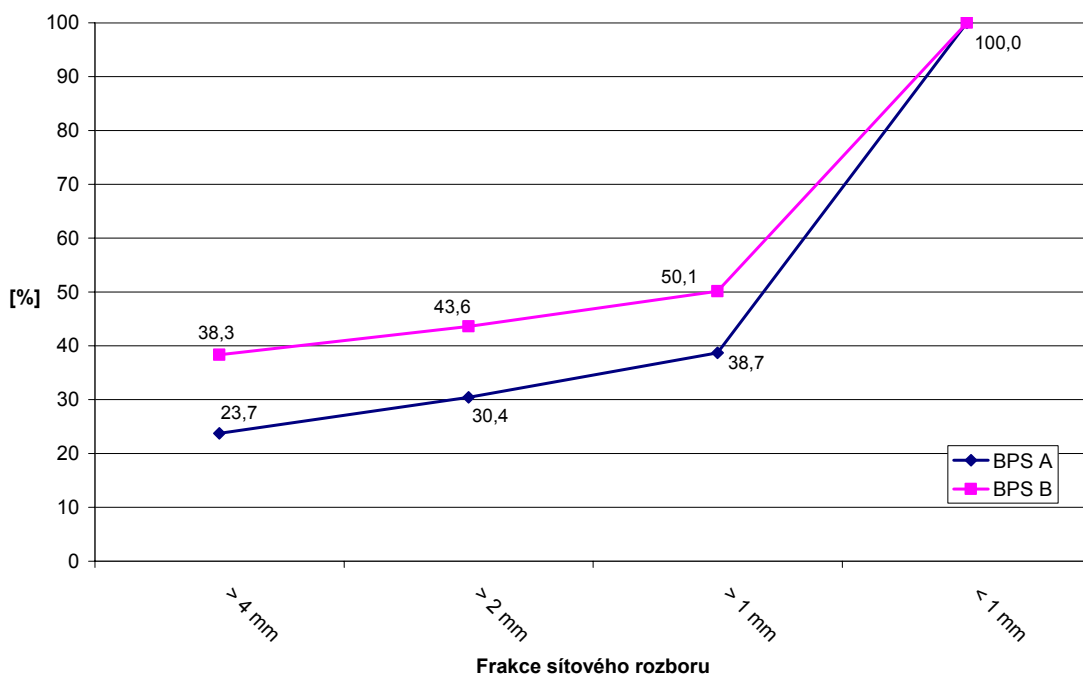
Dle měření poklesu stavu naplnění nádoby při měření viskozity po intenzivním 40 minutovém míchání při konstantní teplotě bylo možné obsah uvolněné plynné fáze z fermentační suspenze odhadnut na 5 – 10 % celkového objemu suspenze. Toto procentuální vyjádření však nemusí být, i vzhledem ke značné heterogenitě suspenzí, přes dobrou opakovatelnost zcela reprezentativní. Lze předpokládat, že ani po 40 minutách intenzivního míchání suspenze z materiálu nebyl uvolněn všechen plyn.



Obr. 5-7: Velikost bublinek bioplynu u fermentačních suspenzí (BPS A - vlevo, BPS B – vpravo)

5.2.1.3 Velikost částic v analyzovaných fermentačních suspenzích

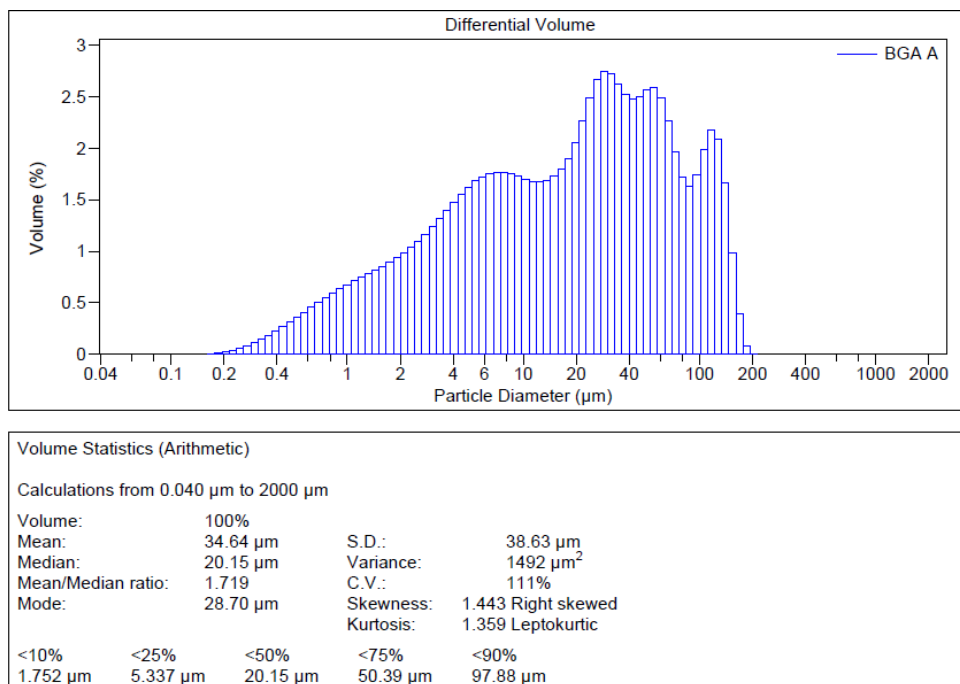
Velikost částic ve zkoumaných fermentačních suspenzích byla zkoumaná v mokřém a suchém stavu. Analýza velikosti částic v mokřém stavu byla problematičtější z důvodu povahy zkoumaného materiálu. Nicméně i v tomto případě byly získány další doplňující informace o vlastnostech fermentačních suspenzí.



Obr. 5-8: Histogram relativní kumulativní hmotnosti částic po mokřém síťovém rozboru fermentačních suspenzí A a B

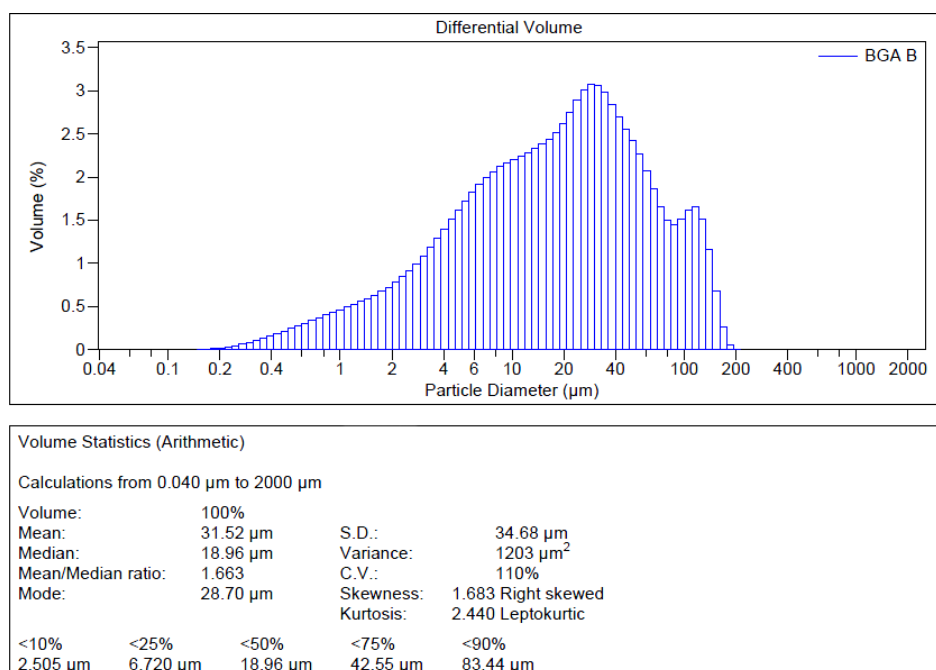
Obr. 4-8 znázorňuje histogram relativní kumulativní hmotnosti velikosti částic v jednotlivých frakcích síťového rozboru. Z histogramu je patrné, že mokrá frakce větší než 4 mm u materiálu B tvořila 38,3 %, tedy o 14,6 % více než v případě materiálu A. 50,1 % materiálu B a 38,7 % materiálu A bylo zachyceno jako frakce větší než 1 mm. 49,9 % materiálu B a 61,3 % materiálu A představovalo tekutou frakci s částicemi menšími než 1 mm. Lze tedy shrnout, že suspenze B byla schopna vázat výrazně větší množství vody než v případě suspenze A.

Tekutá frakce (< 1mm) byla dále analyzována a statisticky vyhodnocena přístrojem LS 13 320 Particle Size Analyser Beckman Coulter. Na základě výsledků měření (viz obr. 5-9 a obr. 5-10) je i přes odchylky v oblasti velikosti částic 4-20 μm a 100-200 μm možné konstatovat, že oba materiály mají velmi podobný charakter a z pohledu velikosti částic < 1mm se významně neliší. Výrazný rozdíl tedy tvořil pouze obsah sušiny v obou suspenzích. Tekutá frakce < 1mm suspenze B měla výrazně vyšší obsah sušiny (TS = 10,6 %) než tekutá frakce suspenze A (TS = 6,3 %).



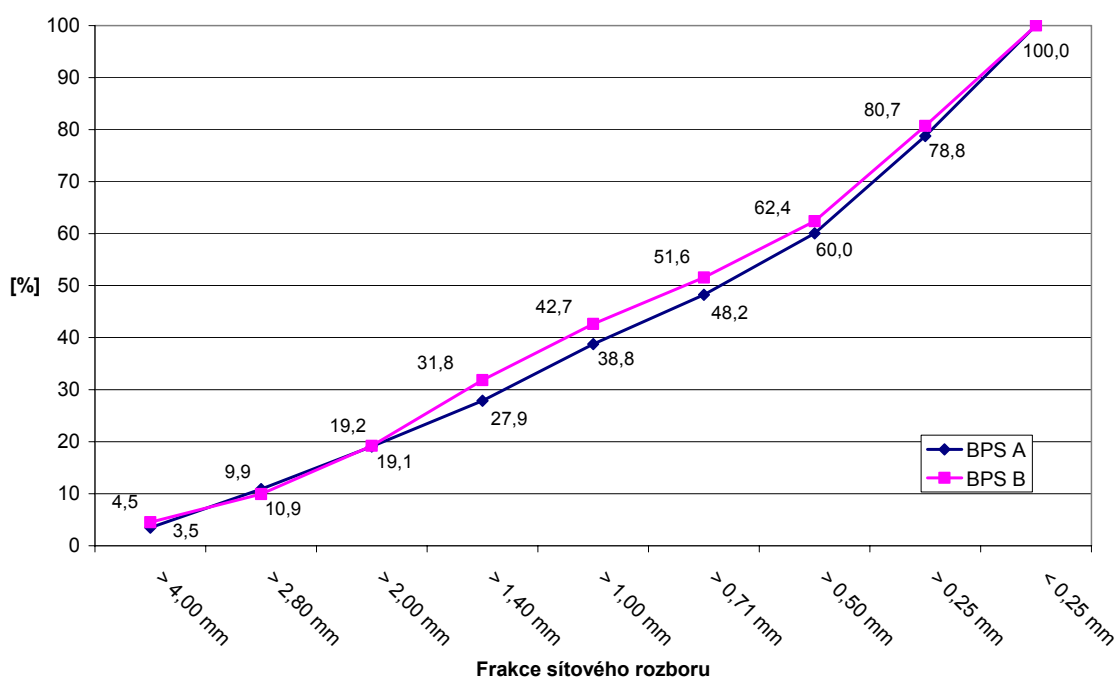
Obr. 5-9: Diferenciální objem částic frakce < 1 mm suspenze A (měřeno přístrojem LS 13 320 Particle Size Analyser Beckman Coulter)

Bylo také zjištěno, že tekutá frakce s částicemi menšími než 1 mm může obsahovat poměrně vysoké procento sušiny v porovnání s původní suspenzí. Průměrný obsah sušiny tekuté frakce suspenze A činil přibližně 70 % a v případě suspenze B dokonce více než 80 % z celkového obsahu sušiny v původní fermentační suspenzi.



Obr. 5-10: Diferenciální objem částic frakce < 1 mm suspenze B (měřeno přístrojem LS 13 320 Particle Size Analyser Beckman Coulter)

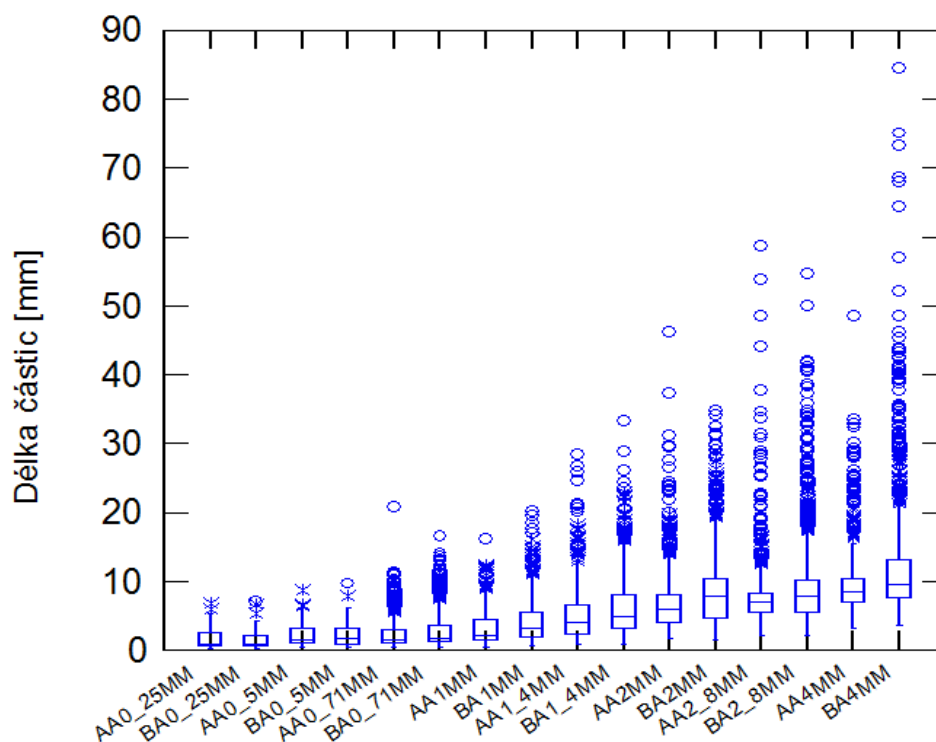
Z důvodu nesnadného popsání jednotlivých frakcí mokrého materiálu byly po usušení fermentační suspenze, tedy již v suchém stavu, provedeny další síťové rozborů. Na histogramu relativních kumulativních hmotností (obr. 5-11) je zachyceno procentuální hmotnostní zastoupení analyzovaných frakcí. Z histogramů je patrné že materiál B obsahuje větší hmotnostní podíl částic frakce > 4 mm než materiál A. Až do frakce > 2 mm však dále nelze při porovnání obou materiálů zaznamenat výrazný rozdíl. Od frakce 1,4 mm je však patrný odklon obou křivek. Ten je způsoben vyšším nárůstem této frakce u materiálu B (o 12,6 %), zatímco u materiálu A pouze o 8,8 %. V tomto bodě představují částice větší než 1,4 mm průměrně 31,8 % celkové hmotnosti vzorku materiálu B. U materiálu A se jedná pouze o 27,9 %. Nárůst v případě obou materiálů u dalších frakcí je už poměrně vyrovnaný a směrem k jemnějším frakcím se obě křivky k sobě opět přibližují. Největší hmotnostní frakcí u obou materiálů činí částice menší než 0,25 mm. U obou zkoumaných materiálů přesahuje suma hmotností částic menších než 1 mm výrazně 50 % z celkové hmotnosti vzorku. U materiálu B činí tato frakce 57,3 %, v případě materiálu A dokonce 61,2 % z celkové hmotnosti vzorku.



Obr. 5-11: Histogram hmotnostního zastoupení jednotlivých frakcí síťového rozboru

Síťové rozborů průkazně nepotvrdily, že fermentační suspenze z BPS B obsahuje větší částice než materiál z BPS A. Za účelem dalšího zkoumání bylo provedeno měření délky částic.

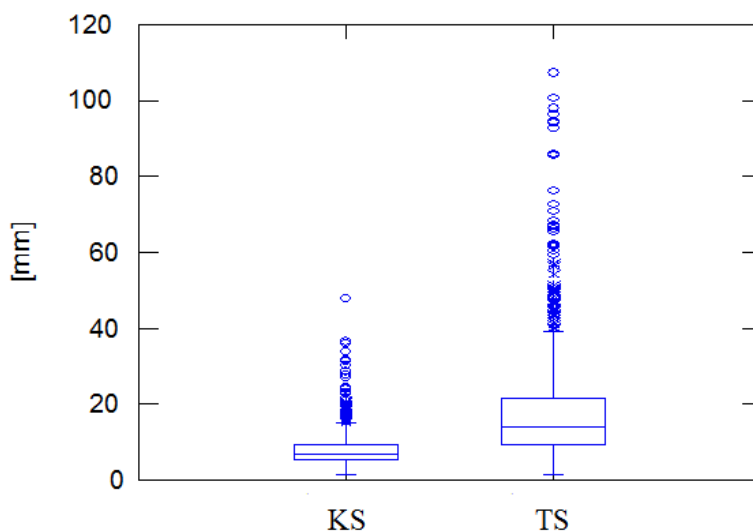
Po analýze délky částic v jednotlivých frakcích lze konstatovat, že rozptýl v délce částic je u všech frakcí větších než 1 mm v případě materiálu B větší než u materiálu A. Částice materiálu B jsou u těchto frakcí v průměru delší, než u materiálu A. Výsledky statistického vyhodnocení délky částic materiálu A (N = 800) a materiálu B (N = 800) shrnuje obr. 5-12.



Obr. 5-12: Délka částic pro jednotlivé frakce ze síťových rozborů (AA=BPS A, BA= BPS B)

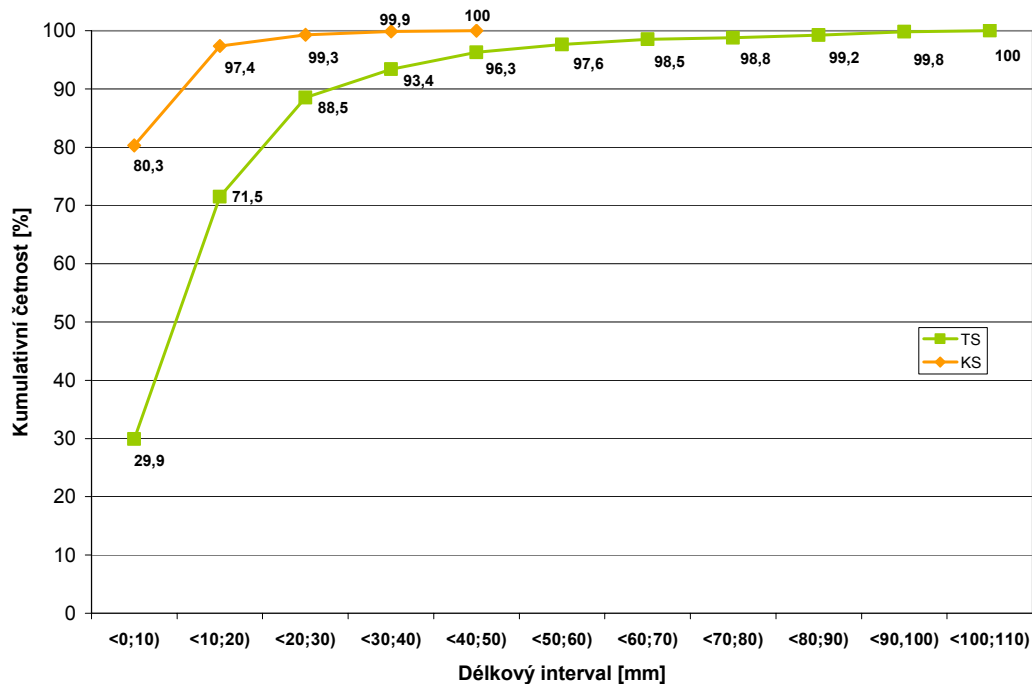
Od frakce > 1mm vykazuje délka částic jednotlivých frakcí materiálu B zřetelně vyšší rozptýl než v případě materiálu A, rozdíly v délce částic porovnávaných frakcí u obou materiálů možné označit při porovnání mediánů a rozdělení dat za jednoznačné. Materiál A je z hlediska velikosti částic homogennější než materiál B: Vzhledem k průměrně větší délce částic jednotlivých frakcí materiálu B v porovnání s délkami částic materiálu A a ve vztahu k dávkovaným substrátům bylo potřebné potvrdit, že příčinou větší délky částic u materiálu B je používání substrátů na bázi travních siláží. U BPS A je naproti tomu jako hlavní nečerpateľný substrát používána siláž kukuřičná. Na základě této hypotézy byly porovnány délky částic obou zmiňovaných substrátů.

Statistické vyhodnocení měření délky částic kukuřičné siláže (N = 500) a travní siláže (N = 500) na obr. 5-13 ukazuje, že částice obsažené v travních silážích jsou v průměru signifikantně delší než v kukuřičné siláži.



Obr. 5-13: Porovnání délky částic u kukuřičné (KS) a travní (TS) siláže

Výsledky vyhodnocení měření délky a kumulativních relativních četností v různých délkových intervalech jsou znázorněny na obr. 5-14.



Obr. 5-14: KAMARÁDOVO ET AL (2011A) znázornění velikost částic a jejich relativní kumulativní četností u kukuřičné (KS) a travní siláže (TS)

Z obr. 5-14 je patrné, že 97,4 % částic obsažených v kukuřičné siláži je menších než 20 mm, v případě travní siláže je to pouze 71,5 %. Částic delších než 30 mm se v travní siláži nachází 11,5 %, u kukuřičné siláže je to pouze 0,7 % ze všech měřených částic. V kukuřičné siláži nebyly nalezeny žádné částice s délkou větší než 50 mm, u travní siláže bylo zjištěno 3,7 % částic delších než 50 mm.

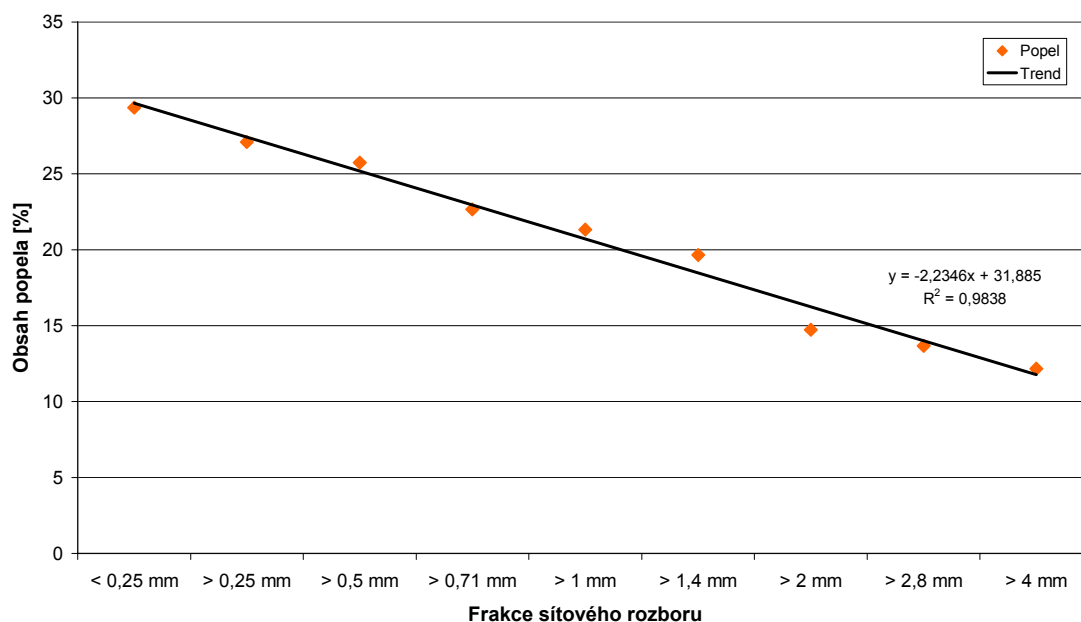
5.2.1.4 Sedimentační vlastnosti analyzovaných fermentačních suspenzí

Ze stanovení průměrného obsahu popela ve fermentačních suspenzích, tedy anorganických látek, v jednotlivých frakcích síťového rozboru je patrné, že obsah popela stoupá se zmenšující se velikostí částic. Tento vztah je znázorněn lineární funkcí s velmi vysokou spolehlivostí na obr. 5-15.

