

Česká zemědělská univerzita v Praze

Fakulta agrobiologie, potravinových a přírodních zdrojů

Katedra agroenvironmentální chemie a výživy rostlin



**Vliv podmínek panujících v nitrifikačním reaktoru
na průběh biologické úpravy kapalné frakce
fermentačního zbytku**

Diplomová práce

Autor práce: Soňa Nováková

Obor studia: Technologie odpadů

Vedoucí práce: Ing. Pavel Švehla Ph.D.

Konzultanti: Ing. Pavel Míchal, Ing. Liz Vargas

© 2019 ČZU v Praze

Čestné prohlášení

Prohlašuji, že svou diplomovou práci "Biologická předúprava fugátu vedoucí k efektivnějšímu využití živin" jsem vypracovala samostatně pod vedením vedoucího diplomové práce a s použitím odborné literatury a dalších informačních zdrojů, které jsou citovány v práci a uvedeny v seznamu literatury na konci práce. Jako autorka uvedené diplomové práce dále prohlašuji, že jsem v souvislosti s jejím vytvořením neporušil autorská práva třetích osob.

V Praze dne 11.4. 2019

Poděkování

Ráda bych touto cestou poděkovala Ing. Pavlu Švehlovi Ph.D. za odborné vedení při psaní diplomové práce, užitečné rady, trpělivost a ochotu, díky čemuž jsem byla schopná práci zpracovat. Dále bych ráda poděkovala konzultantům Ing. Pavlu Míchalovi a Ing. Liz Vargaz, za jejich ochotu a praktické rady během tvorby diplomové práce. Výzkum realizovaný v rámci diplomové práce byl součástí aktivit spojených s řešením projektu podporovaného MZe ČR v rámci NAZV, registrační číslo projektu QK1710176. Děkujeme poskytovateli dotace za finanční podporu