Tab. 5-4: Průměrný obsah popela v jednotlivých frakcích suchého síťového rozboru

	Průměrný obsah popela [%]		
	BPS A	BPS B	Průměr AB
< 0,25 mm	27,5	31,2	29,4
> 0,25 mm	23,5	30,7	27,1
> 0,50 mm	25,5	26,0	25,7
> 0,71 mm	20,4	24,9	22,7
> 1,00 mm	18,7	23,9	21,3
> 1,40 mm	17,1	22,2	19,7
> 2,00 mm	14,2	15,3	14,7
> 2,80 mm	14,1	13,2	13,7
> 4,00 mm	9,8	14,5	12,2

Při porovnání suspenzí A a B v tab. 5-4, je zřejmé, že suspenze B obsahuje ve všech frakcích až na frakci > 2,8 mm více anorganických látek než suspenze A.



Obr. 5-15: Průměrný obsah popela (anorganických látek) v jednotlivých frakcích suchého síťového rozboru fermentačních suspenzí zemědělských bioplynových stanic

U obou suspenzí s výjimkou frakcí > 2,8 mm a > 4 mm (suspenze B) obsah popela klesá se zvyšující se velikostí částic. Větší procentuální podíl popela v suspenzi B lze

vyvětlit využíváním susbrátů na bázi trav. Při jejich sklizni bývá žací lišta výrazně níže než při sklizni kukuřice, tím dochází ke většímu znečištění travních materiálů zeminou než při sklizni kukuřice. To může mít následně negativní vliv i na průběh procesu silážování.

V návaznosti na obsah popela byly zkoumány rovněž sedimentační vlastnosti obou analyzovaných suspenzí. Sedimentační vlastnosti materiálu mají velký význam v provozu fermentorů bioplynových stanic, z důvodu možné tvorby sedimentu na dně fermentoru nebo plovoucí vrstvy na hladině fermentační suspenze. V návaznosti na výsledky analýz obsahu popela u jednotlivých frakcí by měly mít větší tendenci k tvorbě sedimentu částice s vyšším obsahem popela, tedy menší částice. Při sedimentačním testu byl zkoumaný materiál ponechán 24 hodin při provozním podmínkách anaerobních fermentorů blízké teplotě 35°C nerušeně sedimentovat. Po 24 hodinách nebyla ani u jednoho z materiálů zjištěna pozorovatelná sedimentační vrstva. Je třeba dodat, že v reálných provozních podmínkách fermentorů BPS fermentační suspenze 24 hodinovou možnost nerušené sedimentace s velkou pravděpodobností nikdy mít nebude.

Vzhledem ke zjištěnému vyššímu obsahu anorganických látek v suspenzi B by se dala očekávat o něco intenzivnější sedimentace u tohoto materiálu. Tento předpoklad se však pravděpodobně díky vyššímu obsahu sušiny, a tedy vyšší koncentraci částic a s tím souvisejícím rušením sedimentace (mrak částic), jednoznačně nepotvrdil.



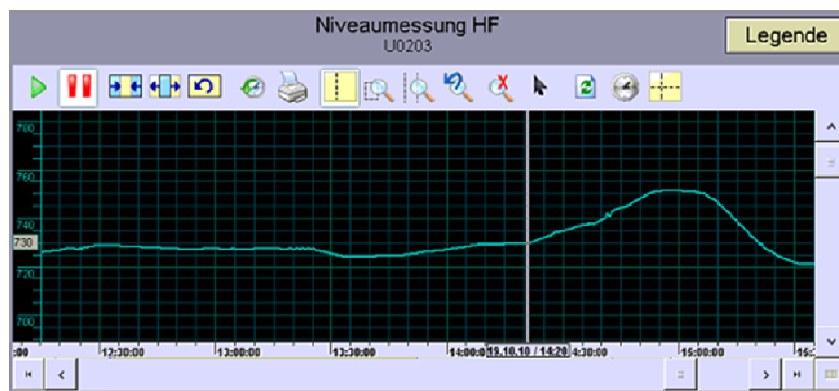
Obr. 5-16: Sedimentační test (suspenze A vlevo, suspenze B vpravo)

U obou materiálů však byla pozorována flotace větších částic směrem k hladině, a tvorba tzv. plovoucí vrstvy, tedy oddělování fází (viz obr. 5-16).

Z výše uvedeného lze odvodit, že postupem času tedy dochází k určitému oddělování větších a menších částic, kdy větší částice obsažené v suspenzi stoupají ke hladině a menší částice s vyšším podílem popela (anorganických látek) buď zůstávají ve

vznosu, nebo určitou rychlostí klesají ke dnu. Sedimentace částic je zde do zatím neznámé míry rušena uvolňujícími se a k hladině stoupajícími bublinkami bioplynu. Tyto bublinky s sebou unášejí větší částice a podporují tak jejich flotaci. Tento efekt způsobuje rozdělení částic na několika u sledovaných suspenzí těžce určitelných zón, kdy převážně větší a lehčí organické částice mají tendenci vytvořit na hladině plovoucí krustu, která může být příčinou provozní problémů při míchání fermentoru. U suspenze B bylo oddělování částic velmi jednoznačné (obr. 5-16 vpravo). U materiálu A jednoznačná hranice dobře rozpoznatelná nebyla (obr. 5-16 vlevo).

Tvorba plovoucí vrstvy nebo krusty může být spolu s kumulací bioplynu pod její hladinou příčinou změn objemu fermentační suspenze s přímým vlivem na stav naplnění fermentoru. To potvrzuje test provedený v reálném provozu BPS B, kdy byla záměrně na 30 minut vypnuta míchadla a sledována změna úrovně hladiny ve fermentoru. Na obr. 5-17 lze vysledovat, že po vypnutí míchadel došlo ke zvýšení hladiny ve fermentoru o 22 cm, což odpovídá změně přibližně o 3 % oproti původnímu stavu naplnění. V závislosti na konzistenci suspenzí a čase však může změna objemu dosáhnout až desítek procent. Lze předpokládat, že tuto diferenci z velké části ovlivňuje i bioplyn hromadící se pod vznikající krustou nebo ve fermentační suspenzi. Po 30 minutách byl míchací systém z preventivních důvodů opět uveden do chodu. Z provozních zkušeností BPS B, lze potvrdit nebezpečnost tvorby plovoucích vrstev a nárůstu objemu suspenzí u bioplynových stanic s poddimenzovaným nebo nefunkčním mícháním. Na BPS B došlo v minulosti následkem výpadku elektrického proudu k tvorbě plovoucí vrstvy, ve které zůstala zablokována instalovaná pádlová míchadla. Krustu se podařilo narušit až za vynaložení velkého úsilí a nasazení ponorného vrtulového míchadla.



Obr. 5-17: Měření hladinoměrem – Stav naplnění fermentoru a tvorba plovoucí vrstvy po vypnutí míchadel (BPS B)

Přímý vliv na rychlost tvorby krusty má vedle používaného substrátu a délky jeho částic rovněž obsah sušiny ve fermentoru. Z výpovědí provozovatelů bioplynových stanic lze shrnout, že při vyšších sušinách může být tvorba krusty (flotace částic) pomalejší než při nižším obsahu sušiny suspenze. Tvorba krusty je u vláknitých substrátů jako travní siláž pravděpodobnější než např. u kukuřičné siláže. Zásadní roli při prevenci tvorby plovoucích vrstev a krust hraje dimenzování a účinnost instalovaných míchacích systémů.

5.2.1.5 Viskozita fermentační suspenze

K prvním měřením viskozity byl použit komerčně dostupný procesní viskozimetr XL7-100 od firmy Hydramotion. Tento typ viskozimetru je v současnosti používán například v potravinářském nebo fermentačním průmyslu. Princip měření procesního viskozimetru spočívá v registraci a vyhodnocení torzního momentu vibrující tyče v měřeném materiálu. Tento princip měření umožňuje měření viskozity při vysokých, ale konstantních smykových rychlostech.

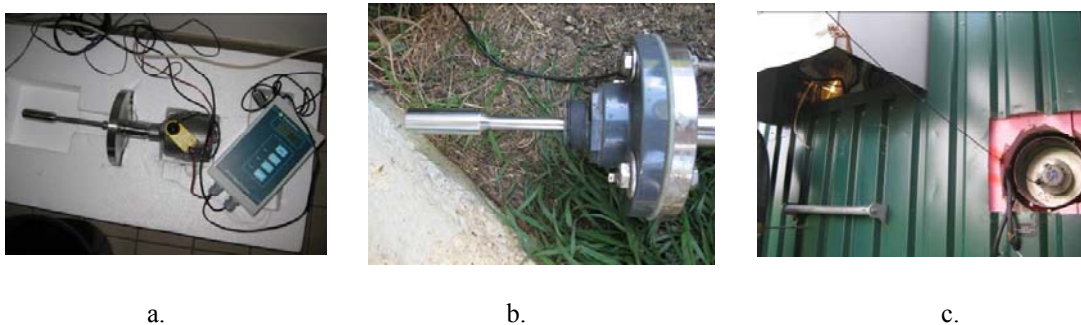
Pomocí viskozimetru XL7-100 mohla být provedena první měření viskozity obou zkoumaných fermentačních suspenzí. Průměrné hodnoty viskozity materiálu A a B (N = 10) naměřené procesním viskozimetrem XL7-100 jsou uvedeny v tabulce 5-5.

Tab. 5-5: Přehled naměřených hodnot viskozity měřených viskozimetrem XL7-100 (Kamarád et al., 2010B)

Parametr	BPS A	BPS B
Průměrný obsah sušiny v suspenzi (TS) [%]	8,56	11,16
Průměrný obsah org. sušiny v suspenzi (oTS) [%]	6,08	8,51
Viskozita fermentovaného materiálu při 20°C [mPas]	190,6	580,6
Viskozita fermentovaného materiálu při 39°C [mPas]	54,1	-
Viskozita fermentovaného materiálu při 49°C [mPas]	-	145,2

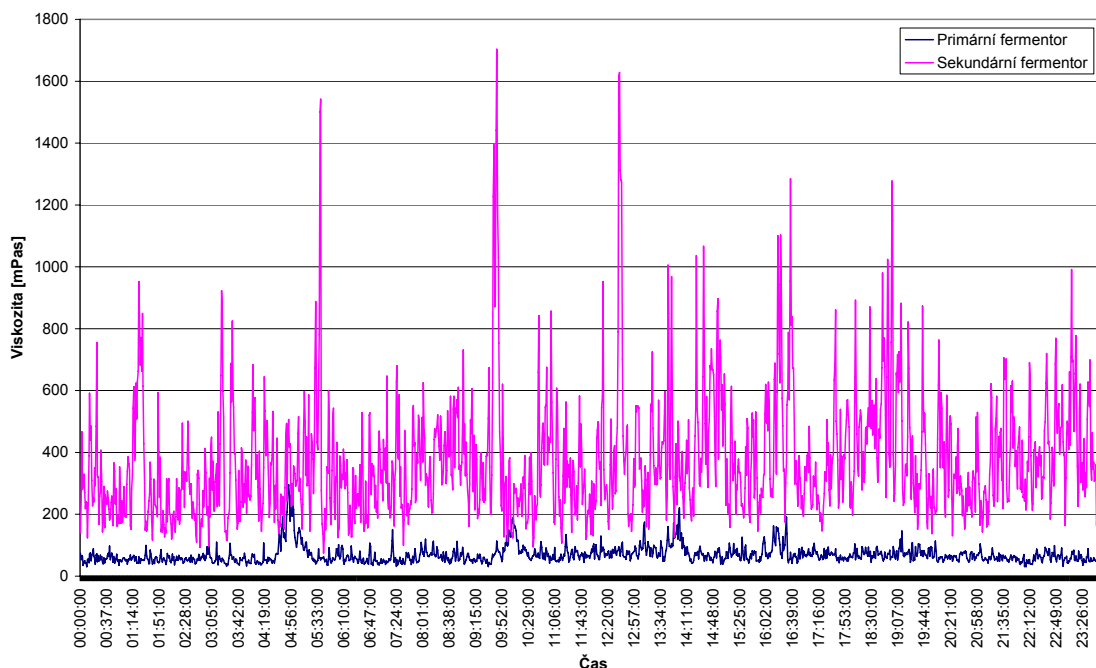
Z uvedených dat je patrné, že viskozita fermentační suspenze B byla jak při měření při laboratorní teplotě 20°C, tak při provozní teplotě fermentoru přibližně 3krát vyšší než u suspenze A.

Na bioplynové stanici B bylo technicky možné procesní viskozimetr zabudovat do stěny fermentoru a provést kontinuální měření viskozity přímo v primárním, ale i sekundárním fermentoru (obr. 5-18 a 5-19). Následně byl procesní viskozimetr instalován na několik dní i do sekundárního fermentoru BPS B. Zabudování procesního viskozimetru do stěny fermentoru A bohužel technicky možné nebylo.



Obr. 5-18: Procesní viskozimetr XL7-100 (a. a b.) zabudovaný do stěny fermentoru B (c.)

Na obr. 5-19 lze pozorovat rozdíly ve viskozitě mezi primárním a sekundárním fermentorem BPS B. Z naměřených hodnot vyplývá, že i přes relativně malé rozdíly v obsahu sušiny a organické sušiny je viskozita v primárním a sekundárním fermentačním stupněm výrazně rozdílná. Měření byla opakována rovněž v odebraných vzorcích vně fermentoru. Zde se potvrdilo, že viskozita v sekundárním stupni (při TS = 9,23 % a oTS = 6,79 %) byla přibližně pětkrát nižší než v primárním stupni (při TS = 10,32 % a oTS = 7,72%). Při měření sekundárního fermentoru byly rovněž pozorovatelné výkyvy v naměřených hodnotách viskozity. To lze vysvětlit větší homogenitou suspenze v sekundárním fermentoru a menší intenzitou míchání (instalováno pouze jedno pádlové míchadlo).



Obr. 5-19: Rozdíly ve viskozitě mezi primárním a sekundárním fermentorem BPS B

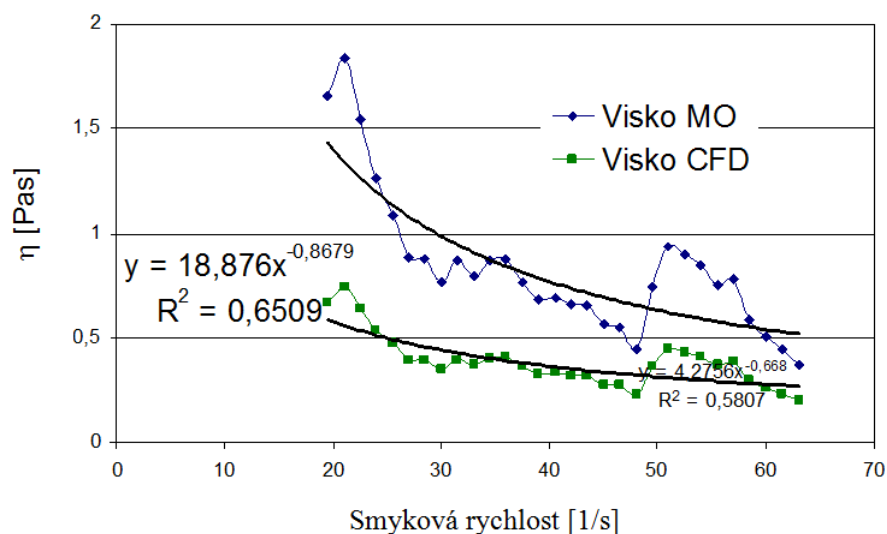
Původním záměrem měření viskozity s procesním viskozimetrem bylo výsledky měření obou viskozimetrů porovnat a posoudit tak přesnost měření konstruovaného makroviskozimetru. Nicméně konstantní smyková rychlost (1000 s^{-1}) procesního viskozimetru byla příliš vysoká a s makroviskozimetrem takové hodnoty nebylo možné dosáhnout. Při otáčkách, které by bylo nutné za tímto účelem dosáhnout se v makroviskozimetru tvoří víry kolem osy míchadla. V tomto pásmu tedy nebylo možné makroviskozimetr kalibrovat. Měření s procesním viskozimetrem XL7-100 ukázala, že při vysoké smykové rychlosti bude viskozita fermentačních suspenzí velmi nízká. Následnými měřeními pomocí makroviskozimetru bylo potvrzeno, že se jedná o newtonovskou kapalinu, jejíž viskozita je silně závislá na smykové rychlosti.

Jak už bylo uvedeno v teoretické části, u většiny fermentačních suspenzí lze očekávat viskozitu závislou na smykové rychlosti. Viskozitu je tedy pro praktické potřeby a tvorbu počítačových CFD simulací nezbytné vnímat jako funkci smykové rychlosti. Aby bylo možné získat reprezentativní data pro provedení počítačových CFD simulací, byl na TU Wien zkonstruován viskozimetr vlastní výroby – makroviskozimetr. Hodnoty viskozity získané pomocí makroviskozimetru společně s rovnicemi charakterizujícími funkci závislosti viskozity na smykové rychlosti pro oba materiály jsou uvedeny na obr. 5-20 a 5-21. Zde je patrné, že dynamická viskozita fermentační suspenze B, je i při nižších smykových rychlostech opět přibližně 5-6krát vyšší než viskozita suspenze A.

Diagramy na obr 5-20 a 5-21 znázorňují výsledky zkoumání reologických vlastností fermentační suspenze na BPS A a BPS B. Horní křivka představuje kalibraci viskozimetru dle Metznera a Otty. Dolní křivka znázorňuje výsledek po kalibraci za použití počítačových CFD simulací. Rozdíly mezi oběma křivkami charakterizujícími viskozitu jsou způsobeny nedostatky při modelování. Pro počítačové CFD simulace byla použita data získaná měřením, založená na kalibraci dle Metznera a Otty. Výrazně newtonovské vlastnosti zkoumaného materiálu B jsou přisuzovány specifické konzistenci fermentační suspenze způsobenou vysokým obsahem sušiny a dávkováním substrátů na bázi travní siláže a dalších vláknitých substrátů (např. GPS z prosa apod.).

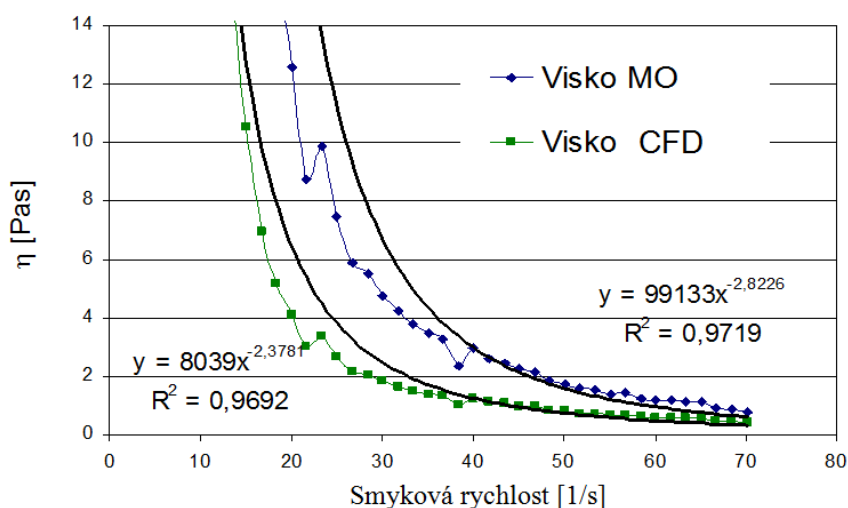
Při provádění počítačových simulací byly výsledky kalibrace dle Metznera a Otty použity jako krajní podmínka. Blíže se konstrukcí, kalibrací, a vyhodnocováním měření viskozity pomocí makroviskozimetru zabývá disertační práce POHNA (2012).

Výsledky měření provedené přímo na bioplynových stanicích ukazují silně newtonovské vlastnosti měřeného materiálu – fermentační suspenze. Makroviskozimetrem naměřené hodnoty byly použity pro počítačové CFD simulace.



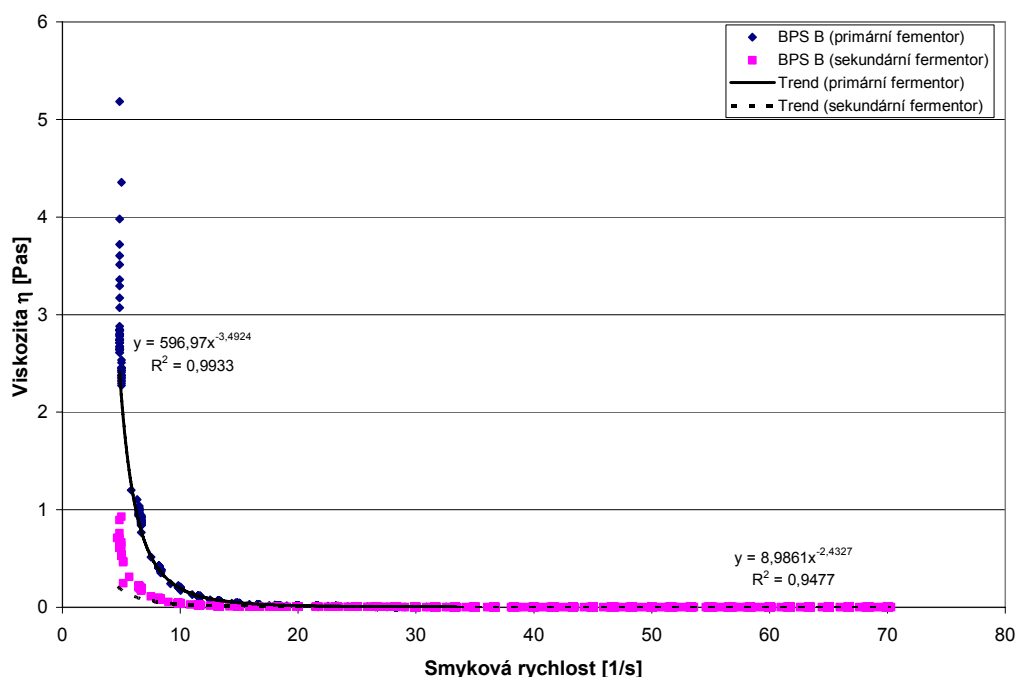
Obr. 5-20: Funkce charakterizující viskozitu materiálu A (POHN ET AL., 2010A)

Výsledky měření makroviskozimetrem tedy opět potvrdily, že suspenze B vykazovala především při nižších smykových rychlostech výrazně vyšší viskozitu než suspenze A. Řádový rozdíl byl mezi oběma viskozimetry v naměřených hodnotách je, jak bylo již dříve zmíněno, způsoben výrazně vyšší a konstantní smykovou rychlostí při měření procesním viskozimetrem XL7-100. Z těchto důvodů byla data získaná pomocí procesního viskozimetru pro počítačové CFD simulace nevhodná a pro modelování byla použita výhradně data naměřená viskozimetrem vlastní konstrukce.



Obr. 5-21: Funkce charakterizující viskozitu materiálu B (POHN ET AL., 2010A)

V návaznosti na dříve uvedené, kdy byl při měření procesním viskozimetrem XL7-100 zjištěn výrazný rozdíl ve viskozitě suspenze z primárního a sekundárního fermentoru BPS B, měření makroviskozimetrem toto zjištění potvrdilo (obr. 5-22).



Obr. 5-22: Měření viskozity makroviskosimetrem v primárním a sekundárním fermentoru BPS B

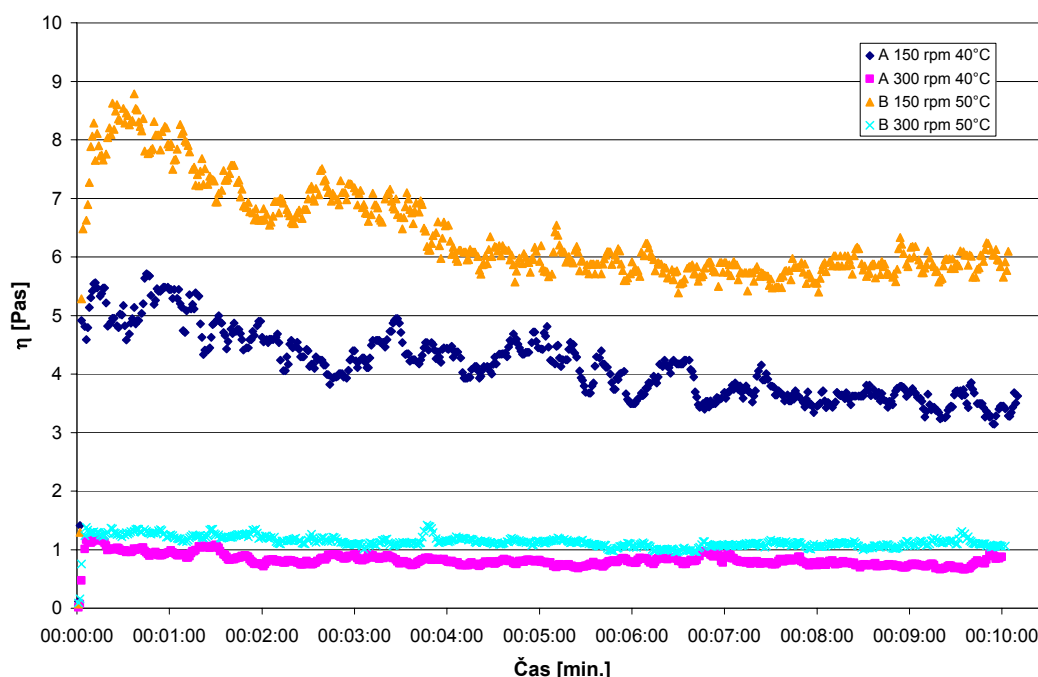
Průběh vývoje viskozity obou zkoumaných suspenzí silně závislé na smykové rychlosti charakterizují následující funkce 5-1 pro primární fermentor a funkce 5-2 pro sekundární fermentor BPS B. U uvedených výsledků lze od smykové rychlosti přibližně 20 s^{-1} pozorovat výrazné přiblížení hodnot dynamické viskozity obou měřených materiálů.

$$y = 596,97x^{-3,4924} \quad (5-1)$$

$$y = 8,9861x^{-2,4327} \quad (5-2)$$

Obr. 5-23 představuje vývoj viskozity fermentačních suspenzí A a B během 10 minutového měření při konstantní smykové rychlosti a teplotě blízké provozním podmínkám fermentoru. Při 150 ot. / min. makroviskosimetru odpovídala smyková rychlost 25 s^{-1} . Při 300 ot. / min. odpovídala smyková rychlost hodnotě 50 s^{-1} . V obou případech vykazuje fermentační suspenze B vyšší viskozitu než suspenze A. Při vyšší smykové rychlosti je viskozita výrazně nižší a při porovnání s hodnotami měřenými při 150 ot. / min. poměrně konstantní. Tyto hodnoty do jisté míry odpovídají vývoji viskozity v okolí rychloběžných míchadel. Při nižších smykových rychlostech, což jsou podmínky bližší pomaluběžným míchadlům, je viskozita suspenze výrazně vyšší a s časem mírně klesá. Lze předpokládat, že v okolí některých pomaluběžných míchadel může být viskozita ve skutečnosti ještě vyšší. Tato měření potvrzují, že viskozita

fermentačních suspenzí je funkcí smykové rychlosti $\eta = f(\dot{\gamma})$ a jedná se tedy o strukturně viskózní tekutiny.



Obr. 5-23: Vývoj viskozity suspenzí A a B při konstantní smykové rychlosti

Při smykové rychlosti 25 s^{-1} se dynamická viskozita suspenze A pohybovala při provozní teplotě fermentoru 40°C v rozmezí 5 až 3,5 Pas. V případě suspenze B se dynamická viskozita při provozní teplotě fermentoru 50°C pohybovala v rozmezí 8 až 5,5 Pas. Při smykové rychlosti 50 s^{-1} jsou dynamické viskozity obou suspenzí vyrovnanější. V případě suspenze A činila dynamická viskozita 0,8 Pas, u suspenze B byla naměřena průměrná dynamická viskozita 1 Pas. Při provozních podmínkách fermentorů při smykové rychlosti 25 s^{-1} byla viskozita suspenze B o přibližně o 60 % vyšší než u suspenze A. Při vyšší smykové rychlosti 50 s^{-1} činil rozdíl pouze 20 %. S rostoucí smykovou rychlostí se tedy hodnoty dynamické viskozity obou analyzovaných suspenzí k sobě přibližují.

5.2.2 Výběr vhodného stopovače

Za účelem výběru vhodného stopovače pro provedení testů k analýze procesu míchání v bioplynových fermentorech bylo zvažováno několik různých materiálů i detekčních metod. Radioaktivní stopovače pro tyto účely z důvodu problematické environmentální akceptace uvažovány nebyly. Uvažované stopovače jsou uvedeny v následujícím přehledu.

5.2.2.1 Fluorescein

Jedním z prvních uvažovaných stopovačů byl fluorescein, známý též jako uranin, který je poměrně často užíván jako stopovač v různých oblastech jako fluorescentní stopovač. Jeho detekce probíhá fotometricky. Absorpční maximum leží ve vodním prostředí při 494 nm a emisní maximum při 521 nm. Tyto hodnoty mohou být ovšem ovlivněny hodnotou pH, které by se mělo ideálně pohybovat v neutrální oblasti. Jeho barva v roztocích se v závislosti na ředění mění z oranžové na zelenou. Fluorescein je používán jako stopovač v lékařství, vodohospodářství a dalších průmyslových odvětvích například k detekci netěsností.



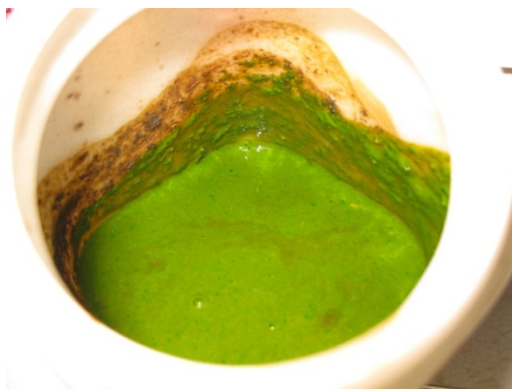
a.



b.

Obr. 5-24: Fluorescein jako koncentrovaný prášek (a) a ve vodném roztoku pod UV lampou (b)
(Zdroj: <http://en.wikipedia.org/wiki/Fluorescein>)

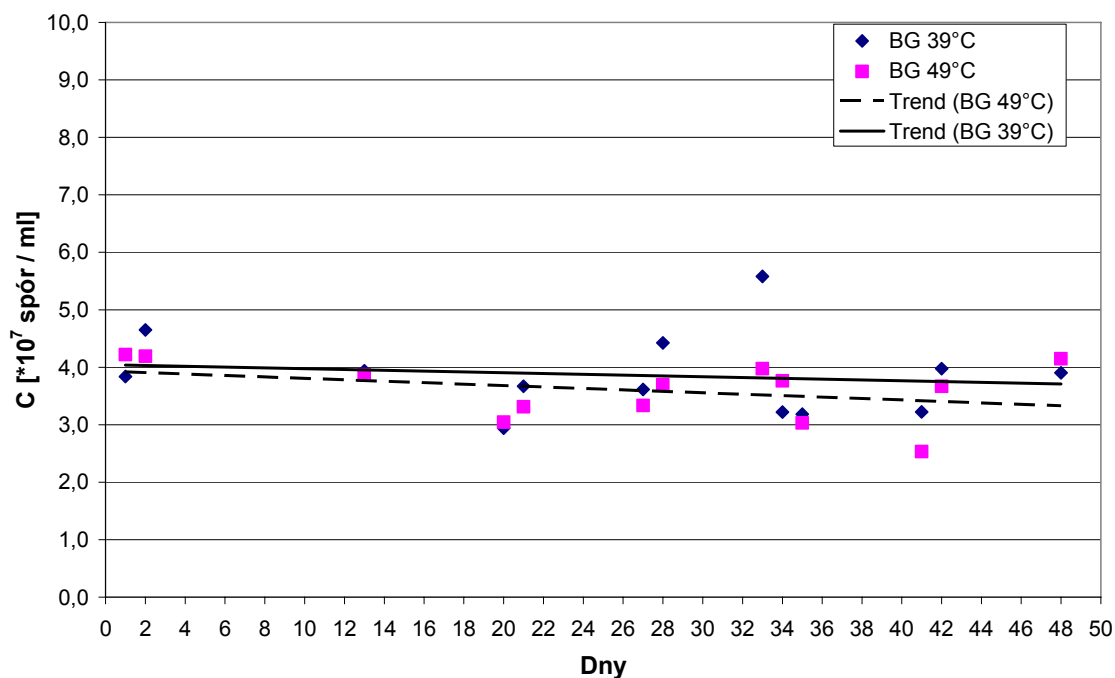
Po několika laboratorních testech bylo zjištěno, že fluorescein by jako stopovač mohl být vhodný pouze pro roztoky o relativně nízkých sušinách. Pro použití ve zkoumaných fermentačních suspenzích a zamýšlené testy se tak ukázal být nevhodný. Jak z důvodu, že při používaných koncentracích byla ve fermentační suspenzi detekční metoda nedostatečně spolehlivá a použití vyšších koncentrací by se negativně odrazilo ve finanční náročnosti testu.



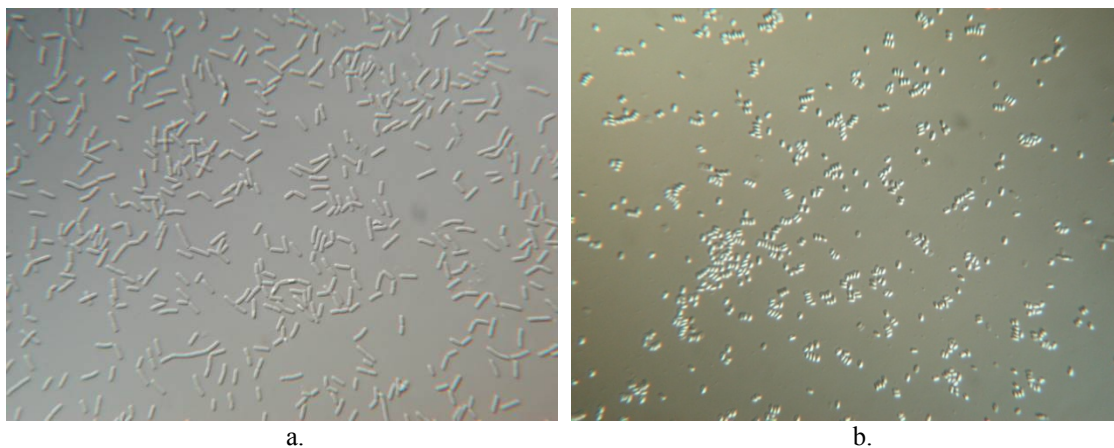
Obr. 5-25: Fluorescein ve fermentační suspenzi pod UV lampou

5.2.2.2 Spory mikroorganismu *Bacillus athrophaeus*

Spory tohoto mikroorganismu jsou využívány jak pro podobné účely jako fluorescein, tak například ve vojenství pro simulace útoků biologickými zbraněmi nebo o ověření účinnosti sterilizace. Spory jsou v nižších koncentracích zdravotně nezávadné, při vysokých koncentracích mohou být patogenní.



Obr. 5-26: Laboratorní test stability a detekce spor při provozních teplotách 39°C a 49°C (KAMARÁD ET AL., 2011)



Obr. 5-27: Buňky (a) a spory (b) mikroorganismu *Bacillus atrophaeus* No. 2277 (*Bacillus globigii*)



Obr. 5-28: Suspendované spóry *Bacillus globigii* – stopovač (vlevo), dávkování stopovače spolu se substrátem pomocí dopravního šneku do fermentoru B (vpravo)



Obr. 5-29: Fermentační suspenze z testovacích fermentorů (a) a z ní izolované spóry *Bacillus globigii* (b)

ADE-KAPPELMANOVÁ (2008) použila spory mikroorganismu *Bacillus atrophaeus* známého též pod názvem *Bacillus globigii* (BG) jako biologický stopovač pro určení minimální doby zdržení ve fermentorech bioplynových stanic.

Tento pokus však trval jen několik hodin až dní. KAMARÁD ET AL. (2011B) ověřoval stabilitu spor při teplotách 39 a 49 °C po dobu 48 dní a následně použil spory mikroorganismu *Bacillus atrophaeus* (Kmen No. 2277, DSM - Deutsche Stammsammlung für Mikroorganismen) k dlouhodobým pokusům (více než dvě teoretické doby zdržení) v reálných fermentorech bioplynových stanic (2000 m³ a 1500 m³). Na obr. 5-28 je zachyceno dávkování suspenze spor do fermentoru. Produkční a detekční metoda spor (obr. 5-27 a 5-29) se opírá o návrh německé vyhlášky BUNR (2007).

Jak ukazuje obr. 5-26, při testu stability byly zaznamenány výkyvy v koncentraci spor. Výkyvy v naměřených koncentracích však velmi pravděpodobně nejsou způsobeny jejich nedostatečnou stabilitou, nýbrž přesností detekční metody negativně ovlivněné vlastnostmi fermentační suspenze. Toto blíže popisuje KAMARÁD ET AL. (2011B), který poukazuje na možné problémy s přesností detekční metody z důvodu heterogenity fermentačních suspenzí a uzavírá, že produkční a detekční metodu je nutné dále optimalizovat. K zpřesnění této metody by mohla přispět intenzivnější homogenizace vzorku, případně použití v suspenzích s nižším obsahem sušiny.

5.2.2.3 Stopovač na bázi kovového prášku

Stopovače na bázi kovových prášků jsou používány rovněž například při produkci a zkouškách homogenity krmných směsí. Detekční metoda spočívá v zachycování kovových částic z usušeného vzorku na magnetickém rotoru s filtračním papírem, přičemž zbytek vzorku je odstředivou silou z filtračního papíru odstraňován.



a.



b.

Obr. 5-30: Stopovač na bázi kovového prášku (a) a odstředivý magnetický rotační analyzátor (b)

Po izolaci stopovače ze vzorku je filtrační papír postříkán reakčním roztokem a stopovač na filtračním papíru po sobě zanechá barevnou stopu. Vyhodnocení po

spočítání barevných bodů probíhá přepočtem na sušinu a hmotnost analyzovaného vzorku. Tato metoda byla zatím použita pro účely pokusu s fermentačními suspenzemi z důvodu vyšších nákladů pouze v laboratorních podmínkách na pracovišti IFA Tulln.



a.



b.

Obr. 5-31: Použití reakčního činidla (a) a detekce stopovače (b)

5.2.2.4 Umělé částice s definovanou hmotností a velikostí

Další stopovač pro sledování pohybu čerstvě nadávkovaného substrátu do fermentoru BPS by mohly představovat umělé částice o různých délkách a měrných hmotnostech simulující vlastnosti nečerpatelných substrátů. Podobnou metodu využití barevných částic s různě definovanými vlastnostmi použili KASKE A ENGELHARDT (1990) ke zjištění doby zdržení potravy v trávicím traktu ovcí. Na rozdíl od živočichů je při použití takového stopovače pro testy ve fermentoru bioplynové stanice velkým problémem detekční metoda a dohledatelnost stopovače. Tento princip nebyl použit z důvodu časové náročnosti standardizace a produkce částic. Nicméně pokud by se zmiňované problémy podařilo vyřešit, byl by takový stopovač pravděpodobně ideální.

5.2.2.5 Roztoky lithných solí

Roztoky lithných solí bývají pro testy se stopovačem v anaerobních fermentorech používány v praxi nejčastěji. Jak už bylo uvedeno v kapitole 3.3.1.2, mezi nejčastěji používané soli patří $\text{LiCl} \cdot \text{H}_2\text{O}$, LiCl nebo $\text{LiOH} \cdot \text{H}_2\text{O}$. Návrh německé vyhlášky BUNR (2007) doporučuje používat koncentrace Li^+ 50 mg / kg sušiny s odůvodněním, že přirozená koncentrace lithia na pozadí ve fermentorech bioplynových stanic může dosahovat hodnot v rozmezí 1 - 5 mg Li^+ / kg sušiny. Dle poznatků publikovaných ANDERSONEM ET AL. (1991) při běžně používaných koncentracích lithium Li^+ neinhibuje proces tvorby bioplynu. Odběr vzorků se provádí dle normy EN ISO 11885

do plastových nádob (skleněné zkreslují výsledek) a následná detekce pomocí téže normy probíhá metodou emisní spektrometrie s indukčně vázaným plazmatem (ICP-OES).

Původně bylo plánováno využít jako stopovač pouze spory mikroorganismu *Bacillus athrophaeus*. Při provedení literární rešerše bylo zjištěno, že tyto spory sice byly v Německu využity ke stanovení minimální doby zdržení ve fermentorech bioplynových stanic, ale nikdy pro dlouhodobější pokusy, které by trvaly déle než několik dní. Pro testy provedené v Německu tak bylo zapotřebí řádově méně spor než-li pro účely testů prováděných v rámci této disertační práce. Spory zde měly představovat alternativu k lithným solím, které se pro určování hydraulické charakteristiky velmi často používají. Podle návrhu německé vyhlášky BUNR (2007) by mělo být pro provedení testu dosaženo ve fermentoru koncentrace stopovače alespoň 10^6 spor / g fermentační suspenze přítomné ve fermentoru. Produkce dostatečného množství použitelných spor pro oba fermentory (2000 m^3 a 1500 m^3) se však ukázala být problematická. Bylo tedy zapotřebí optimalizovat produkční metodu, aby bylo při mikrobiologické fermentaci získáno dostatečné množství spor.

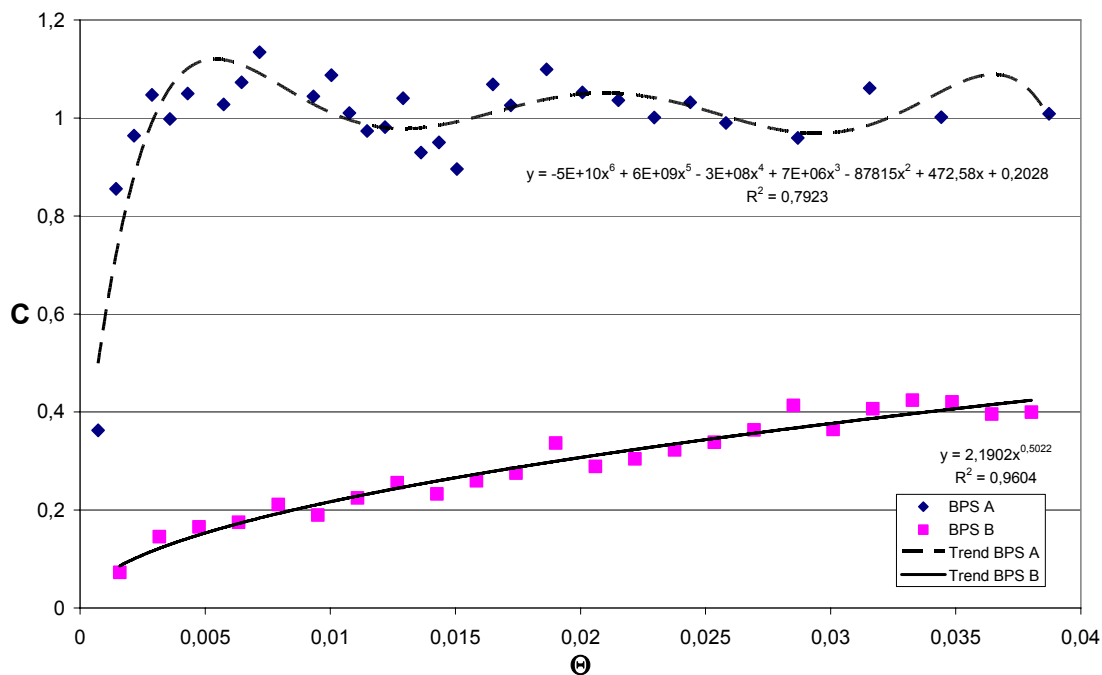
Nakonec byly testy se stopovačem provedeny v první fázi s lithnými solemi a ve druhé fázi s mírnými změnami provozních parametrů se spory mikroorganismu *Bacillus athrophaeus*. Výsledky mohly být následně porovnány s disponibilními výsledky provedených počítačových CFD simulací.

5.2.3 Porovnání kvality míchání a rychlosti vymývání substrátu u sledovaných fermentorů

5.2.3.1 Testy se stopovačem provedené za použití roztoků lithných solí

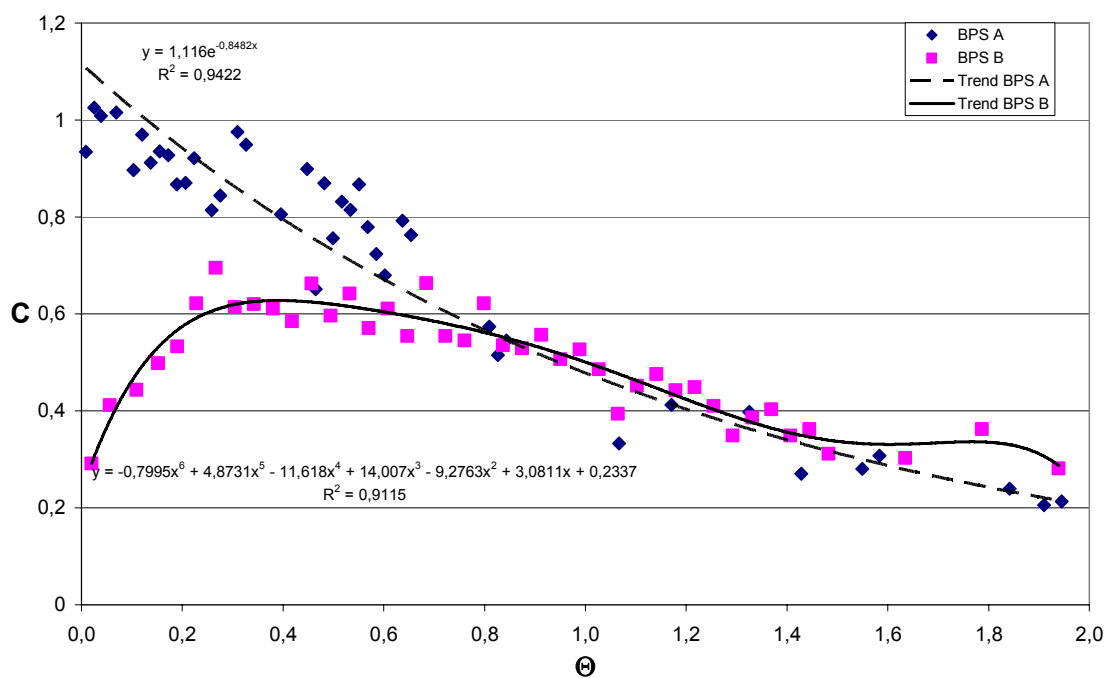
Stanovení minimální hydraulické doby zdržení a analýza distribuce substrátu ve fermentorech pomocí detekce stopovače ve výtoku z fermentoru byly na obou bioplynových stanicích nejprve provedeny pomocí lithných solí, konkrétně monohydrátu hydroxidu lithého ($\text{LiOH} \cdot \text{H}_2\text{O}$). Koncentrace lithia Li^+ na pozadí činila v suspenzi A $0,37 \text{ mg / kg TS}$, test byl proveden v období kalendářních týdnů 47 / 2009 – 11 / 2010 (pro porovnání viz obr. 5-3), obsah sušiny ve fermentoru v den dávkování stopovače byl činil 7 % a teoretická doba zdržení HRT odpovídala 52 dnům. V suspenzi fermentoru B byla zjištěna koncentrace lithia na pozadí $4,91 \text{ mg / kg TS}$,

obsah sušiny 11,5 %, HRT odpovídala 26 dnům a test byl proveden v rozmezí kalendářních týdnů 4 / 2010 – 16 / 2010 (pro porovnání viz obr. 5-4).



Obr. 5-32: Koncentrace stopovače na výtoku z fermentorů v prvních 48 (A) resp. 24 (B) hodinách od jeho nadávkování

Výsledky provedených testů po odečtení koncentrace na pozadí jsou znázorněny na obr. 5-32 a 5-33.



Obr. 5-33: Testy s lithným stopovačem provedené na bioplynových stanicích A a B, průběh do $\Theta = 2$

Do fermentoru A (2000 m^3) byl stopovač jednorázově nadávkován ve formě roztoku $\text{LiOH} \cdot \text{H}_2\text{O}$ spolu s 5 m^3 prasečí kejdy. Teoretická koncentrace ve fermentoru tak měla dosáhnout $c_0 = 3,3 \text{ mg Li}^+ / \text{l}$. Do fermentoru B (1500 m^3) byl stopovač nadávkován pomocí dávkovače pevných substrátů také ve formě roztoku. Teoretická koncentrace stopovače ve fermentoru zde měla dosáhnout $c_0 = 5,5 \text{ mg Li}^+ / \text{l}$. Potom byly v pravidelných intervalech odebírány vzorky dle BUNR (2007) na výstupu z fermentoru a v nich stanovena koncentrace lithia Li^+ dle EN ISO 11885. Následovalo vyhodnocení výsledků dle LEVENSPIELA (1972). Obr. 5-32 a 5-33 znázorňují tzv. C-křivky, tedy bezrozměrný poměr měřené koncentrace Li^+ v odtoku z fermentoru a koncentrace teoricky dosažitelné, pokud by byl všechen přidáný stopovač jednorázově rozmíchán v celém objemu zkoumaného fermentoru. Na obr. 5-32 lze pozorovat C - křivku do času $\Theta = 0,04$ (tzn. přibližně 48 hodin pro fermentor A a 24 hodin pro fermentor B).

Obr. 5-33 představuje C - křivku do uplynutí času $\Theta = 2$ (tzn. 104 dní pro BPS A a 52 dní pro BPS B). Je zde jednoznačně vidět, že stopovač byl ve fermentoru A během několika hodin rozmíchán v celém objemu fermentoru. Už při prvním odběru vzorku, jednu hodinu po jednorázovém nadávkování stopovače ($\Theta = 0,00072$), byl stopovač detekován v odtoku z fermentoru A a po 4 hodinách ($\Theta = 0,0029$) byla dosažena maximální kalkulovaná koncentrace stopovače.

Ve fermentoru B byl stopovač detekován také již při prvním odběru vzorku tzn. po 30 minutách ($\Theta = 0,00079$). Po zkušenosti z fermentoru A zde byl interval odběru prvního vzorku zkrácen. Rozmíchání stopovače do celého objemu fermentoru zde však trvalo výrazně déle, než bylo očekáváno. To dokládá oproti fermentoru A jen velmi pozvolný vzestup koncentrace stopovače v odtoku z fermentoru B. Kalkulovaná maximální koncentrace stopovače na výtoku z fermentoru B nebyla během prvních 24 hodin ($\Theta = 0,04$) avšak ani později dosažena. Ani v tomto případě nebylo zjištěno žádné zkratové proudění.

Ve fermentoru A zůstávala dosažená koncentrace po uplynutí 140 hodin ($\Theta = 0,1$) na poměrně ustálené hodnotě $C = 0,9$. Po té začala koncentrace Li^+ v odtoku z fermentoru A kontinuálně klesat. Ve fermentoru B dosahovala koncentrace Li^+ v odtoku po 70 hodinách ($\Theta = 0,1$) pouze 44 % kalkulované koncentrace a růst do tohoto bodu mírně stagnoval. Od času $\Theta = 0,1$ začala koncentrace stopovače opět poměrně strmě růst. Po sedmi dnech ($\Theta = 0,27$) dosáhla koncentrace stopovače v odtoku z fermentoru B svého maxima, tj. 70 % z kalkulované koncentrace přidávaného

stopovače. Po uplynutí 14 dnů ($\Theta = 0,53$) začala koncentrace lithia pozvolna klesat.

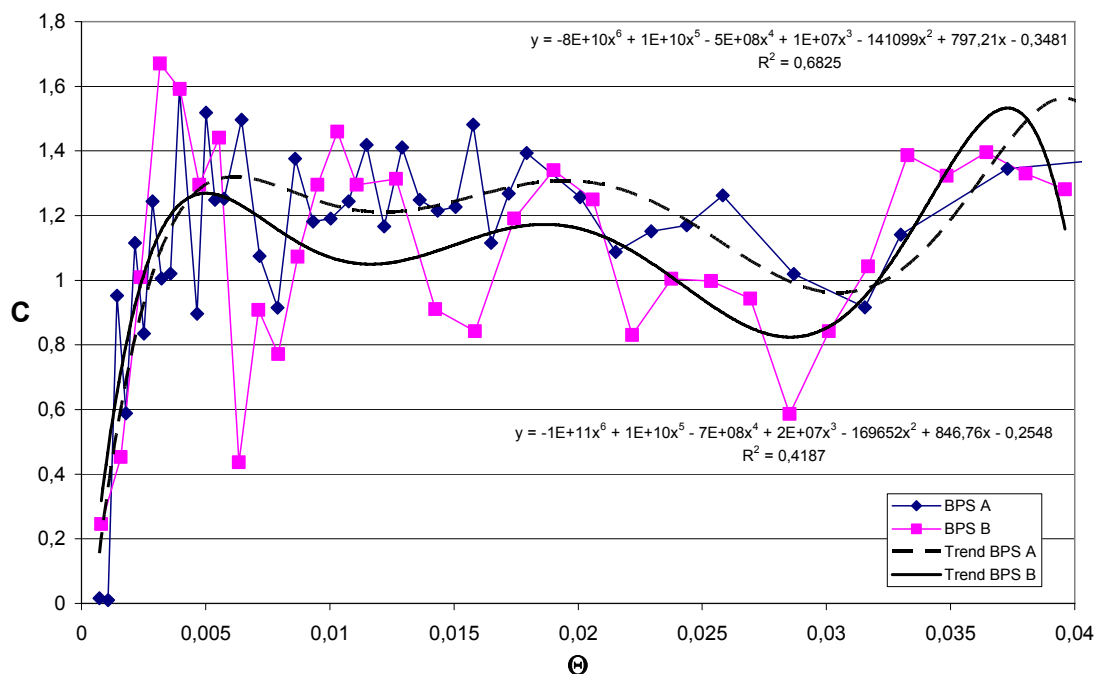
Po uplynutí času $\Theta = 1$ bylo z fermentoru A vyplaveno 67 % a z fermentoru B 51 % z přidaného stopovače. Po uplynutí dvou teoretických dob zdržení ($\Theta = 2$) bylo z fermentoru A vyplaveno přibližně 80% a z fermentoru B 70 % přidaného lithia Li^+ .

5.2.3.2 Testy se stopovačem provedené za použití spor

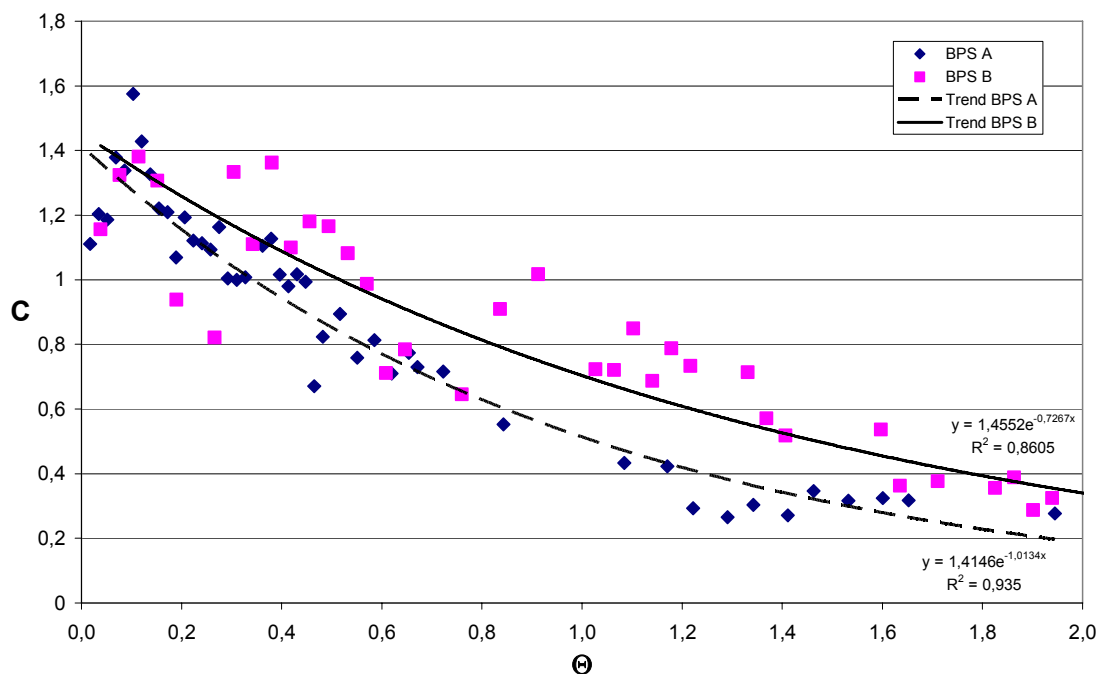
Po optimalizaci produkční metody se podařilo vyprodukovat dostatečné množství spor mikroorganismu *Bacillus athrophaeus* (*Bacillus globigii*) pro provedení testů ve fermentorech obou bioplynových stanic. To umožnilo provést další testy při rozdílném nastavení míchadel. V obou fermentorech byla ponorná míchadla spuštěna ke dnu fermentorů a nastavena proti směru hlavního proudu vytvářeného pomaloběžnými míchadly. Tímto způsobem se provozovatelé v praxi snaží rozrušit a rozmíchat případné sedimenty na dně fermentoru. Suspenze spor rozmíchaných ve vodě byla do obou fermentorů nadávkována jednorázově dávkovacím šnekem pevných substrátů spolu s nečerpateľným substrátem. V suspenzi A byla před přidáním stopovače zjištěna koncentrace spor mikroorganismu *Bacillus athrophaeus* na pozadí $2,33 \cdot 10^3$ spor / gram obsahu fermentoru. Test byl proveden v období kalendářních týdnů 19/2010 - 35/2010, (pro porovnání viz obr. 5-3) obsah sušiny ve fermentoru v den dávkování stopovače byl činil 7,3 % a teoretická doba zdržení HRT odpovídala 42 dnům. Na rozdíl od suspenze A, v suspenzi z fermentoru B byly všechny vzorky stanovení koncentrace stopovače na pozadí negativní. Obsah sušiny činil 12,5 %, teoretická doba zdržení substrátu HRT odpovídala 29 dnům, a test byl proveden v rozmezí kalendářních týdnů 16 / 2010 – 28 / 2010 (pro porovnání viz obr. 5-4). Výsledky testu po odečtení koncentrace stopovače na pozadí jsou zobrazeny na obr. 5-34 a 5-35.

Při úplném promíchání stopovač ve fermentoru by ve fermentoru A koncentrace spor dosahovala $c_0 = 2,31 \cdot 10^5$ spor / ml obsahu fermentoru. Ve fermentoru B činila teoretická koncentrace $c_0 = 2,12 \cdot 10^5$ spor / ml fermentační suspenze. Na obr. 5-34 jsou znázorněny koncentrace stopovače ve výtoku z fermentoru až do času $\Theta = 0,04$. U obou fermentorů je zde možné pozorovat špičkové koncentrace stopovače vyšší než teoreticky možné, což potvrzuje přítomnost zkratového proudění ve fermentoru. Tento jev lze pozorovat zejména v prvních hodinách testu. Lze shrnout, že substrát nebyl v tomto případě dostatečně rychle rozmíchán a opouští fermentor předčasně. Znamená to rovněž, že ve fermentorech se tvoří zóny s různými koncentracemi stopovače, tedy i

čerstvého substrátu. Ve výtoku z fermentorů stoupá a klesá koncentrace stopovače poměrně periodicky, přičemž u fermentoru B lze v hodnotách pozorovat větší výkyvy než v případě fermentoru A.



Obr. 5-34: Koncentrace stopovače - spor mikroorganismu *Bacillus athrophaeus* na výtoku z fermentorů A po přibližně 48 hodinách a 24 hodinách z fermentoru B



Obr. 5-35: Pokusy se stopovačem provedené se sporami mikroorganismu *Bacillus athrophaeus* ve fermentorech A a B

Ve výtoku byly zjištěny až o 60 % vyšší koncentrace než maximální teoretická koncentrace a to u obou zkoumaných fermentorů. Kolik čtvrtého substrátu opustí fermentor je silně závislé na době spuštění a délce chodu čerpadel. Pokud je čerpadlo spuštěno ve chvíli, kdy se u výtoku nachází větší množství čerstvého substrátu, může během jediného procesu čerpání poměrně velké množství čerstvého substrátu fermentor opustit. Cykly spuštění čerpadla jsou v praxi řízeny v závislosti na snímačích stavu hladiny, naplnění a množství dávkovaného substrátu. Čím častěji a čím menší množství budou dávkována, tím menší je pravděpodobnost, že dojde k větším ztrátám čerstvého substrátu. Obr. 5-35 znázorňuje průběh koncentrace stopovače ve výtoku z fermentorů A a B do času $\Theta = 2$.

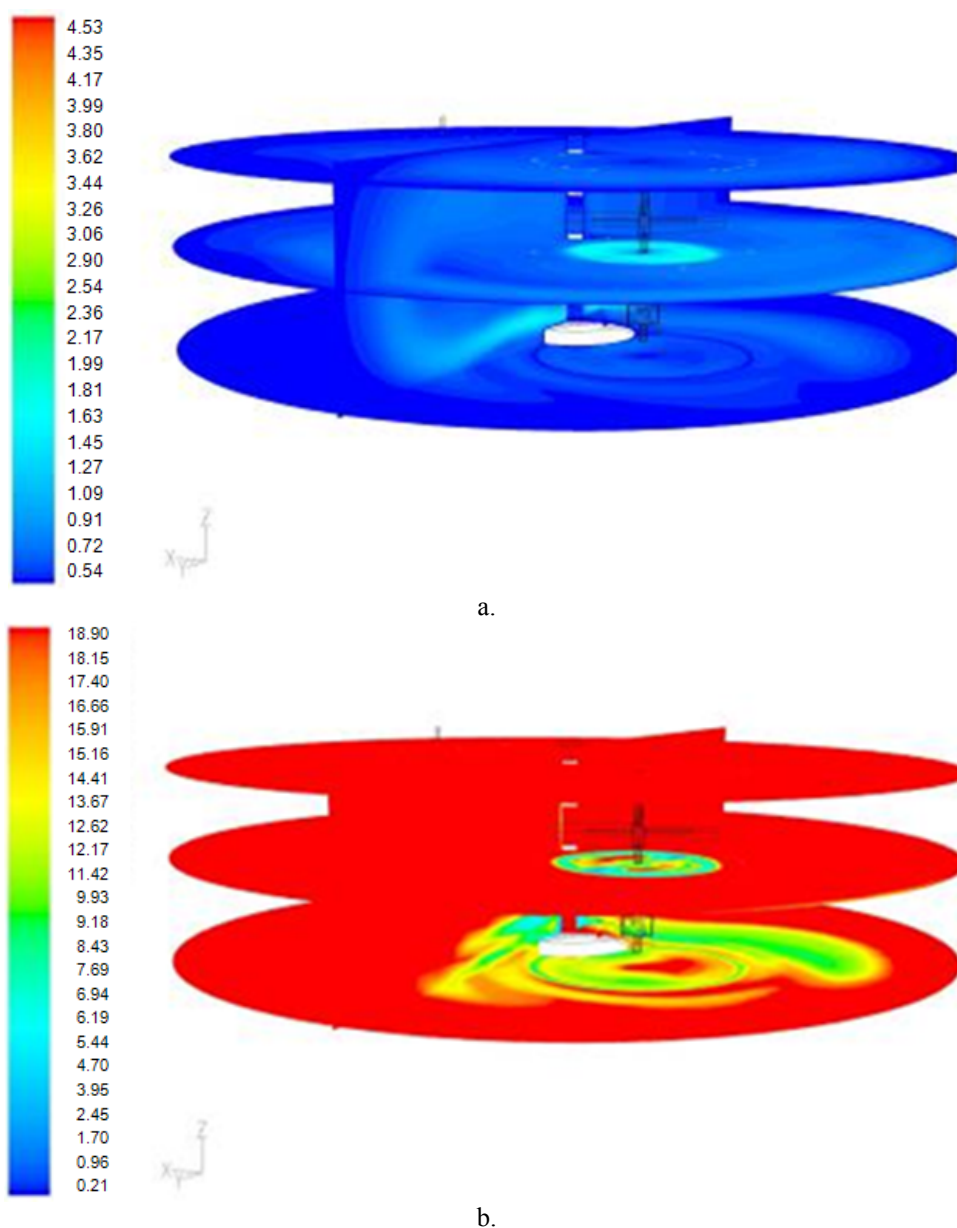
Ve fermentoru A byla v čase přibližně $\Theta = 0,1$ dosažena poměrně dobrá homogenita, výkyvy se minimalizují a koncentrace stopovače začíná klesat. Naproti tomu ve fermentoru B jsou pozorovatelné výrazné výkyvy a v době $\Theta = 0,2$ až $0,7$ a $\Theta = 0,7$ až $1,2$ dvě “vlny“ zvýšených koncentrací. Na rozdíl od testů provedených s lithiem, v případě použití spor vykazují C-křivky, jimiž jsou data proložena, do času $\Theta = 0,04$ výrazně nižší hodnotu spolehlivosti než v případě testu s lithiem. Podobně jako u pokusů s lithiem poklesla koncentrace stopovače ve fermentoru po uplynutí dvou teoretických dob zdržení na přibližně 30 % původní teoreticky maximálně dosažitelné hodnoty.

5.2.4 Porovnání výsledků praktických testů s počítačovými simulacemi

Na základě technické dokumentace geometrie fermentorů a umístění instalovaných míchadel v nich, které dali pro potřeby projektu k dispozici dodavatelé technologií, a naměřených hodnot získaných v rámci charakterizace fermentačních suspenzí, mohly být pro oba sledované fermentory vytvořeny počítačové CFD modely.

Tyto modely byly vytvořeny pomocí softwaru FLUENTTM na Technické univerzitě ve Vídni (TU Wien). Pro lepší přiblížení dějů v míchaném fermentoru s fermentační suspenzí byl rovněž simulován vývoj rychlosti proudění a s tím související změny viskosity ve fermentorech a blízkém okolí instalovaných míchadel. POHN V KAMARÁD ET AL. (2010A) popisuje, že simulace byla provedena pomocí metody *moving mesh* s proměnným opakovacím schématem a byla zahájena s rychlostí $v = 0$. Simulace byla následně opakována až do dosažení ustáleného pole proudění. Neneutonské vlastnosti

fermentační suspenze pro pováděné simulace byly nastaveny pomocí uživatelských definovaných parametrů dle MAIERA ET AL. (2010).

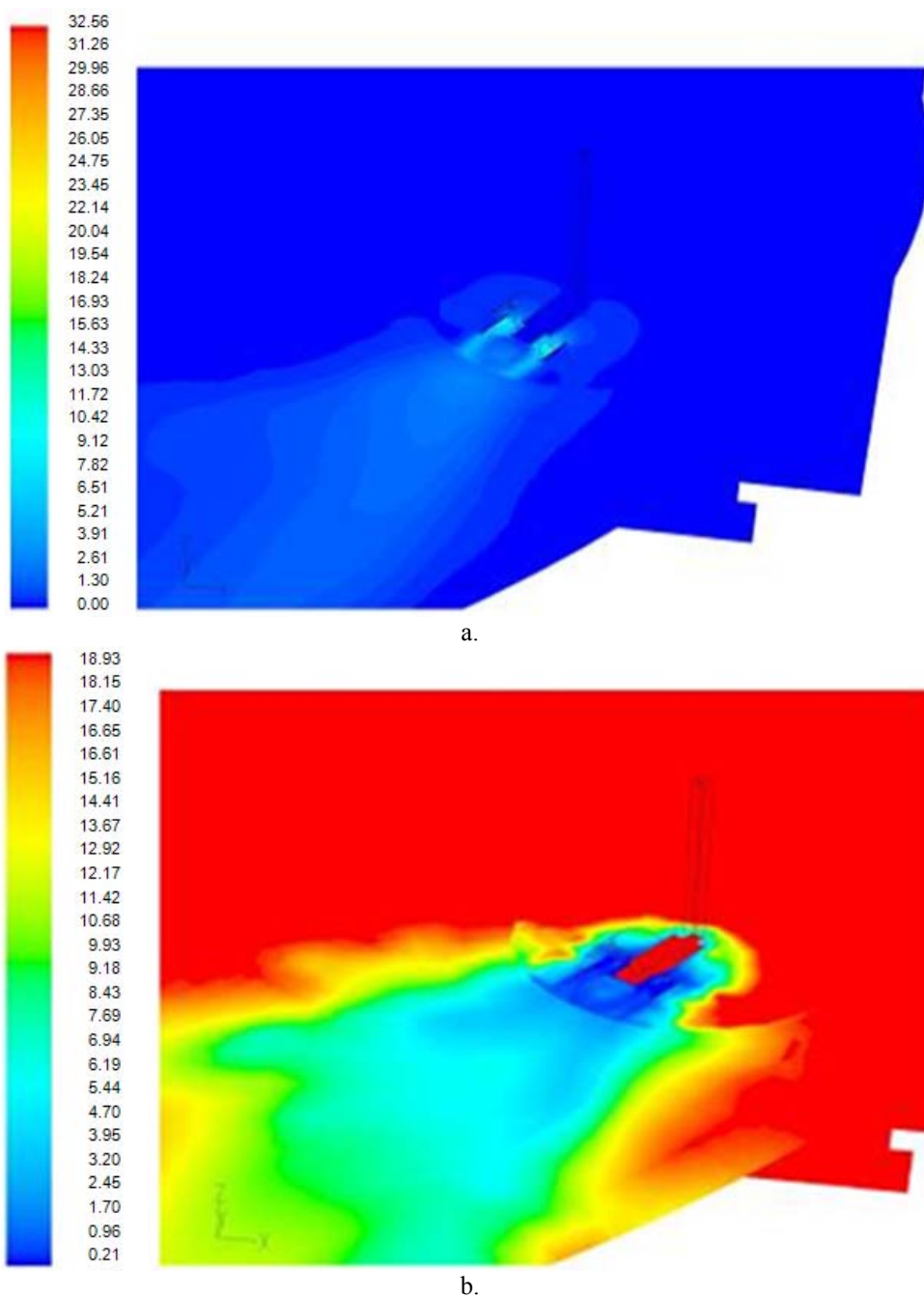


Obr. 5-36: POHNOVO znázornění simulace rychlosti (a) proudění v [m/s] a vývoj viskozity [Pas] pro pomaloběžné míchadlo (b) ve fermentoru A v (KAMARÁD ET AL., 2010A)

Obr. 5-36a a obr 5-37a znázorňují rychlosti proudění ve fermentoru A. Na obr. 5–36b je znázorněno pomaloběžné míchadlo, na obr. 5-37 rychloběžné ponorné vrtulové míchadlo ve fermentoru BPS A.

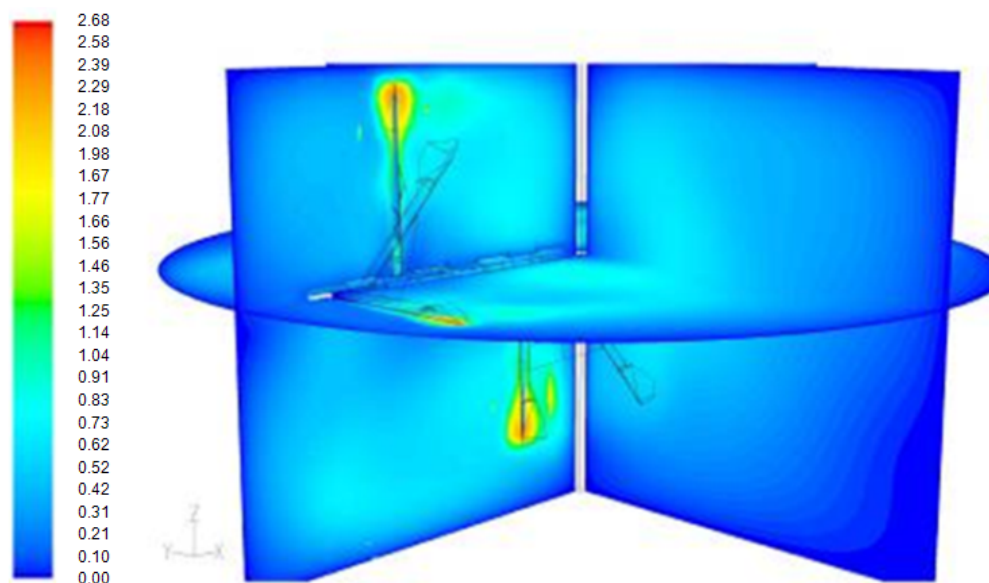
Obr. 5-38a představuje pole proudění v okolí pomaloběžného pádlového míchadla ve fermentoru B. V případě porovnání s pomaloběžným míchadlem ve fermentoru A (obr. 5-36a) je zde jasné vidět, že ve fermentoru B je pole proudění velmi homogenní. Jak POHN v KAMARÁD ET AL (2010A) dále uvádí, míchadla ve fermentoru A nejsou

schopna porovnatelně homogenní pole proudění zajistit. Přesto má i míchací systém ve fermentoru A velmi dobrou charakteristiku, kdy zejména pomaloběžné míchadlo tvorbou axiálního proudění podél své osy, stahuje materiál směrem od hladiny ke dnu a zároveň vytváří s podporou rychloběžného ponorného míchadla ve fermentoru hlavní proudění proti směru hodinových ručiček. Tím zabráňuje tvorbě plovoucí vrstvy na hladině a účinně uvádí materiál do pohybu.

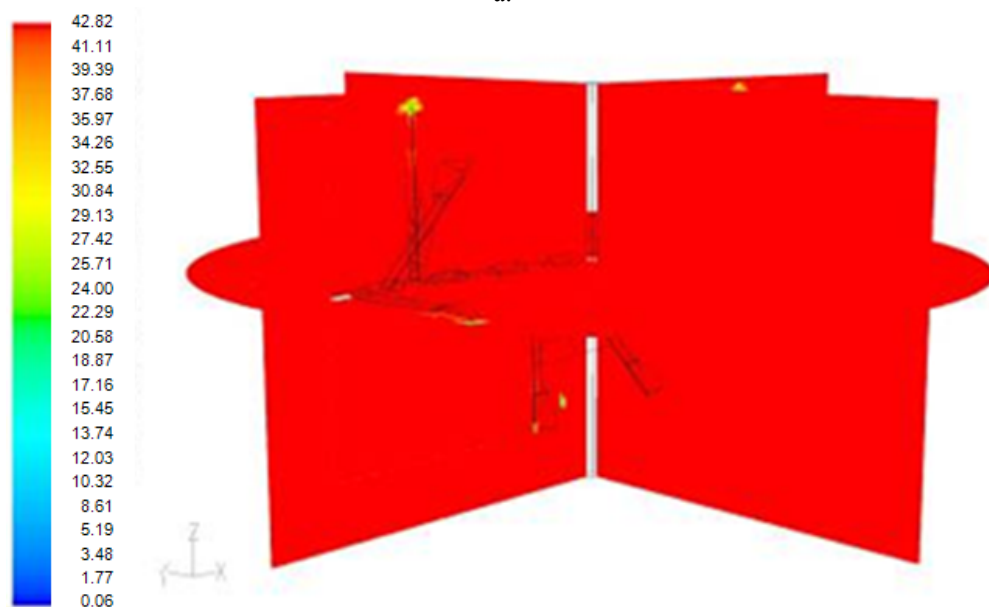


Obr. 5-37: POHNOVO znázornění rychlosti (a) proudění $[m/s]$ a vývoj viskozity $[Pas]$ pro ponorné rychloběžné vrtulové míchadlo (b) ve fermentoru A v KAMARÁD ET AL. (2010A)

Ponorné míchadlo materiál posouvá dále ve směru hlavního proudění a podporuje tak homogenizační proces. Pádlové míchadlo ve fermentoru B vytváří homogenní pole proudění a spolu s druhým instalovaným míchadlem stejného typu (není znázorněno) zajišťuje účinné míchání materiálu ve fermentoru i přes výrazně vyšší viskozitu v porovnání s fermentorem A. Pádlová míchadla ve fermentoru B mohou díky svojí geometrii velmi účinně narušovat tvorbu plovoucí vrstvy způsobovanou flotací částic směrem k hladině.



a.



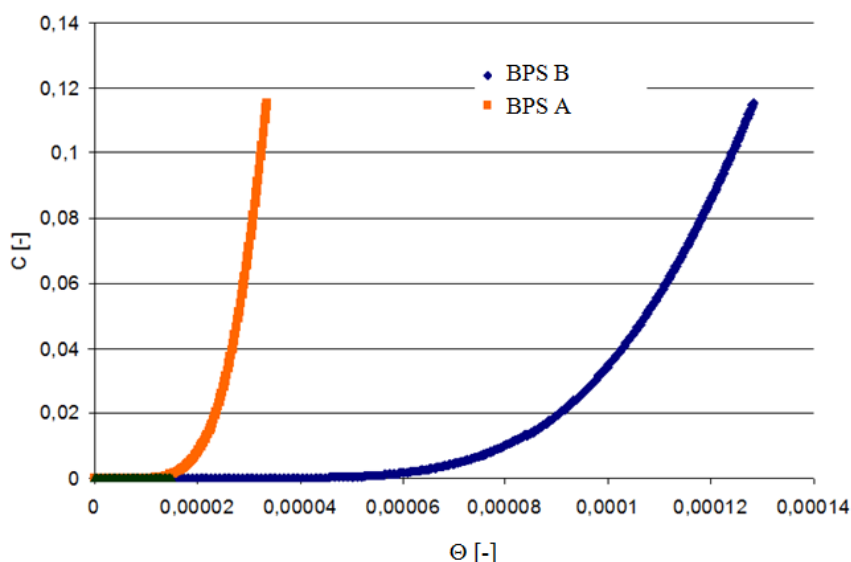
b.

Obr. 5-38: POHNOVO znázornění rychlosti (a) proudění v [m/s] a vývoj viskozity [Pas] pro pádlové pomaluběžné míchadlo (b) ve fermentoru B v KAMARÁD ET AL. (2010A)

Obr. 5-36b, 5-37b a 5-38b představují změny ve viskozitě zkoumané nenewtonské kapaliny (fermentační suspence) ve fermentorech. Na obr. 5-36b lze pozorovat mírný pokles viskozity v okolí pomaloběžného míchadla ve fermentoru A. Na obr. 5-37b je jasně viditelný výrazný pokles viskozity v okolí rychloběžného míchadla z fermentoru A a následná tvorba kaverny. Na 5-38b je viditelná vysoká viskozita v okolí pádlového míchadla v důsledku nízkých smykových rychlostí způsobovaných míchadly ve fermentoru B.

Na obr. 5-36b a hlavně obr. 5-38b u fermentoru B je tedy patrné, že se viskozita výrazněji mění pouze v bezprostřední blízkosti listů míchadel. V ostatním objemu nádrže zůstává viskozita poměrně vysoká. U fermentoru A lze hlavně u ponorného rychloběžného míchadla na obr 5-37b jednoznačně pozorovat jak viskozita v od vrtulového míchadla vytvořeném kónusu pole proudění oproti okolí výrazně klesá. Z toho lze odvodit, že nasazení rychloběžného ponorného míchadla ve vysoce viskózních fermentačních suspenzích není dostatečně účinné.

POHN v KAMARÁD ET AL. (2010) dále upozorňuje, že ponorné vrtulové míchadlo je v takových materiálech schopno míchat pouze určitý, omezený objem materiálu ve svém bezprostředním okolí. Nasazení pádlových míchadel je tedy pro vysoce viskózní fermentační suspence výhodnější.



Obr. 5-39: Kalkulovaná koncentrace traceru na výstupu z fermentorů A a B – počítačová simulace (POHN ET AL., 2011B)

Na obr. 5-39 se nachází výsledek počítačové CFD simulace pro testy se stopovačem představující nárůst koncentrace stopovače ve fermentační suspenzi na výtoku ze

sledovaných fermentorů. Ze zobrazení je patrné, že koncentrace stopovače na výtoku z fermentoru A roste výrazně rychleji než na výtoku z fermentoru B. Simulace je z důvodu velkých časových a hardwareových nároků provedena pouze do času $\Theta = 0,00014$, což odpovídá pouze přibližně 6 minutám reálného času pro fermentor A a 12 minutám pro fermentor B. Tato počítačová simulace znázorňuje průběh testu s lithným stopovačem ve fermentorech A a B. Bezrozměrné hodnoty doby zdržení Θ (osa x) a koncentrace stopovače C (osa y) ukazují vývoj koncentrace stopovače ve výtoku z fermentoru během doby testu.

Metoda počítačového znázornění kalkulovaných C-křivek je, jak již bylo dříve zmíněno, časově i hardwareově velmi náročná. Z tohoto důvodu bylo možné simulovat jen zlomek provedených testů se stopovačem (porovnej obr 5-39 s obr. 5-32 a 5-33). Není tedy možné výsledky z praktických testů se simulacemi plnohodnotně porovnat. Zatímco praktické pokusy trvaly týdny až měsíce, pomocí simulací bylo možné simulovat jen několik prvních minut. Lze však shrnout, že koncentrace stopovače v materiálu opouštějící fermentor A roste výrazně rychleji, než v materiálu z fermentoru B, což velmi dobře koresponduje s praktickými testy. Porovnáme-li tedy obr. 5-39 s diagramem na obr. 5-32, je zde patrná dobrá shoda praktických testů s modelem.

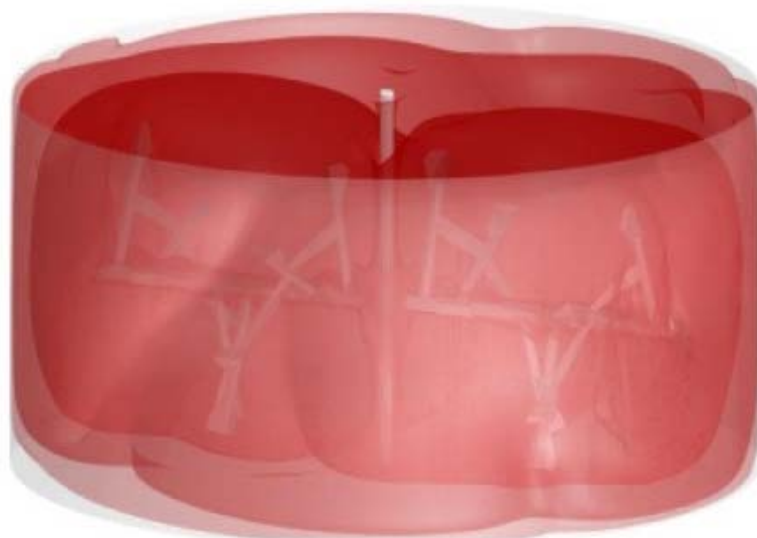
Z výše zmíněných důvodů počítačová CFD simulace (obr. 5-39) znázorňuje narůst koncentrace stopovače pouze do necelých 12 % teoreticky dosažitelné koncentrace ve fermentorech.



Obr. 5-40: CFD simulace prostorové distribuce substrátu ve fermentoru A (POHN ET AL., 2011A)

Obr 5-40 a 5-41 znázorňuje prostorovou distribuci substrátu ve fermentorech sledovaných bioplynových stanic. Jak už bylo dříve uvedeno, v případě fermentoru A je

dobře viditelné, jak je substrát od místa vstupu materiálu do fermentoru rozmícháván pomaluběžným míchadlem za podpory ponorného vrtulového míchadla v protisměru hodinových ručiček do celého objemu fermentoru.



Obr. 5-41: CFD simulace prostorové distribuce substrátu ve fermentoru B (POHN ET AL, 2011A)

Na obr. 5-41 je dobře pozorovatelné, že jakmile se nadávkovaný substrát dostane do prostoru proti sobě se otáčejících pádlových míchadel, je jen pozvolna uvolňován do dalších částí disponibilního objemu fermentoru. Do jaké míry tyto děje probíhají, může být výrazně ovlivněno otáčkami míchadla, intervaly míchání, obsahem sušiny, viskozitou a dalšími vlastnostmi fermentační suspenze. Ty mohou podléhat sezonním výkyvům a zastoupení různých substrátů denní dávce (vliv na konzistenci suspenze).

6 DISKUSE

Na základě kvalitativní a kvantitativní analýzy provozních dat sledovaných bioplynových stanic bylo zjištěno, že u BPS A vlastní spotřeba elektrické energie představuje 7,2 % z celkově vyprodukované elektrické energie. V případě BPS B je tento podíl o něco vyšší, tedy 7,8 %. BPS B spotřebuje 42 % z této energie pouze na míchání. U BPS A je to s 38 % o 4 procentní body méně. Obě bioplynové stanice mají pomaloběžná míchadla v kontinuálním provozu. Rychloběžná míchadla jsou u BPS A spouštěna v intervalech, u BPS B je ponorné vrtulové míchadlo spouštěno pouze výjimečně nebo v krizových situacích.

Energetická spotřeba ve vztahu k jednotlivým součástem sledovaných bioplynových stanic se při porovnání zjištěných údajů zásadně nevymyká hodnotám publikovaným v FAL (2005). Pro objektivnější porovnání s daty získaných v rámci FAL (2005) je až na jedinou výjimku nevýhodou absence údajů k vlastní energetické spotřebě u téměř všech v publikaci uvedených bioplynových stanic. Pokud vezmeme v úvahu, že vlastní energetická spotřeba BPS by se měla podle různých autorů nejčastěji pohybovat v oblasti mezi 5 a 10 %, leží hodnoty sledovaných BPS A a BPS B v této oblasti. V některých publikacích lze narazit na poměrně nízké hodnoty vlastní elektrické spotřeby BPS, někdy dokonce menší než 5 %. U těchto údajů lze usuzovat na opomenutí zohlednění vlastní spotřeby kogeneračních jednotek nebo ztrát na transformátoru. Z hlediska dalších, paralelně s touto prací prováděném sledování provozních parametrů relevantních pro posouzení biologické stability procesu, lze provoz sledovaných BPS ve sledovaném období označit za velice stabilní, bez zásadních výkyvů v produkci bioplynu a až na výjimky s technicky bezproblémovým provozem.

Poměrná spotřeba elektrické energie pro provoz míchadel se zásadně neodlišuje od hodnot uvedených v FAL (2005), naopak pokud tento parametr vztáhneme k době míchání, které bylo u obou BPS kontinuální, jsou jejich hodnoty v porovnání s intervalovým mícháním ostatních BPS velmi dobré. Poměrně dobře zapadají i hodnoty spotřeby kogeneračních jednotek, i když v případě BPS B tato hodnota dosahuje téměř 50%, což je nejvyšší hodnota ze všech v tab. 3-2 porovnávaných BPS. Toto lze částečně vysvětlit tím, že na BPS B, jsou instalovány 2 identické kogenerační jednotky o výkonu 526 kW_{el}. Ty bývají provozovány střídavě. Jedna z KJ tedy vždy slouží jako záložní, avšak musí být z provozně technických důvodů v určitých intervalech také startována. Častější starty KJ a nižší frekvence spouštění ostatních spotřebičů tuto hodnotu do

určité míry mohly ovlivnit. Častější starty také mohou souviset s prováděním servisních prací. K vysokým hodnotám stoupá elektická spotřeba kogeneračních jednotek především v letních měsících, kdy je nutné motory velmi intenzivně chladit ventilátory. Geografická poloha bioplynové stanice tedy v tomto ohledu také může hrát nezanedbatelnou roli.

BPS A má výrazně vyšší elektrickou spotřebu než BPS B pro skupinu spotřebičů označených jako „ostatní“, ačkoli na BPS B je provozován i separátor. Toto lze odůvodnit absencí zařízení pro úpravu substrátu (na BPS A je instalován i macerátor) a celkově menším počtem spotřebičů na BPS B. I tak je ale pouze 8 % spotřeby pro ostatní spotřebiče v porovnání s ostatními BPS velmi nízká hodnota.

U obou sledovaných bioplynových stanic jsou evidentní rozdíly v množství a kvalitě dávkovaných substrátů. Provoz BPS A je založen na prasečí kejďě se 42,2 % denní dávky a kukuřičné siláží (24,6 %). Substráty na bázi trávy jsou zastoupeny pouze 10,3 %. Zbývajících 22,7 % tvoří ostatní, většinou poměrně homogenní, ale nečerpatelné substráty (např. obilné zbytky, ztráty ze skladování obilnin či krmiv atd.). Na BPS B jsou jako substráty používány z 26,6 % travní siláže nebo substráty na bázi trav, kukuřičná siláž tvoří jen 23,3 % a ostatní substráty jsou zastoupeny pouze 2 % z denních vstupů. BPS B nepoužívá žádné čerpatelné substráty. Z tohoto důvodu je jako procesní tekutina používán recirkulát, tj. tekutá frakce po separaci, doplňovaný srážkovou vodou. Zastoupení substrátů BPS A není v porovnání s většinou bioplynových stanic nijak výjimečné. Naproti tomu vysoký podíl travních siláží u BPS B je poměrně neobvyklý. V praxi je poměrně výjimečné nalézt bioplynovou stanici s podílem více než 50 % travních hmot na pevných substrátech. Pokud se tak již stane, bývají tyto stanice provozovány s nižším organickým zatížením. Při pohledu na množství dávkovaných substrátů během celého sledovaného období (obr. 5-4) je patrné, že v určitých obdobích je 50% podíl substrátů na bázi travních hmot dokonce ještě výrazně překračován. Při pohledu na dávkování čerpatelných složek denních vstupů, je rovněž zřetelné, že u BPS A je podíl dodávaných tekutých vstupů vyrovnanější, než u BPS B. Méně vyrovnané dávkování čerpatelných hmot do fermentoru B, souvisí s objevujícími se změnami konzistence fermentační supenze a tím spojeným, obtížnějším mícháním. Pokud fermentační suspenze příliš zhoustne, začínají se objevovat technické problémy a je nutné přidávat více provozních tekutin k naředění obsahu fermentoru. To vysvětluje výraznější výkyvy v týdenních průměrech tekutých vstupů v porovnání s BPS A.

Obsah sušiny ve fermentoru B a jeho organické zatížení jsou výrazně vyšší než nejčastější hodnoty prezentované daty publikovanými FAL (2005) nebo LAABEREM ET AL. (2007). Organické zatížení fermentoru B přesahuje hranici $5 \text{ kg oTS} / \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$, kterou SCHULZ A EDEROVÁ (2001) udávají jako maximální možné. BPS A vykazuje mírně nadprůměrný, avšak nijak výjimečný, obsah sušiny i organické zatížení ve fermentoru.

SCHULZ A EDEROVÁ (2001) udává jako standardní organické zatížení fermentoru hodnoty $0,5 - 1,5$ případně $3 \text{ kg oTS} / \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$. Při pohledu na hodnoty sledovaných BPS a na ostatní bioplynové stanice je už v dnešní době standardem hodnota kolem $3,5 \text{ kg oTS} / \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ a vyšší. V tomto ohledu lze tedy hodnoty a limity udávané SCHULZEM A EDEROVOU (2001) považovat za zastaralé. S rostoucí informovaností provozovatelů BPS, zvyšováním stability biologického servisu a vyšší technologickou úrovní míchacích zařízení nebo znalostí potřeb doplňování mikronutrientů lze přepokládat, že do budoucna se standardem mohou stát i hodnoty výrazně vyšší než $5 \text{ kg oTS} / \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ a obsah sušiny ve fermentorech bude běžně překračovat 10 %. Pokud to instalované a nově vyvíjené technologie dovolí, budou se nové bioplynové stanice těmto hodnotám čím dál častěji přibližovat.

Měrná hmotnost sledovaná u obou fermentačních suspenzí není statisticky významně rozdílná. Lze tedy konstatovat, že v tomto směru jsou si suspence A a B velmi podobné, avšak hodnoty naměřené u suspence A vykazují větší rozptyl hodnot, než hodnoty naměřené u suspence B. Lze konstatovat, že měrnou hmotnost suspenzí bude velmi výrazně ovlivňovat poměr mezi sušinou, organickou sušinou a obsahem absorbovaného bioplynu. Na základě získaných měření a vyhodnocení dat nebylo možné přesnou závislost definovat. Nicméně obsah plynu v suspenzi lze na základě měření odhadnout na 5 – 10 %, i když vzhledem k tomu, že z kapliny nebyl zajisté všechn plyn uvolněn, mohou být hodnoty ve skutečnosti i výrazně vyšší. Zároveň byly u fermentační suspence A pozorovány menší bublinky plynu než u suspence B, zato ale ve větším počtu. To může souviset s velmi rozdílnou konzistencí suspenzí.

Při mokřích síťových rozborech byly mezi suspenzemi zjištěny výraznější rozdíly než při suchých rozborech a to především u největší frakce $> 4 \text{ mm}$. U suchých síťových rozborů byl největší rozdíl pozorován u frakce $> 1,4 \text{ mm}$. Při analýze tekuté frakce $< 1 \text{ mm}$ nebyly zjištěny signifikantní rozdíly ve velikosti částic mezi vzorky analyzovaných suspenzí. Výrazný rozdíl však byl zaznamenán v obsazích sušiny této tekuté frakce, který činil v případě suspence A 70 % obsahu sušiny původního vzorku a dokonce 80 % z obsahu původního vzorku v případě suspence B. To znamená, že tekutá

frakce < 1 mm má výraznější podíl na celkovém obsahu sušiny než suma všech frakcí > 1 mm v mokřém stavu a celkový obsah sušiny je tedy ovlivňován hlavně frakcí s částicemi < 1 mm.

Největší hmotnostní frakci při suchých síťových rozborech u obou materiálů činí částice menší než 0,25 mm. U obou zkoumaných materiálů přesahuje hmotnost částic menších než 1 mm výrazně 50 % z celkové hmotnosti vzorku. U materiálu B činí suma těchto frakcí 57,3 %, v případě materiálu A dokonce 61,2 % z celkové hmotnosti suchého vzorku. Z pohledu suchých síťových rozborů však nelze potvrdit, že by se oba materiály výrazně lišily.

Při měření délky částic jednotlivých frakcí suchých síťových rozborů (obr. 5-12) je jednoznačně patrné, že od frakce $> 0,71$ mm jsou v suspenzi B pro každou porovnávanou frakci průměrně delší částice než ve frakcích ze suspenze A. Toto lze přisuzovat vyššímu podílu substrátu na bázi travních hmot ve fermentoru B. Výsledek porovnání délek částic kukuřičné a travní siláže potvrzuje, že toto vysvětlení je správné, neboť po statistickém vyhodnocení (obr. 5-13) bylo zjištěno, že se jedná o dva, z pohledu délky částic, průkazně rozdílné materiály, které mohou specifickým způsobem ovlivňovat celkové fyzikální vlastnosti fermentačních suspenzí. Rozdíly v délkách částic v rámci stejných frakcí jsou výrazně vyšší u materiálu z BPS B. Obsah větších částic a zároveň rozptyly v jejich délkách tedy souvisí s vlastnostmi dávkovaných substrátů. Příčinou přítomnosti delších částic v materiálu z BPS B je travní siláž, která zde byla dávkována ve výrazně větší míře než do fermentoru BPS A. Kratší částice jsou zastoupeny hlavně kukuřičnou siláží. Výrazné rozdíly ve velikosti částic používaných substrátů (travní siláže a kukuřičné siláže) znázorňuje procentuální zastoupení v délkových intervalech (obr. 5-14).

Při porovnávání sedimentačních vlastností suspenzí A a B nebyla zjištěna jednoznačná tvorba sedimentační vrstvy ani u jednoho z materiálů. Suspenze A zůstala poměrně homogenní po celé délce sloupce s mírným náznakem flotace větších částic směrem k povrchu. Objem suspenze A při sedimentačních pokusech zůstal ve většině případů výrazně nezměněn. U suspenze B již bylo pozorováno výraznější oddělování částic. Menší částice (převážně < 1 mm) zůstávaly ve vzhledu bez jednoznačně definovatelné hranice sedimentační vrstvy. Naopak větší částice vystoupaly k povrchu a vytvořily mocnou plovoucí vrstvu způsobenou oddělením fází. Toto chování popisuje několik autorů. Například WEILAND v IEU (2004) jej dává do spojitosti s kukuřičnou siláží a LAABER ET AL. (2007) nebezpečí oddělování fází popisuje v souvislosti

s náběhem bioplynové stanice do provozu a nižšími obsahy sušiny ve fermentorech. Tendence k tvorbě plovoucí vrstvy či krusty a následkem toho změny objemu potvrzuje suspenze B i na obr 5-17., kdy pouhým přerušením míchání se zvýší stav naplnění fermentoru B o více než 20 cm během 30 minut. Výrazně menší tendenci k oddělování jednotlivých fází lze u suspenze A přisuzovat obsahu v průměru menších částic než v případě suspenze B. Z toho lze odvodit, že suspenze A je homogennější než suspenze B. Nejednoznačnost oddělování fází u suspenze A, ale částečně i u suspenze B mohl rovněž ovlivnit poměrně malý průměr odměrného válce (8,5 cm). Při použití větších průměrů a o něco nižších stavů naplnění by mohlo být oddělování různých fází nebo případná tvorba sedimentační vrstvy lépe rozpoznatelná.

Viskozita zkoumaných fermentačních suspenzí byla měřena dvěma různými viskozimetry. Při měření procesním viskozimetrem XL7-100 byly mezi oběma suspenzemi zaznamenány výrazné rozdíly v dynamické viskozitě. Suspenze B vykazovala přibližně 3krát vyšší viskozitu než suspenze A. Pro porovnání byla měřena viskozita i v sekundárním fermentoru BPS B. Bylo zjištěno, že viskozita v sekundárním fermentoru BPS B je přibližně 5krát nižší než v primárním fermentoru. Suspenze ze sekundárního fermentoru měla přitom pouze o 1,1 procentního bodu nižší obsah sušiny než suspenze B z primárního fermentoru. Výrazně rozdílnou viskozitu mezi primárním a sekundárním fermentačním stupněm potvrzuje i měření pomocí později zkonstruovaného makroviskozimetru (obr. 4-3). Tento fakt je patrně způsoben souhrou několika faktorů. Vedle zmenšení podílu organické složky a zmenšení velikosti částic, v důsledku biodegradace zde může mít vliv i absence určitých makromolekulárních látek, které již byly odbourány v primárním fermentačním stupni. Například provozovatelem BPS B byl popsán jev, označený jako tvorba gelu nebo pudinku podobné konzistence v primárním fermentoru BPS B. To může souviset s vlastnosti dávkovaných substrátů a v nich obsažených látek (travní siláž, materiály bohaté na škrob atd.) a s tím spojené koncentrace škrobů, polypeptidů a např. arabinózy. Lze očekávat, že tyto substance se v sekundárním fermentoru budou vyskytovat ve výrazně nižších koncentracích než ve fermentoru primárním.

Jak již bylo dříve zmíněno, měření pomocí procesního viskozimetru XL7-100 nebyla z důvodu konstantní a vysoké smykové rychlosti viskozimetru použitelná pro počítačové CFD simulace. Z tohoto důvodu byl zkonstruován a zkalibrován viskozimetr vlastní, označovaný jako makroviskozimetr. Jeho bližší charakteristikou se zabývá POHN ET AL. (2010A). Jak ukazuje obr 5-20 a obr 5-21, měření pomocí

makroviskozimetru dokazují, že fermentační suspenze B má zejména při nízkých smykových rychlostech výrazně vyšší viskozitu než suspenze A. Blíže rozdíly ve viskozitách obou suspenzí komentuje POHN ET AL. (2010B), přičemž upozorňuje na potřebu přesnější kalibrace viskozimetru pro nižší smykové rychlosti. Rozdíly ve viskozitě a její závislosti na smykové rychlosti potvrdily i měření při konstantních smykových rychlostech (obr. 5-23), kdy při nižších smykových rychlostech byla viskozita výrazně vyšší, než při vyšších smykových rychlostech.

Při nižších smykových rychlostech byla navíc u obou suspenzí pozorována pokles viskozity v závislosti na čase. Zjištění závislosti viskozity na smykové rychlosti a potvrzení jejího neneutonského strukturně viskózního (pseudoplastického) charakteru se dobře shoduje se zjištěním BREHMERA ET AL. (2012) nebo ROSTALSKÉHO (2009). ROSTASLKI (2009) fermentačním suspenzím přisuzuje dokonce vlastnosti tixotropní, což znamená, že se jejich tekutost mění s dobou míchání. Při vysokých smykových rychlostech viskozimetru (300 ot. / min.), tento děj nebyl výrazněji pozorovatelný, avšak při nižších otáčkách (150 ot. / min.) a tedy i nižších smykových rychlostech jsou tendence k tixotropním vlastnostem suspenze již pozorovatelné (viz obr. 5-23). Lze tedy shrnout, že viskozita fermentační suspenze je funkcí smykové rychlosti. Při vysokých konstantních smykových rychlostech se viskozita u sledovaných fermentačních suspenzí v závislosti na době míchání zásadně neměnila. Při nižších smykových rychlostech viskozita s dobou míchání mírně klesala.

Celkově lze shrnout, že suspenze A a B jsou na základě provedených analýz (TS, oTS, velikost částic, sedimentačních vlastností, viskozity atd.) i přes téměř shodnou měrnou hmotnost dva signifikantně rozdílné materiály. Toto zjištění vysvětluje rozdílné chování těchto suspenzí v míchaných fermentorech a vyžaduje volbu vhodné míchací techniky vzhledem ke geometrii fermentoru a s ohledem na očekávané vlastnosti fermentační suspenze.

Testy se stopovačem dokumentují, že ve fermentoru A byl stopovač rozmíchán velmi rychle a velice brzy tak byla dosažena jeho kalkulovaná koncentrace. Tato charakteristika je velmi blízká ideálně míchaným fermentorům. To neodporuje výsledkům počítačových CFD simulací provedených pro fermentor A, kdy POHN v KAMARÁD ET AL. (2010A) popisuje, že pomaluběžné a ponorné vrtulové míchadlo nejsou schopny zajistit homogenní pole proudění ve fermentoru A. Způsob dávkování stopovače může velmi výrazně ovlivnit výsledek testu a rychlost vymývání stopovače v prvních hodinách. To, že byl stopovač rozmíchán ve větším objemu (150 L roztoku

lithných solí + 5 m³ prasečí kejdy) a nadávkován v tekutém stavu čerpadlem, mělo velmi pravděpodobně za následek rychlejší distribuci stopovače v celém objemu fermentoru. Ve fermentoru A byl test v rámci projektu ještě jednou opakován, s tím rozdílem, že stopovač byl přidán spolu s nečerpatelným substrátem (kukuřičná siláž) pomocí dávkovacího šneku. Distribuce stopovače zde proběhla rovněž velmi rychle, avšak bylo zaznamenáno silné zkratové proudění. To mohlo být způsobeno jinou orientací ponorného vrtulového míchadla než při prvním testu. Ve fermentoru A instalované pomaluběžné míchadlo má podle provedených CFD modelů dobrou charakteristiku a pokusy se stopovačem potvrdily, že substrát může být ve fermentoru poměrně rychle rozmíchán do celého objemu.

Naopak testy se stopovačem na BPS B ukázaly překvapivě pomalé vymývání stopovače z fermentoru. Koncentrace stopovače ve výtoku z fermentoru rostla velmi pomalu. DANCKWERTS (1953) takový vývoj označuje jako tzv. „mrtvou vodu“, což znamená, že materiál je zachycen ve vírech, které se ve fermentoru mícháním tvoří a stráví tak ve fermentoru výrazně delší dobu, zatímco většina toku prochází přes, nějakým způsobem, omezenou oblast. Toto tvrzení určitým způsobem koresponduje s 80% nevyužitým objemem ve fermentoru B v prvních hodinách po přidání stopovače. Nevyužitý objem fermentoru se postupem času mícháním zmenšoval, a koncentrace stopovače na výtoku z fermentoru v čase $\Theta = 0,7$ dosáhla svého maxima, avšak kalkulované maximum koncentrace stopovače během testu dosaženo nebylo. Dle POHNOVÝCH počítačových CFD simulací v KAMARÁD ET AL. (2010A), ve fermentoru B instalovaná pádlová míchadla, vytváří velmi homogenní pole proudění a lze od nich, vzhledem k záběru přes téměř celý průměr fermentoru, očekávat dobré míchání fermentační suspenze v celém objemu fermentoru s velmi účinným narušováním plovoucích vrstev. Výsledek testu se stopovačem tak není v rozporu s počítačovým CFD modelem, avšak byla očekávaná mnohem rychlejší distribuce stopovače v celém objemu fermentoru (KAMARÁD ET AL., 2010B). Delší doba distribuce stopovače ve fermentoru B je pravděpodobně vedle vyšší viskozity materiálu způsobena i geometrií míchadla.

Jak již bylo dříve popsáno, fermentační suspenze B obsahuje delší částice, má vyšší sušinu a také viskozitu než suspenze A. Toto se rovněž odráží na vyšší energetické náročnosti míchání ve fermentoru B. V tab. 5-5 lze pozorovat, jak je viskozita ovlivněna teplotou, obsahem sušiny, ale i velikostí v suspenzi obsažených částic. Výsledky testu se stopovačem ukazují, že ve fermentoru A bylo možné stopovač rozmíchat výrazně

rychleji než ve fermentoru B. Vzhledem k rozdílným vlastnostem obou suspenzí a různé geometrii fermentorů i samotných míchadel nelze jednoznačně říci, který z míchacích systémů je účinnější. Z hlediska rychlejší distribuce substrátu v celém objemu fermentoru by výsledky ukazovaly na lepší charakteristiku fermentoru A. Z hlediska doby zdržení substrátu ve fermentoru, lze považovat za lepší systém ve fermentoru B, neboť zde rovněž nebylo identifikováno žádné zkratové proudění a stopovač fermentor opouštěl jen velmi pomalu. Chování suspenze ve fermentoru B vzdáleně připomíná charakteristiky suspenzí při pístovém toku, jak jsou popsány v FAL (2005) nebo SCHULZEM A EDEROVOU (2001). Do doby $\Theta = 1$ je vymývání stopovače z fermentoru B výrazně pomalejší než z fermentoru A. Od času $\Theta = 1,5$ koncentrace na výtoku z fermentoru začíná klesat. Po uplynutí doby $\Theta = 2$ byla zbytková koncentrace stopovače ve fermentoru A přibližně 20 % a ve fermentoru B 30 %. Vyšší zbytkovou koncentraci ve fermentoru B lze částečně vysvětlit vysokou mírou recirkulace ze sekundárního do primárního fermentoru. Avšak vzhledem k tomu, že test trval pouze 2 doby zdržení, bylo riziko rychlého návratu stopovače do primárního fermentoru ve větších množstvích poměrně malé. V obou případech je s přibývajícím časem stále obtížnější zjistit přesné množství vymytého stopovače z obou fermentorů. Jak popisují GROBICKI A STUCKEY (1992), část C-křivky ležící za hodnotou $\Theta = 2$ je hlavní parametr ovlivňující kalkulovaný nevyužitý objem fermentoru a celkové množství vyplaveného stopovače z fermentoru. Aby zmiňované informace bylo možno získat, musely by být vzorky odebírány několik dalších týdnů, což v rámci projektu nebylo technicky možné zajistit.

Z KRAUMEHO (2003) závěrů a praktických zkušeností lze odvodit, že zásadní vliv na míchání vysoce viskózních materiálů má průměr míchadla a jeho poměr k průměru fermentoru. U fermentoru s vysoce viskózními suspenzemi je tedy výhodnější pomaluběžné míchadlo s velkým průměrem. Typickým příkladem jsou horizontální fermentory, kde má pomaluběžné pádlové míchadlo záběr přes téměř celý průměr fermentoru. Další aplikací jsou pádlová míchadla ve vertikálních fermentorech jako v případě zkoumaného fermentoru B.

Minimální doba zdržení substrátu v obou sledovaných fermentorech byla velmi podobná. Vzorky byly odebírány podle návrhu normy BUNR (2007) pro stanovení minimální doby zdržení ve fermentorech bioplynových stanic. Stopovač byl v obou případech v odtoku z fermentoru detekován již 60 respektive 30 minut po nadávkování.

Z tohoto důvodu lze doporučit zkrácení intervalu odběru vzorku v prvních 6 hodinách z 1 hodiny na minimálně 30 minut. Testy se stopovačem potvrdily, že doba zdržení substrátu ve fermentoru B je i přes vyšší množství vstupního materiálu dobře porovnatelná s charakteristikou fermentoru A, přičemž skutečná doba zdržení substrátu v poměru k teoretické době zdržení může být v případě fermentoru B dokonce delší než u fermentoru A.

Testy provedené v rámci této disertační práce potvrzují, že substráty na bázi travních hmot mohou při větším procentu zastoupení v denní dávce způsobovat u nevhodně navrhnutých míchacích systémů velké provozní problémy s mícháním a s tím spojenou tvorbu plovoucích vrstev (v minulosti rovněž pozorováno u fermentoru B). U fermentoru A zmiňované problémy zaznamenány nebyly. Obecně lze konstatovat, že míchací systémy byly pro oba fermentory s ohledem na vlastnosti míchaných fermentačních suspenzí zvoleny správně. Pouze ve fermentoru B lze použití instalovaného rychloběžného ponorného míchadla doporučit, vzhledem k jeho nižší účinnosti ovlivněné vlastnostmi suspenze B, spíše jen ve vyjímečných případech.

POHN ET AL. (2011A) se zabývá možností energetické úspory při míchání sledovaných fermentorů A a B. Data, která používá ke svým kalkulacím, pocházejí z provozního roku 2009. V té době byla obě míchadla ve fermentoru B provozována při 5 ot. / min. a pomaloběžné ve fermentoru A při 11 ot. / min.. POHN ET AL. (2011A) uvádí, že redukcí otáček míchadla ve fermentoru A na 8 ot. / min. by úspora energie představovala 55 MWh / rok. Dle provedených CFD simulací by při 8 ot. / min bylo míchání ještě dostatečné (obr. 5-40). U fermentoru B by bylo možné otáčky snížit z 5 ot. / min. na 4-3,5 ot. / min (obr. 5-41). To by odpovídalo úspoře 30 MWh / rok. To znamená, že fermentor B má nižší potenciál úspory energie než fermentor A. Snížení otáček na méně než 3,5 ot. / min by znamenalo nedostačené míchání a výrazné zhoršení procesu homogenizace ve fermentoru B. Optimalizací otáček by tak bylo možné dosáhnout energetické úspory při míchání u obou sledovaných fermentorů

Při porovnání měřené intenzity vymývání stopovače (obr. 5-32) a počítačové CFD simulace vymývání stopovače z fermentoru (obr. 5-39) lze konstatovat, že simulace a praktický test se v porovnatelném úseku velmi dobře shodují. Pro plnohodnotné porovnání by bylo nutné v simulacích pokračovat nejméně do jedné doby zdržení tj. $\Theta = 1$, ideálně $\Theta = 2$. To však nebylo, i vzhledem k disponibilním hardwarovým a časovým kapacitám, možné. Výsledky tak ukazují na zatím omezené možnosti výpočetní techniky. Pokud nebudou počítačové modely zjednodušeny a zrychleny, bude

role praktických testů nezastupitelná. Vyvinutí modelů má do budoucna velký význam především pro plánování stavby a ověření vhodnosti zvolených koncepcí.

Při porovnání výsledků testu se stopovačem ve fermentoru B s vizualizací pomocí počítačových CFD simulací, lze výsledek interpretovat ještě jednoznačněji. Ve fermentoru B kvůli vysoké viskozitě vznikají oblasti s nižšími a vyššími koncentracemi stopovače, kde se materiál pohybuje a homogenizuje buď velmi omezeně, nebo zůstává ve vírech či zónách s menším či cyklickým pohybem suspenze, ze kterých se jen pomalu uvolňuje do disponibilního objemu fermentoru. To má za následek jeho pomalejší vymývání. Tato interpretace poměrně dobře koresponduje s údaji poskytnutými dodavatelem technologie. Instalovaná pádlová míchadla byla vyvinuta na základě modifikace dlouhoosých míchadel z horizontálních fermentorů. V těchto fermentorech mají míchadla pracující při vyšších sušinách za úkol hlavně posun materiálu na principu pístového toku a jen pomalé promíchávání čerstvého substrátu s ostatním obsahem fermentoru. Podobné tendence, i když ve velmi omezené míře, jsou pozorovatelné i ve sledovaném fermentoru B. Nicméně je třeba upozornit na fakt, že pístového toku v horizontálním fermentoru může fermentační suspenze dosáhnout až od určitého obsahu sušiny a s tím souvisejících vyšších hodnot viskozity. V žádné dostupné publikaci nebylo dosud popsáno, kde se jednoznačně nachází hranice a za jakých konkrétních provozních podmínek, by fermentační suspenze splňovala předpoklady pro schopnost pístového toku v horizontálním fermentoru. Na základě získaných výsledků lze konstatovat, že fermentační suspenze A by z důvodu své konzistence pístového toku schopna nebyla. Fermentační suspenze B by již naopak tyto předpoklady, i když velmi omezeně, alespoň částečně splňovala. Kde leží hranice změny konzistence pro dosažení vlastností s předpokladem k pístovému toku nebylo v rámci této práce možné zjistit. Nicméně získání více informací o tomto přechodném pásmu je nepostradatelné pro výběr správné technologie a další vývoj míchacích systémů pro moderní bioplynové stanice.

7 ZÁVĚR

Analýzou míchacích systémů a fermentačních suspenzí byly získány další poznatky o chování materiálů z fermentorů bioplynových stanic a procesech, na které je třeba, v souvislosti s touto problematikou v provozu, zaměřit pozornost. Potvrdilo se, že díky předmíchání nečerpatelných substrátů jako např. siláž v homogenizační jímce s digestátem nebo kejdou lze při dávkování docílit rychlejší rozmíchání v celém objemu fermentoru. V případě fermentoru B, bylo zjištěno, že v důsledku odlišnosti míchacího systému a výrazně nelineárního charakteru fermentační suspenze B docházelo k rozmíchání dávkovaného tuhého substrátu výrazně pomaleji. Lze zde usuzovat na přítomnost tzv. mrtvých zón (nevyužitého objemu), avšak zkratové proudění nebylo identifikováno. Ve fermentoru B však ani ne zcela dokonalé rozmíchání substrátu nevedlo k jeho předčasnému opuštění fermentoru. Nelze jej tak označit za nevyhovující, neboť je těžké predikovat potenciální ovlivnění produkce bioplynu způsobené menším promícháním s již aktivovaným fermentačním materiálem. Kontinuální či semikontinuální dávkování pevného substrátu v malých, ale pravidelných dávkách lze doporučit jako účinnou prevenci proti tvorbě zkratového proudění a tím spojeným ztrátám energie obsazené v substrátu, který fermentor předčasně opouští. V případě dvoustupňové fermentace je toto riziko díky zařazení sekundárního fermentoru eliminováno ještě účinněji. Při změně orientace ponorných míchadel proti směru hlavního proudění byl zjištěn výskyt zkratového proudění u obou sledovaných fermentorů. Větší rozdíly v homogenitě materiálu uvnitř fermentoru byly zjištěny opět u fermentoru B, přesto nelze homogenitu fermentační suspenze B označit za nedostatečnou.

Ze shromážděných dat a zkušeností provozovatelů bioplynových stanic lze shrnout, že pokud bioplynové stanice používají jako substrát vláknité materiály (travní siláž, GPS, miscantus atd.) lze u těchto bioplynových stanic při výběru nevhodného míchacího systému očekávat větší problémy s mícháním. Kukuřičná siláž je v porovnání s travní siláží z hlediska struktury a velikosti částic průkazně rozdílný materiál. Toto mělo vliv i na charakteristiku zkoumaných fermentačních suspenzí, jejichž vlastnosti jsou také signifikantně rozdílné. Obsah sušiny není dostatečný údaj k odhadu vlastností a konzistence fermentačních suspenzí. Nezastupitelnou úlohu hrají informace o kvalitě a kvantitě používaných substrátů. Z hlediska míchací techniky je tak provoz bioplynové stanice při sušině například 10 % s travní siláží, jako hlavním substrátem, výrazně

náročnější na kvalitu technického vybavení než provoz s kukuřičnou silází při stejné sušině. Při využívání vláknitých substrátů je nutné jednat preventivně již ve fázi plánování a celý systém vhodně dimenzovat. V současnosti je bioplynových stanic používající jako hlavní substrát travní siláž nebo jiné alternativní vláknité substráty poměrně málo. Mnohdy, vzhledem k v současnosti nejrozšířenějším koncepcím bioplynových stanic, ani není použití substrátu na bázi travních hmot ve větší míře z technických důvodů možné. Obecně lze shrnout, že klasická koncepce a míchací technika pro bioplynové stanice zpracovávající kukuřici a prasečí kejdu (tj. ponorná vrtulová rychloběžná míchadla) je pro intenzivnější využívání travní siláže a strukturou podobných substrátů nevhodná. Částečně lze problémy spojené s vláknitými materiály eliminovat použitím předúpravy substrátu. Při předúpravě substrátu vychází poměr investované a získané energie v drtivé většině případů v neprospěch předúpravy substrátů. V těchto případech je však nezbytné provést ekonomickou rozvahu i s ohledem na stabilnější provoz celého zařízení i po technické stránce, na který má předúprava substrátů pozitivní vliv.

Obecně lze konstatovat, že s rostoucím obsahem sušiny roste viskozita fermentační suspenze. S rostoucím obsahem sušiny klesá účinnost rychloběžných míchadel a stoupá účinnost míchadel pomaloběžných. Toto do jisté míry platí i naopak. S klesajícím obsahem sušiny stoupá účinnost rychloběžných míchadel a klesá účinnost míchadel pomaloběžných. Z tohoto důvodu je nezbytný dobrý odhad předpokládané sušiny, konzistence a dalších specifických vlastností fermentační suspenze ve fermentoru plánované bioplynové stanice. Jen tak je možné navrhnout vhodný míchací systém.

V návaznosti na naměřené hodnoty lze konstatovat, že viskozita fermentační suspenze v sekundárním fermentoru je v zásadě nižší než v primárním fermentoru a suspenze v jednotlivých fermentorech tak mohou mít velmi rozdílné vlastnosti. Toto je nezbytné zohlednit při výběru míchacích systémů pro oba fermentační stupně.

Analýza procesu míchání byla u obou fermentorů stanovována ve dvou fázích za pomoci dvou různých stopovačů a počítačových CFD simulací. Testy se lišili způsobem dávkování stopovače. Na základě získaných zkušeností, není možné vyloučit, v důsledku existence oblastí s různými viskozitami ve fermentorech, že se pevná fáze suspenze může ve fermentoru chovat výrazně odlišně než fáze kapalná. Za reprezentativnější lze tedy považovat posuzování každé fáze zvlášť. Při testech se stopovačem se však obecně vychází z předpokladu, že fermentační suspenze je a zůstává homogenní a pevná i tekutá fáze se chovají stejně. Vzhledem k naměřeným

hodnotám viskozity a provedeným CFD simulacím lze neměnnou homogenitu a shodné chování zmiňovaných složek fermentační suspence vyloučit. Vzhledem ke změnám viskozity v okolí míchadel je naopak nezpochybnitelné, že ve fermentorech bioplynových stanic vznikají zóny s různými viskozitami, obsahy sušiny a rychlostmi proudění.

Jako konvenční stopovač byl použit roztok lithné soli ($\text{LiOH} \cdot \text{H}_2\text{O}$), jako alternativa byly použity spory mikroorganismu *Bacillus athrophaeus* (DSM No. 2277), známý též pod názvem *Bacillus globigii*. Spory mikroorganismu *Bacillus athrophaeus* byly k tomuto účelu a v tak velkém rozsahu pro dlouhodobé pokusy v podmínkách anaerobních fermentorů bioplynových stanic použity vůbec poprvé. Na základě zkušeností z praktických pokusů není zcela jasné, zda se oba stopovače v reálném fermentoru chovají stejně. Hypotézu, že lithné soli lépe simulují pohyb tekuté a spóry tuhé fáze by bylo nutné verifikovat současným přidáním obou stopovačů do systému. Tyto testy by však bylo nutné provést ve větším než laboratorním fermentoru, tj. ve fermentoru bioplynové stanice nebo alespoň v pokusném fermentoru o objemu nejméně 1 m^3 . Laboratorní fermentory s objemy v řádu několika litrů jsou pro tento experiment nedostatečně malé.

Počítačové simulace se ukázaly být zatím neplnohodnotným nástrojem k nahrazení praktických testů se stopovačem. Hlavními omezeními jsou v současnosti jejich hardwareová a časová náročnost. Lze však očekávat, že s dalším vývojem techniky budou tyto problémy eliminovány. Počítačové CFD simulace se však naproti tomu ukázaly být výborným a velmi účinným nástrojem k predikci změn proudění a viskozity ve fermentorech bioplynových stanic, v blízkém okolí míchadel a k popsání charakteristiky různých typů a geometrií míchadel jako takových.

Při provozovateli prováděném otáčení ponorných vrtulových míchadel proti směru hlavního proudění bylo u obou fermentorů zjištěno velmi výrazné zkratové proudění. Skutečný vliv této činnosti na eliminaci sedimentačních procesů nebylo možné potvrdit. Pokud je tato činnost prováděna, je nutné zohlednit intervaly dávkování substrátu a čerpání z fermentoru, aby bylo co nejvíce eliminováno vymývání čerstvého substrátu.

V závislosti na instalovaném míchacím systému lze při vhodné redukci otáček předpokládat dostatečnou účinnost míchacího systému bez významné tvorby tzv. mrtvých zón a zkratového proudění a s tím spojenou úsporu elektrické energie.

Lze shrnout, že míchací systémy v obou fermentorech jsou pro používané substráty velmi dobře zvoleny. V praxi však může nevhodný způsob míchání a poddimenzované

míchací systémy či intenzita míchání výrazně ochromit, ale i prodražit provoz celé bioplynové stanice. Proto je třeba ke každému zařízení přistupovat individuálně a zohlednit disponibilní substráty, jejich fyzikálně-chemické vlastnosti a stupeň jejich plánovaného využití. Tímto způsobem lze odhadnout vlastnosti fermentačních suspenzí pro konkrétní bioplynové stanice a předejít mnoha provozním problémům a s tím spojeným výdajům či ztrátám způsobeným prostoji ve výrobě elektrické a tepelné energie.

Do budoucna by mohly zajímavé informace poskytnout počítačové simulace pro sledované fermentory A a B se suspenzí s druhého sledovaného fermentoru. Pokud bychom suspenzi z fermentoru A stanovili jako dolní hranici a suspenzi z fermentoru B jako horní hranici konzistence fermentačních suspenzí, tedy oblast mokré fermentace, ve které většina bioplynových stanic v současnosti pracuje, mohly by být získány orientační hodnoty i pro jiné, v praxi používané, míchací systémy. Lze předpokládat, že koncepce míchacího systému z fermentoru A by byla pro materiál z fermentoru B velmi pravděpodobně nedostatečná. Naopak míchací systém z fermentoru B by byl pro suspenzi z fermentoru A pravděpodobně výrazně předimenzovaný a vzhledem ke konzistenci suspenze méně účinný. Je také jisté, že v reálných provozech bude možné nalézt fermentační suspenze s výrazně nižší nebo vyšší viskozitou než v uváděných případech. V praxi se vyskytují fermentory s vhodně dimenzovanými či zcela poddimenzovanými míchacími systémy. Protože se jedná o jeden z rozhodujících prvků s bezprostředním vlivem na efektivní provoz bioplynových stanic, je nezbytné mu už ve fázi plánování věnovat náležitou pozornost a s ohledem na provozně-technologickou stabilitu procesu navrhovat míchací systémy mírně předimenzované. Definování cílů míchání a možnosti jejich dosažení tak mají zásadní význam na hodnocení konkrétního míchacího systému.

Vzhledem k intenzifikaci technologie a úspoře reakčních objemů, vyšším organickým zatížením fermentorů nebo změně substrátové skladby z důvodu cenových výkyvů u některých substrátů, lze v dalších letech očekávat zvyšování zájmu v této oblasti výzkumu. Další důležitou oblastí pro využití získaných poznatků a zkušeností je obor odpadového hospodářství. V této oblasti je v České republice stále patrný alarmující nedostatek bioplynových stanic s vhodnou technologií pro zpracování biologicky rozložitelné složky komunálního odpadu.

8 SUMMARY AND CONCLUSIONS

Significant differences in total solids content (TS), particle size and viscosity were observed in biogas slurries (suspensions of water, substrate particles and biogas) from investigated digesters. The analyzed biogas slurries can be described as shear-thinning liquids because the viscosity decreases with increasing shear rate, so the viscosity of analyzed biogas slurries is a function of share rate. In addition, under specific conditions (constant agitator rotation and shear rate), a slight decrease of viscosity was observed in these liquids. This means the biogas slurries could – under specific circumstances – be described as thixotropic liquids as ROSTALSKI (2009) describes.

The total solids content has a big influence on the viscosity of these suspensions. With increasing total solids content the viscosity increases as well. A 5 times lower viscosity was observed in the secondary digester compared to the primary digester at the biogas plant B with a very similar total solid content (difference 1,1 % points). The measured viscosity in suspensions A and B at process temperature and constant share rate of 25 s^{-1} was in rage 3.5 to 8 Pas. At constant share rate 50 s^{-1} the viscosity decreased to 0.8 and 1 Pas.

Important information was obtained about mixing process in biogas digesters by analysis of the mixing systems in the analyzed biogas digesters. It could be observed that by pre-mixing the non-pumpable substrates such as silages in the homogenization tank and subsequent feeding into the digester, the substrate can be distributed faster in the all digester volume. In the case of digester B, the substrate distribution was much slower because of the biogas suspension characteristics. The higher viscosity and strong non-Newtonian flow behavior of the digester B suspension was caused by higher total solids content and high rate of grass-based substrates. In digester A, a very fast increase of tracer concentration was observed in the digester effluent but significant short circuiting was not detected and digester A was a nearly perfect mixed tank reactor. Even the imperfect distribution of substrate in the whole digester volume at biogas plant B was not accompanied by short circuit streams. However, there is presumably a dead space (not used volume) in the digester B where the substrate is trapped in eddies and is only slowly released into the free digester space. It means that the mixing in digester B is not perfect in the sense of material distribution and homogeneity but there were no short-circuit streams to the effluent detected. However, these circumstances prolonged the hydraulic retention time of the substrate in the digester B (nearly 15 % within one

HRT compared to digester A), it is very difficult to predict the influence on biogas production and biodegradation kinetics. A continuous or semi-continuous feeding of solid substrates in small but regular doses is recommended as prevention against short-circuit streaming and energy losses in not fully biodegraded substrate. The problem can be even more reduced when using a secondary digester. Both digesters use a combination of a slow-running agitator and a propeller. In the first run of tracer tests, the propeller was operated in the same direction as the main agitator (standard mode). In contrast, during the second run of tracer tests, the propeller orientation was against the main stream (to disturb any dead zones or sediments) and short circuiting was detected in both investigated digesters. Expressed bigger differences in total solids content, material homogeneity and detected tracer concentrations in the effluent were observed in case of digester B but the homogeneity of suspension B was sufficient.

The practical experiences show that the biogas plants using higher content of fibrous or grass-like substrates could expect more problems with mixing in the digester. This fact has to be taken into account when choosing the digestion technology in terms of agitator and digester type. Maize silage is a significantly different material compared to grass silage because grass silage has longer particles, as seen by the particle size measurements carried out. The next important factor is the total solids content in the digester, where higher operation total solid content for grass substrates can be recommended (e.g. > 10 %). The exact value for optimal total solids content in biogas digester for grass-based substrates and diverse mixing systems could not be determined and it must be considered for each biogas plant individually.

From a technological point of view, a biogas plant digesting grass-like substrates with, for example, 10 % total solids content in the digester needs to be operated by better mixing technology and pumps than a biogas plant digesting just manure and maize silage. This must be considered in the planning phase. At present there are just a few biogas plants using grass based substrates intensively compared to the amount of biogas plants using maize silage and liquid substrates. In the biogas plants intended for a common wet digestion (e.g. less than 7 % total solids), it is nearly impossible or very difficult to use grass-like substrates because of technical deficiencies. Mixing systems based on fast rotating propeller stirrers are very unsuitable for grass digestion. One of the possibilities how to eliminate the technological problems are substrate pre-treatment technologies. On the other hand, the additional energetic input of pre-treatment has to be taken into account.

In summary, if an appropriate mixing technology is used, grass-like substrates can be used and work best at a higher total solids content. However, if a digester that was designed for liquid substrates is used, grass should only be used in small quantities (e.g. less than 10% daily substrate dose).

For the first tracer tests run, lithium salts ($\text{LiOH} \cdot \text{H}_2\text{O}$) were used and no negative effects were observed on the biological process stability by used concentrations. For the second run, the spores of the micro-organism *Bacillus atropheus* (DSM No. 2277) were used. Each test took at least two hydraulic retention times (from 50 up to over 100 days). The *Bacillus atropheus* spores were used for the first time as a tracer for biogas digester by ADE-KAPPELMANN (2008), but the tests took just a few days and just the minimal hydraulic retention time could be measured. In the project AD-CFD, on which this Ph.D. thesis is based, *Bacillus atropheus* spores were used for the first time for tests longer than two hydraulic retention times. The accuracy of the detecting method needs to be improved for biogas slurries with higher total solids and fiber content (KAMARÁD ET AL., 2011B). The different results of the first and second tracer run can be caused by different propeller stirrer orientation but it is also possible that the lithium salts and *Bacillus athropheus* spores can take in the digester different ways following liquid or solid phase of the digester suspensions.

The analysis of the mixing process in the digesters was carried out in two tracer tests runs and the results of the first tracer test could be compared with CFD simulations carried out by POHN (2012). This comparison was only partially possible. Because of high hardware and time severity it was only possible to simulate under 10 minutes of the mixing process, which was insufficient for a full comparison with tracer tests taking several weeks. It means there is a considerable optimizing potential for the CFD methods in this area. In the first minutes the simulations showed a very good correspondence to carried out trace tests (lithium salts). However, the CFD simulation is a very strong and suitable method for investigating of agitator and stirrer characteristics.

Based on the collected data, there were presumed areas with different viscosity, total solids content and homogeneity in the investigated biogas digesters. The presumption that the biogas slurry is homogenous, investigated by doing the tracer tests, is wrong on several levels. In some suspensions, the liquid and solid phase can behave differently. Because of this, it would be more representative to analyze liquid and solid phase separately for the tracer tests.

One of the AD-CFD project aims, the see the project final report by POHN ET AL. (2011A), was to minimize the energy consumption by mixing in the biogas digesters. The CFD simulations enabled the calculation of the minimal needed rotations of the analyzed agitators and therefore the energy savings potential (POHN ET AL, 2011B).

The suspension characteristics have a direct influence on the mixing efficiency. Generally, it is possible to conclude that the higher the total solids content, the lower the mixing efficiency of fast running propeller stirrers and the higher the efficiency of slow going paddle stirrers, taking into account the specific agitator and digester geometry. On the contrary, the lower the total solids content, the lower the mixing efficiency of paddle stirrers and the higher the efficiency of propellers.

With regards to the measured data, it can be concluded that the used mixing systems in both digesters are suitable for the used substrates and are able to fulfill the mixing tasks very well.

9 ACKNOWLEDGEMENT

This work was supported by *Biogas Research & Consulting Group* at University of Natural Resources and Life Sciences, Vienna, Department for Agrobiotechnology, *IFA-Tulln*, Environmental Biotechnology (UT).

10 SEZNAM POUŽITÉ LITERATURY

ANONYMUS, 2010: 19. Symposium BIOENERGIE. Kloster Banz, Bad Staffelstein, NOV 25.-26. 2010, Germany.

ADE-KAPPELMANN K., 2008: *Untersuchungen zur seuchenhygienischen Unbedenklichkeit von Gärresten aus Bioabfällen nach der Behandlung in Anaerobanlagen*, Inaugural-Dissertation, Institut für Tier- und Umwelthygiene, Freie Universität Berlin, Germany.

AICHELE F.X., 1980: Anlage in Längen ohne maschinelle Einbauten. *Sonnenenergie und Wärmepumpe* 5, 46-47.

ANDERSON G.K., CAMPOS C.M.M., CHERNICHARO C.A.L. AND SMITH L.C., 1991: Evaluation of the inhibitory effects of lithium when used as a tracer for anaerobic digesters. *Water Research* 25, 755–760.

BALSSSEN E., 2002: *Rührwerke in volldurchgemischten Reaktoren – Langsam- oder Schnelldläufer – Eine frage der Ideologie*. In: Erneubare Energie in Land(wirt)schaft 2002/2003 – Band 5. Verlag für land(wirt)schaftliche Publikationen, Michael C. Medenbach, Zeven, ISBN 3-935781-04-0

BOHNET M. AND NIESMAK G., 1980: Distribution of solids in stirred Suspensions. *German Chemical Engineering*, 3, 57–65.

BRAUN R., 1982: *Biogas – Methangärung organischer Abfallstoffe – Grundlagen und Anwendungsbeispiele*, ISBN 3-211-81705-0, Springer-Verlag, Wien, 110 s.

BRAUN R., 2004: Stand der Technik von Biogasanlagen. In: *Biogasproduktion – Alternative Biomasseausnutzung und Energiegewinnung in der Landwirtschaft*. 10. Alpenländliches Expertenforum 18./19. März 2004, BAL Gumpenstein

BRAUN R., MEYRATH J., 1981: Verwertung von Melassebrennereischlempe. *Die Branntweinwirtschaft* 121, 102-104.

BREHMER M., EPPINGER T. AND KRAUME M., 2012: Fluidodynamische Untersuchung in Biogasreaktoren, *Biogas Journal, Fachverband Biogas e.V. (vyd.)*, Nr.3_2011, 76-80.

EINENKEL W.D., 1995: Sink- und Umwälzleistung beim Suspensieren im Rührwerk. *Chem.-Ing.-Tech.*, 67 (8), 1000-1003.

EINENKEL W.D. AND MERSMANN A., 1995: Erforderlicher Drehzahl zum Suspensieren in Rührwerken, *Verfahrenstechnik*, 11, 90-94.

BUNR (Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit), 2007: Novellierung BioAbfV Anhang 2 (Traceruntersuchungen zur Ermittlung der Mindestverweilzeit bei anaeroben Behandlungsverfahren, s. 18-22 / Provední testů se stopovači ke stanovení minimalní doby zdržení ve fermentorech, s.18-22), Stav 19.11.2007 (resortně neschváleno), Německo, 45 s.

CZ BIOM – České sdružení pro biomasu, 2009: *Průvodce výrobou, a využitím bioplynu*, CZ Biom – České sdružení pro biomasu (vyd.), Praha, 157 s.; Databáze online [cit. 2012-08-20]. Dostupné na: http://www.mpo-efekt.cz/upload/7799f3fd595eeee1fa66875530f33e8a/Pruvodce_vyrobu_vyuzitim_bioplynu_2.pdf

DANCKWERTS P.V., 1953: Continuous flow systems: Distribution of residence times, *Chemical Engineering Science* 2, 1-13.

DBU (Deutsche Bundesstiftung Umwelt), 2004: *Optimierung der Anaerob-Technik zur Behandlung von Bioabfällen aus Sicht der Hygiene sowie Erarbeitung eines Hygiene-Prüfsystems für Anaerob-Anlagen*, Abschlussbericht, DBU Az. 15008, Germany.

FINNEY C.D., EVANS R.S., 1975: Anaerobic digestion – rate limiting process and the nature of inhibition, *Science*, 190, 1088.

FRY L. J., 1971: *Practical building of membrane power plants*. Standard Printing; Santa Barbara Cal.

IEU (Institut für Energetik und Umwelt GmbH), 2005: *Handreichung Biogas*, Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR), 2004, ISBN 3-00-014333-5 , Gülzow, 235 s.

FAL (Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft), 2005: *Ergebnisse des Biogas-Messprogramms*, Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR), Gülzow

GERS-GRAPPENHAUS CH., 2002: Die richtige Technik für ihre Biogasanlage. In: *Top agrar Fachbuch*. Hsg: Top Agrar Landwirtschaftsverlag GmbH, Münster

GROBICKI A. AND STUCKEY D.C., 1992: Hydrodynamic characteristics of anaerobic baffled reactor, *Water Research* 26, 371-378.

GRODA B. A KOL., 2002.: *Mechanická tekutin a suspenzí*, Skriptum MZLU v Brně, ISBN 80-7157-576-3, Brno, 210 s.

HOPFNER-SIXT K., 2005: *Analyse von Leistungsfähigkeit, Wirtschaftlichkeit und Entwicklungsperspektiven landwirtschaftlicher Biogasanlagen*, Dissertation zur Erlangung des Doktorgrades an der Universität für Bodenkultur, Institut für Landtechnik, Universität für Bodenkultur, Wien, Austria, 238 s.

HENNING T., DUDLIK A. AND DEEBERG G., 2011: Simulation of fluid Flow in Biogas Digesters, *Chemie Ingenieur Technik*, 331-339.

HOBSON P.N., BOUSFIELD S. AND SUMMERS R., 1981: *Methane production from agricultural and domestic wastes*, Applied Science Publ., London.

HORVATH A., JORDAN C. AND HARASEK M., 2005: *Biogasfermenter System Swietelsky (Paddelrührer, Propellerrührer und Schrägwellenrührer kombiniert)*, Zwischenergebnis nach 75 sec. Databáze online [cit. 2012-04-30]. Dostupné na http://www.ruehrwerkstechnik-steverding.de/core/cms/upload/swietelsky_geo_20070202.pdf

JOBST K., 2011: *Optimierung von Mischprozessen zu Biogaserzeugung*, VDI-Berichte Nr. 2121, 267-268.

KAMARÁD L.; POHN S.; HARASEK M.; KIRCHMAYR R. BOCHMANN, G; BRAUN, R, 2010A: Hydrodynamic Characteristics of the Biogas Plant Digester Using Tracer Tests and CFD Methods. In: *IWA (Ed.), 12th World Congress on Anaerobic Digestion, Conference Proceedings (CD-ROM), 30 OCT - 4 NOV*, Guadalajara, Mexico.

KAMARÁD L.; POHN S.; HARASEK M.; BOCHMANN G., KIRCHMAYR R., 2010B: Stirring and Hydraulic Retention Time in Biogas Plant Digester. In: *OTTI e.V., Bereich Erneubare Energien , Konferenzband 19. Symposium BIOENERGIE. Kloster Banz, Bad Staffelstein, NOV 25.-26. 2010*, ISBN: 978-3-941785-37-3, 176-181.

KAMARÁD L.; POHN S.; HARASEK M. AND BOCHMANN G., 2011A: Rühren und hydraulische Verweilzeit im Biogasfermenter. In: *Österreichischer Biomasse-Verband, Central European Biomass Conference 2011 (eds). Conference Proceedings (CD-ROM)*, 26.-29.1. 2011, Graz, Austria.

KAMARÁD L., NEUREITER M.; SANZ FERNANDEZ E.; BOCHMANN G., 2011B: Using *Bacillus atrophaeus* Spores for Tracer Tests in Biogas Slurries. In: *IWA (Ed.), "International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste and EnergyCrops", Conference Proceedings (CD-ROM)*, Aug 28-Sep 01, Vienna, Austria.

KASKE M., AND ENGELHARDT, 1990: The effect of size and density on mean retention time of particles in the gastrointestinal tract of sheep, *British Journal of Nutrition*, 63, 457-465.

KONSTANDT H.G., 1977: Engineering, operation and economics of methane gas production. In: *Schlegel, H.G., Barnea, J. (Hrsg.), Microbial Energy Conversion. Oxford: Pergamon Press.*

KUBE J., KÖHNLECHNER M. AND THURNER F., 2011: *Einfache Methode zur online-Bestimmung der Viskosität von Gärresten in Biogasanlagen*. VDN-Berichte Nr. 2121, 83-95.

KRAUME M., 2003: *Mischen und Rühren: Grundlagen und moderne Verfahren*. Weinheim, Wiley-VCH, 443 s.

LAABER M., MADLENER R., BRACHTL E., KIRCHMAYR R. AND BRAUN R., 2007: *Aufbau eines Bewertungssystems für Biogasanlagen – „Gütesiegel Biogas“*, Endbericht Projektnummer 807742, 35.5. 2007, Tulln, Austria.

LETTINGA G., VAN VELSEN L., DE ZEEUW W., HOMBA S.W., 1980: The application of anaerobic digestion to industrial pollution treatment. In: *Stafford, D.A., Wheatley, B.I., Huges, D-E. (Hrsg.) Proceedings of the 1st Int. Symposium on Anaerobic digestion, Cardiff, Sept. 1979*. London: Applied Science Publ.

LEVENSPIEL O., 1972: *Chemical Reaction Engeneering*, 2nd ed. John Wiley & Sons, New York, 670 s.

LIESCH B. AND MÜLLER C., 2007: *Feststoffvergärung in der Schweiz*, INES Ingenierbüro für nachhaltige Energiesysteme, Schlussbericht

LINKE B., HEIERMANN M., GRUNDMANN P. UND HERTWIG F., 2003: Grundlagen, Verfahren und Potential der Biogasgewinnung im Land Brandenburg (Kapitola 3). In: *Biogas in der Landwirtschaft – Leitfaden für Landwirte und Investoren im Land Brandenburg*. Minisetrium für Landwirtschaft, Umweltchutz und Raumordnung, Potsdam.

MAIRITSCH K., WIMMER W., AIGNER S., DROSG B., ZWEILER R., TIPPEL W., KRAWINKLER R., KAMARÁD L., DOCZEKAL CH. UND DIAZ A., 2011: *Studie über die Erschließung des Potenzials biogener Haushaltsabfälle und Grünschnitts zum Zwecke der Verwertung in einer Biogasanlage zur optimierten stofflichen Verwertung - Anwendungsbeispiel Modellregion Mödling*. Österreichisches Lebensministerium (Hrst.), Wien, 187 s.

MAIER C., WEICHSELBAUM W., SCHLERKA M. AND HARASEK M., 2010: Development of Agitation Systems in Biogas Plants: Investigation of Mixing Characteristics, Improvement of Energy Efficiency and Scale-up using CFD, *Chemical Engineering Transactions*, 1195-1200.

- MORGAN P.F., NEUSPIEL P.J., 1958: Environmental control of anaerobic digestion with gas diffusion. In: McCabe, J., Eckenfelder, W. (Hrsg.), *Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes, Vol. 2*. New York, N.Y.: Reinhold
- NÄGELE H. J., SONDERMANN J., LEMMER A., OECHSNER H. UND JUNGBLUTH T., 2012: Wie effizient sind Rührwerke in Biogasfermentern?, In: *Fachverband Biogas e.V. (Ed.), 21. Jahrestagung des Fachverbandes Biogas e.V., Conference Proceedings, 10.- 12.1. 2012*, Hannover, Germany, 153–161.
- ÖKL-MERKBLATT NR. 61: „Landwirtschaftliche Biogasanlagen“
- POHN S., KAMARÁD L. AND HARASEK M., 2010A: Entwicklung eines Makro-Viskosimeters, Kalibrierung und Analyse mit CFD-Methoden. *Chemie Ingenieur Technik*, 82: 1394–1395.
- POHN S., KAMARAD L., KIRCHMAYR R. AND HARASEK M., 2010B: Design Calibration and numerical investigation of a macroviscosimeter. In: *CHISA 2010, Conference Proceedings (CD-ROM), August 2010*, Prague, Czech Republic.
- POHN S, KAMARAD L, BOCHMANN G. AND HARASEK M., 2011A: Reducing the energy consumption of stirring devices in biogas digesters by numerical flow simulations. In: *IWA (Ed.), Conference Proceedings (CD-ROM) of International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste and Energy Crops, Aug 28-Sep 01 2011*, Vienna, Austria
- POHN S, KAMARAD L, BOCHMANN G. AND HARASEK M., 2011B: *AD-CFD: Entwicklung von Rührwerksystemen mit optimalem Mischverhalten in Biogasanlagen und verringertem Energiebedarf mittels numerischer Strömungssimulation*, Berichte aus Energie- und Umweltforschung, Nr. 42/2011, Database online [cit. 2012-12-11]. Dostupné na: http://www.energiesystemederzukunft.at/edz_pdf/1142_adcfd.pdf
- POHN S., 2012: *Minimierung des Energieverbrauchs von Rührwerken in Biogasfermentern mittels CFD Methoden*, Dissertation zur Erlangung des Grades eines Doktors der technischen Wissenschaften, Technische Universität Wien, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, Forschungsbereich Thermische Verfahrenstechnik und Simulation, Wien
- ROSTALSKI K., 2009: Tauchmotorrührwerke in Bioreaktoren – ein Beitrag zur Effizienzsteigerung, In: *Fachverband Biogas e.V. (Ed.), 18. Jahrestagung des Fachverbandes Biogas e.V., Conference Proceedings, 3.-9.2. 2009*, Hannover, Germany, 59–65.
- SCHULZ H. UND EDER B., 2001: *Biogas-Praxis*, Grundlagen, Planung, Anlagenbau, Beispiele, 2 überarb. Auflage, Staufen bei Freiburg.
- SCHULZ H. A EDER B., 2004: *Bioplyn v praxi*, přel. Marie Šedivá, 1. české vydání, nakladatelství HEL, Ostrava.
- SCHOLWIN F.; WEIDELE T., GATTERMANN H., SCHATTEAUER A. UND WEILAND, P., 2004: *Anlagenbericht*, Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V., Glützow.
- STAFFORD D.A., HAWKES D.L., HORTON R., 1980: *Methane Production from Waste Organic Matter*. Boca Raton, Fla.: CRC Press

USG (The University of Southampton and Greenfinch Ltd.) , 2000: *Biodigestion of kitchen waste*, Project final report, Southampton, England. Database online [cit. 2009-10-09]. Dostupné na:

<http://www.southampton.ac.uk/~sunrise/Biodigestion%20final%20report.pdf>

vTI (Johann Heinrich von Thünen-Institut), 2010: *Biogas-Messprogramm II - 61 Biogasanlagen im Vergleich*. Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR), Gülzow, 1.Auflage, 2009, aktualisiert 2010, ISBN 978-3-9803927-8-5

WEILAND P., 2004: Stand der Technik bei der Trockenfermentation – Zukunftsperspektiven. In: *Trockenfermentation – Evaluierung des Forschungs- und Entwicklungsbedarf, Glüzwower Fachgespräche: Band 23, 4./5. Februar 2004 in Glüzwow*, Hrsg. Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR)

WERNER T.M. AND KADLEC R.H., 1996: Application of residence time distributions to stormwater treatment systems, *Ecol. Eng.* 7, 213–234.

ZÁBRANSKÁ J., JENÍČEK P., DOHÁNYOS M., 2000: Vliv hydrauliky nádrže na účinnost anaerobní stabilizace kalu, In: *Conference Proceedings „Waste Waters 2000“*, 26-28.4. 2000, ACE SR, Tatranske Zruby, Slovakia.

ZWIETERING T.N., 1958: Suspending of solid particles in liquid agitators. *Chem. Eng. Sci.* 8, 244-253.

Citované normy a legislativní podkaly

DIN 38 409 - H1 – 1	Trockensubstanz – TS / Stanovení obsahu sušiny
DIN 38 409 - H1 – 3	Organische Trockensubstanz – OTS / Stanovení obsahu organické sušiny
DIN 1306	1984, Dichtebestimmung / Stanovení měrné homotnosti
DIN 66165	1987, Siebanalyse / Sítové rozbory
DIN 66141	1974, Darstellung von Teilchengrößenverteilung / Znázornění rozdělení velikosti částic
DIN 66161	2010, PartikelgröÑeanalyse / Stanovení velikosti částic
EN ISO 11885	2009, Lithiumbestimmung – ICP-OES inductively coupled plasma optical emission spectroscopy / Stanovení obsahu lithia
VDI 4631	2008, Gütekriterien für Biogasanlagen, Entwurf
VDI 3475 Blatt 4	2007, Emissionsminderung Biogasanlagen in der Landwirtschaft, Vergärung von Energiepflanzen und Wirtschaftsdünger
2002/1774/EC	Nařízení Evropského parlamentu a Rady (ES) č. 1774/2002 o hygienických pravidlech pro vedlejší produkty živočišného původu, které nejsou určeny pro lidskou spotřebu

11 SEZNAM OBRÁZKŮ

Obr. 3-1: Tvorba kavern ve fermentoru (ROSTALSKI, 2009).....	15
Obr. 3-2: Kinematická a dynamická viskozita (GRODA ET AL., 2002).....	18
Obr. 3-3: Reogram závislosti mezi tečným napětím (τ) a gradientem smykové rychlosti $\dot{\gamma}$	18
Obr. 3-4: Charakteristika různých tekutin ve vztahu k závislosti viskozity na smykové rychlosti.....	21
Obr. 3-5: Závislost součinitele odporu C_x na Reynoldsově číslu Re (GRODA ET AL., 2002).....	24
Obr. 3-6: Účinek tvaru částic na usazovací rychlost (GRODA ET AL., 2002).....	25
Obr. 3-7: Schéma působení sil majících vliv na uvedení individuální částice do pohybu.....	26
Obr. 3-8: Shieldsův diagram (GRODA ET AL., 2002).....	29
Obr. 3-9: Servisní práce uvnitř vypuštěného fermentoru (Foto: Karl Pfiel).....	37
Obr. 3-10: Vizualizace proudění ve fermentoru bioplynové stanice (HORVATH ET AL., 2005).....	39
Obr. 3-11: Schéma laboratorní aparatury na tomografickém principu (JOBSTOVÁ, 2011).....	40
Obr. 3-12: Laboratorní aparatura dle BREHMEHO ET AL. (2012).....	41
Obr. 3-13: Macerátory k mechanické dezintegraci substrátu pro BPS (www.vogelsang.info).....	50
Obr. 3-14: Zařízení s rotorem osazeným řetězy Querstromzerspaner UNI-CUT® (http://www.mewa-recycling.de).....	50
Obr. 3-15: Vlevo (a) elektrokinetický dezintegrátor (www.vogelsang.info), vpravo (b) extrudér (http://www.theadvancedteam.com).....	51
Obr. 3-16: Schematický přehled čerpadel používaných na bioplynových stanicích.....	52
Obr. 3-17: Pístové čerpadlo (www.putzmeister.de).....	54
Obr. 3-18: Četnost dávkování substrátů (VTI, 2010).....	56
Obr. 3-19: Způsob dávkování nečerpatelných substrátů (VTI, 2010).....	56
Obr. 3-20: Systémy dávkování nečerpatelných substrátů (CZ BIOM, 2009).....	57
Obr. 3-21: Schematická znázornění často používaných míchacích systémů (SCHULZ A EDEROVÁ, 2004).....	58
Obr. 3-22: Ponorné vrtulové míchadlo (http://www.topagrar.at).....	60
Obr. 3-23: Schematické znázornění vrtulových ponorných míchadel (SCHULZ A EDEROVÁ, 2004).....	61
Obr. 3-24: Potápěč před vstupem do fermentoru (http://archiv.kleine.at).....	62
Obr. 3-25: Mixer pro fermentory bioplynových stanic (www.suma.de).....	64
Obr. 3-26 : Různé typy dlouhoosých míchadel vpravo obr. a. (http://www.becker-seesen.de) a vlevo (http://www.renewable-energy-concepts.com) obr. b.	65
Obr. 3-27: Pomaluběžné axiální míchadlo (Foto: Karl Pfiel).....	67
Obr. 3-28: Pádlové míchadlo (http://enserv.ooegw.at).....	71
Obr. 3-29: Pádlové míchadlo (www.agrikomp.de).....	73
Obr. 3-30: Příklady velkokřídých pomaluběžných ponorných míchadel vlevo (www.ksb.com) a vpravo (www.flygt.com).....	74
Obr. 3-31: Schematické znázornění hydraulického míchání (SCHULZ A EDEROVÁ, 2004).....	75
Obr. 3-32: Pneumaticko-hydraulicky míchaný fermentor, systém VSP (SCHULZ A EDEROVÁ, 2004).....	79
Obr. 3-33: Přehled četnosti instalovaných míchacích systémů na německých BPS (VTI, 2010).....	83

Obr. 4-1: Odběr a transport vzorku.....	85
Obr. 4-2: Procesní viskozimetr XL7-100.....	87
Obr. 4-3: Makroviskozimetr (konstrukce S. POHN 2009, TU Wien; Foto: L. KAMARÁD).....	88
Obr. 4-4: Zamrazení vzorku před sušením (a) a usušené vzorky (b)	90
Obr. 4-5: Sušení vzorku za zmrazena (a) a sestava sít při síťovém rozboru (b)	91
Obr. 4-6: Frakce větší než 4mm (suspenze A) po suchém (a) a mokřém (b) síťovém rozboru	91
Obr. 5-1: Nákres polohy pomaluběžného míchadla na BPS A (POHN ET AL, 2011).....	96
Obr. 5-2: Nákres polohy pomaluběžných míchadel na BPS B (POHN ET AL, 2011)	98
Obr. 5-3: Dávkované substráty (vztaženo na čerstvou hmotu FM) do sledovaného fermentoru v jednotlivých kalendářních týdnech - BPS A	100
Obr. 5-4: Dávkované substráty (vztaženo na čerstvou hmotu FM) do sledovaného fermentoru v jednotlivých kalendářních týdnech - BPS B	100
Obr. 5-5: Hodnoty TS a oTS fermentačních suspenzí z BPS A (A) a BPS B (B)	102
Obr. 5-6: Grafické znázornění naměřených měrné hmotnosti suspenzí A a B	103
Obr. 5-7: Velikost bublinek bioplynu u fermentačních suspenzí (BPS A - vlevo, BPS B – vpravo).....	104
Obr. 5-8: Histogram relativní kumulativní hmotnosti částic po mokřém síťovém rozboru fermentačních suspenzí A a B	105
Obr. 5-9: Diferenciální objem částic frakce < 1 mm suspenze A (měřeno přístrojem LS 13 320 Particle size Analyser Beckman Coulter).....	106
Obr. 5-10: Diferenciální objem částic frakce < 1 mm suspenze B (měřeno přístrojem LS 13 320 Particle Size Analyser Beckman Coulter)	106
Obr. 5-11: Histogram hmotnostního zastoupení jednotlivých frakcí síťového rozboru	107
Obr. 5-12: Délka částic pro jednotlivé frakce ze síťových rozborů (AA=BPS A, BA= BPS B).....	108
Obr. 5-13: Porovnání délky částic u kukuřičné (KS) a travní (TS) siláže.....	109
Obr. 5-14: KAMARÁDOVO ET AL (2011A) znázornění velikost částic a jejich relativní kumulativní četnosti u kukuřičné (KS) a travní siláže (TS)	109
Obr. 5-15: Průměrný obsah popela (anorganických látek) v jednotlivých frakcích suchého síťového rozboru fermentačních suspenzí zemědělských bioplynových stanic	110
Obr. 5-16: Sedimentační test (suspenze A vlevo, suspenze B vpravo).....	111
Obr. 5-17: Měření hladinoměrem – Stav naplnění fermentoru a tvorba plovoucí vrstvy po vypnutí míchadel (BPS B)	112
Obr. 5-18: Procesní viskozimetr XL7-100 (a. a b.) zabudovaný do stěny fermentoru B (c.)	114
Obr. 5-19: Rozdíly ve viskozitě mezi primárním a sekundárním fermentorem BPS B	114
Obr. 5-20: Funkce charakterizující viskozitu materiálu A (POHN ET AL., 2010A).....	116
Obr. 5-21: Funkce charakterizující viskozitu materiálu B (POHN ET AL., 2010A)	116
Obr. 5-22: Měření viskozity makroviskozimetrem v primárním a sekundárním fermentoru BPS B.....	117
Obr. 5-23: Vývoj viskozity suspenzí A a B při konstantní smykové rychlosti	118
Obr. 5-24: Fluorescein jako koncentrovaný prášek (a) a ve vodném roztoku pod UV lampou (b) (Zdroj: http://en.wikipedia.org/wiki/Fluorescein).....	119
Obr. 5-25: Fluorescein ve fermentační suspenzi pod UV lampou	120

Obr. 5-26: Laboratorní test stability a detekce spor při provozních teplotách 39°C a 49°C (KAMARÁD ET AL., 2011)	120
Obr. 5-27: Buňky (a) a spory (b) mikroorganismu <i>Bacillus atrophaeus</i> No. 2277 (<i>Bacillus globigii</i>)	121
Obr. 5-28: Suspendované spóry <i>Bacillus globigii</i> – stopovač (vlevo), dávkování stopovače spolu se substrátem pomocí dopravního šneku do fermentoru B (vpravo)	121
Obr. 5-29: Fermentační suspenze z testovacích fermentorů (a) a z ní izolované spóry <i>Bacillus globigii</i> (b)	121
Obr. 5-30: Stopovač na bázi kovového prášku (a) a odstředivý magnetický rotační analyzátor (b)	122
Obr. 5-31: Použití reakčního činidla (a) a detekce stopovače (b)	123
Obr. 5-32: Koncentrace stopovače na výtoku z fermentorů v prvních 48 (A) resp. 24 (B) hodinách od jeho nadávkování	125
Obr. 5-33: Testy s lithným stopovačem provedené na bioplynových stanicích A a B, průběh do $\Theta = 2$.	125
Obr. 5-34: Koncentrace stopovače - spor mikroorganismu <i>Bacillus athrophaeus</i> na výtoku z fermentorů A po přibližně 48 hodinách a 24 hodinách z fermentoru B	128
Obr. 5-35: Pokusy se stopovačem provedené se sporami mikroorganismu <i>Bacillus athrophaeus</i> ve fermentorech A a B	128
Obr. 5-36: POHNOVO znázornění simulace rychlosti (a) proudění v [m/s] a vývoj viskozity [Pas] pro pomaluběžné míchadlo (b) ve fermentoru A v (KAMARÁD ET AL., 2010A)	130
Obr. 5-37: POHNOVO znázornění rychlosti (a) proudění [m/s] a vývoj viskozity [Pas] pro ponorné rychloběžné vrtulové míchadlo (b) ve fermentoru A v KAMARÁD ET AL. (2010A)	131
Obr. 5-38: POHNOVO znázornění rychlosti (a) proudění v [m/s] a vývoj viskozity [Pas] pro pádlové pomaluběžné míchadlo (b) ve fermentoru B v KAMARÁD ET AL. (2010A)	132
Obr. 5-39: Kalkulovaná koncentrace traceru na výstupu z fermentorů A a B – počítačová simulace (POHN ET AL., 2011B)	133
Obr. 5-40: CFD simulace prostorové distribuce substrátu ve fermentoru A (POHN ET AL., 2011A)	134
Obr. 5-41: CFD simulace prostorové distribuce substrátu ve fermentoru B (POHN ET AL., 2011A)	135

12 SEZNAM TABULEK

Tab. 1: Závislost poměru w_D/w při rušeném usazování při $d/D = 2$ (GRODA ET AL., 2002)	25
Tab. 3-2: Porovnání vlastní spotřeby energie různých bioplynových stanic s ohledem na různé spotřebiče (KAMARÁD ET AL, 2011A)	45
Tab. 3-3: Výhody a nevýhody vrtulových ponorných míchadel	63
Tab. 3-4: Výhody a nevýhody mixérových míchadel	64
Tab. 3-5: Výhody a nevýhody dlouhoosých míchadel	66
Tab. 3-6: Výhody a nevýhody axiálních míchadel	68
Tab. 3-7: Výhody a nevýhody míchadel v horizontálních fermentorech	71
Tab. 3-8: Výhody a nevýhody pádlových míchadel ve vertikálních fermentorech	72
Tab. 3-9: Výhody a nevýhody velkokřídlých míchadel	74
Tab. 3-10: Výhody a nevýhody hydraulického míchání	77
Tab. 3-11: Výhody a nevýhody pneumatických míchacích systémů	80
Tab. 3-12: Přehled často instalovaných typů míchadel na německých bioplynových stanicích a jejich technická charakteristika provedená KAMARÁDEM ET AL. (2011A) na základě dat uvedených v publikaci VTI (2010)	83
Tab. 5-1: Charakteristika sledovaných fermentorů BPS za sledované období podzim 2008 – léto 2010..	99
Tab. 5-2: Průměrné procentuální zastoupení vstupních materiálů fermentor A a B	101
Tab. 5-3: Měrná hmotnost fermentační suspenze	104
Tab. 5-4: Průměrný obsah popela v jednotlivých frakcích suchého síťového rozboru	110
Tab. 5-5: Přehled naměřených hodnot viskozity měřených viskozimetrem XL7-100	113

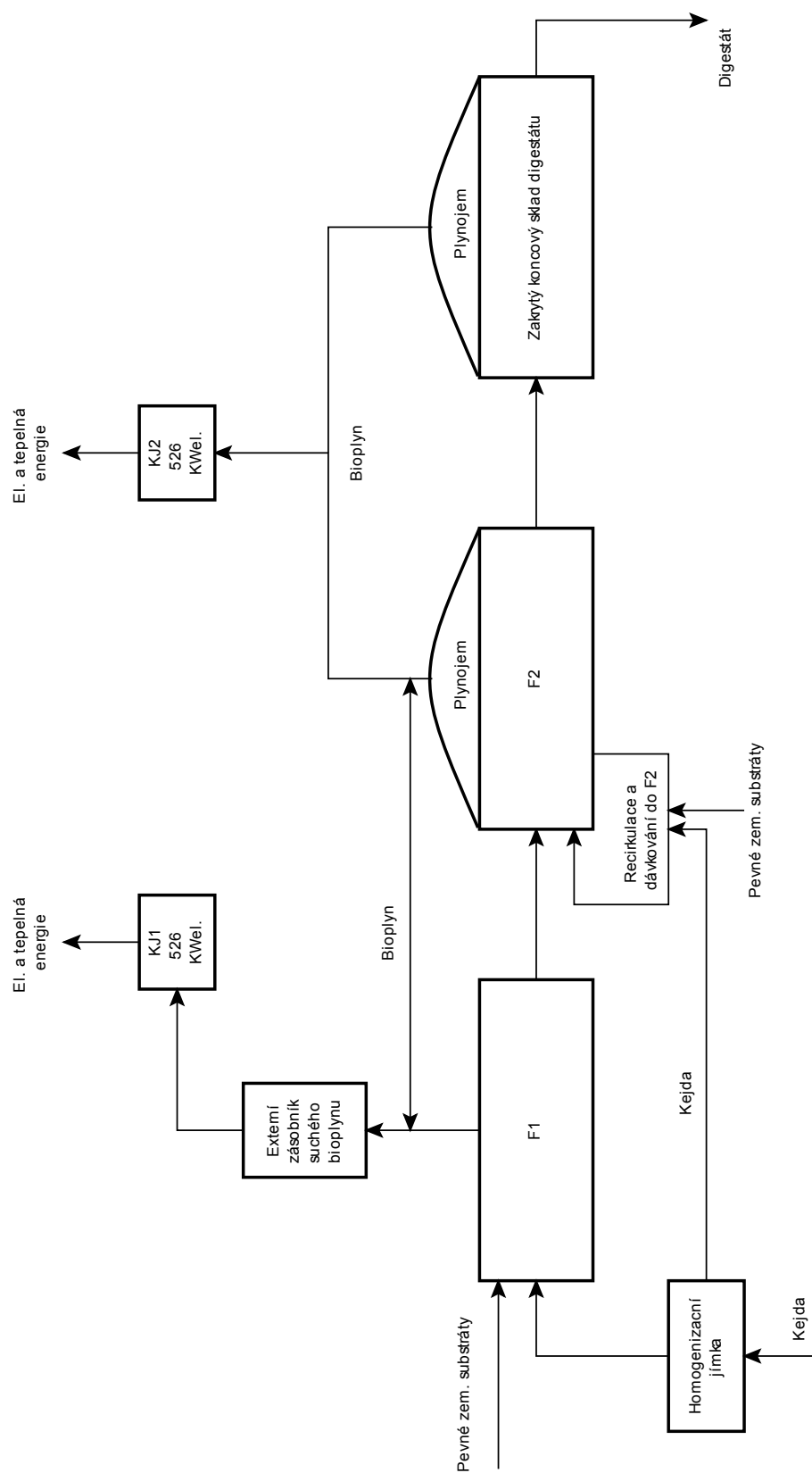
13 SEZNAM ZKRATEK

a'	absobční činitel [$\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3}$]
BG	<i>Bacillus globigii</i> označován též jako <i>Bacillus atrophaeus</i>
BPS	bioplynová stanice
BRKO	biologicky rozložitelná složka komunálního odpadu
C	bezrozměrná relativní koncentrace stopovače [-]
c_0	teoretická koncentrace stopovače [g/l]
CFD	počítačová fluidní dynamika (angl. <i>computational fluid dynamics</i>)
CH_4	metan
c_i	měřená koncentrace stopovače na výstupu z fermentoru [g/l]
\dot{c}_l	koncentrace stopovače v \dot{Q} [kg/kg]
CO_2	oxid uhličitý
CSTR	kontinuálně míchaný reaktory (<i>continuously stirred tank reactor</i>)
c_v	objemová koncentrace, tj. poměr objemového množství tuhých částic o měrné hmotnosti (ρ_p) k celkovému V_s
C_x	součinitel odporu [-]
d	velikost částice [mm]
D	průměr [m]
D_0	referenční délka [m]
D_F	průměr fermentoru [m]
d_m	průměr míchadla [m]
d_{mi}	hmotnostní množství stopovače opouštějící fermentor [kg]
D_n	průměr míchané nádrže [m]
d_p	relativní měrná hmotnost [%]
f	funkce
F1	primární fermentor
F2	sekundární fermentor
F_{Gv}	redukováná tíha částice v kapalině [$\text{kg} \cdot \text{m} \cdot \text{s}^{-2}$]
Fr	Froudeho číslo [-]
F_x	odporová síla [$\text{kg} \cdot \text{m} \cdot \text{s}^{-2}$]
F_z	vztlaková síla [$\text{kg} \cdot \text{m} \cdot \text{s}^{-2}$]
g	tíhové zrychlení [m/s^2]
GPS	celorostlinná siláž (z něm. <i>Ganzpflanzensilage</i>)

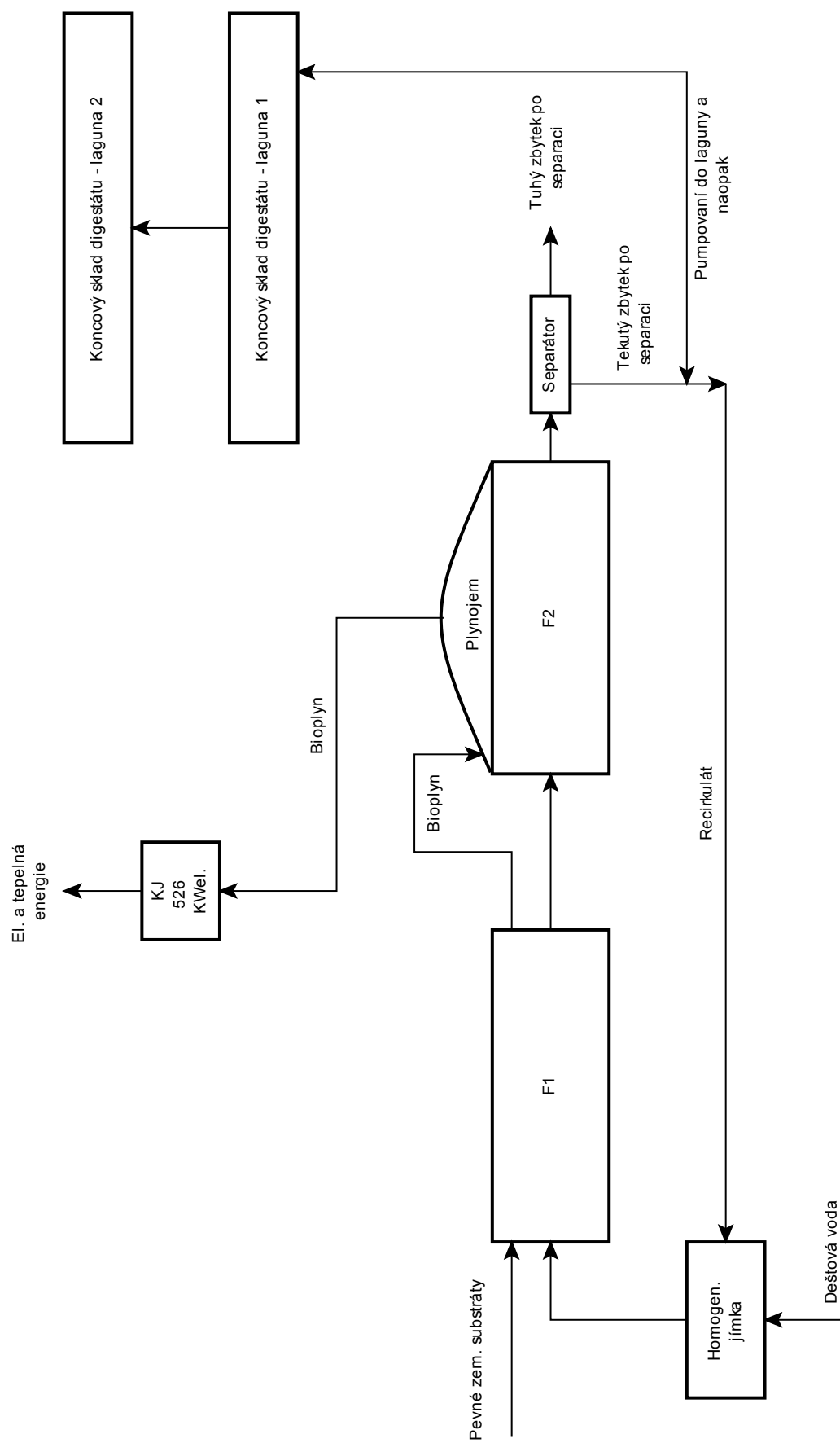
h	hloubka [m]
HRT	střední hydraulická doba zdržení materiálu ve fermentoru (hydraulic retention time) [d]
H ₂ S	sirovodík
K	konstantní tvarový součinitel
k _F	proporční faktor [-]
KJ	kogenerační jednotka
KS	kukuřičná siláž
konst.	konstanta
Li ⁺	lithný ion
LiCl	chlorid lithný
LiCl*H ₂ O	lithium chlorid monohydrát
LiOH*H ₂ O	lithium hydroxid monohydrát
m	hmotnost [kg]
n	exponent newtonského toku nebo počet tuhých částic na jednotu objemu [1/m ³]
N	počet např. tuhých částic, opakování, měření atd.
NH ₃	amoniak
OZ _R	organické zatížení reaktoru nebo fermentoru [kg oTS/m _F ³ . d ⁻¹]
oTS	organická sušina [%]
p	tlak [Pa]
PVM	rychloběžné ponorné vrtulové míchadlo
Q _p	průtokové množství plynu [m ³ . min. ⁻¹]
\dot{Q}	průtok fermentační suspenze opouštějící fermentor [kg/h]
\dot{Q}_S	množství substrátu dávkovaného do fermentoru [Mg]
Re	Reynoldsovo číslo [-]
rpm	ot. / min. (rotations per minute) [-]
$s_{\varphi p}^2$	variance lokálních koncentrací částic v nádrži
T	teplota [°C]
t	čas [s]
t ₀	čas přidání stopovače
t _i	čas uplynulý od přidání stopovače [h]
TS	sušina [%]
TS*	travní siláž

u_i	rychlost kapaliny v elementu objemu suspence [m/s]
u_{pi}	místní rychlost tuhých částic v elementu objemu suspence [m/s]
v	rychlost [m/s]
V	objem [m ³]
VES	vlastní energetická spotřeba bioplynové stanice [kWh _{el}]
V_F	objem fermentoru [m ³]
V_k	objem kapaliny [m ³]
v_p	objem jedné částice [m ³]
V_p	objem plynu [m ³]
V_s	objem směsi či suspenze [m ³]
ΔV	element objemu tekutiny obsažený ve ΔV_s [m ³]
ΔV_s	element objemu suspenze [m ³]
v^*	třecí rychlost [m/s]
x_G, y_G, z_G	souřadnice těžiště G
$\dot{\gamma}$	smyková rychlost [1/s]
δ	tloušťka viskózní vrstvy [m]
η	dynamická viskozita [Pas]
ν	kinetická viskozita [m ² .s ⁻¹]
ρ_p	měrná hmotnost tuhé částice [m ³ /kg]
ρ_s	měrná hmotnost suspenze [m ³ /kg]
τ	tečné napětí [Pa]
τ_0	mez tekutosti [Pa]
Θ	bezrozměrný relativní parametr času [-]
Θ_D	bezrozměrný tvar tečného napětí u dna [-]
Θ_y	hodnota bezrozměrného tvaru tečného napětí Θ_D , při které dochází k pohybu [-]
φ_p	variace lokální objemové koncentrace částic
$\overline{\varphi_p}$	střední koncentrace částic
ψ	tvarový součinitel [-]
ω	usazovací rychlost [m/s]
ω_t	rychlost tuhé částice [m/s]
ω_φ	usazovací rychlost nepravidelné částice [m/s]

14 PŘÍLOHY



Příloha I: Schéma BPS A



Příloha II: Schéma BPS B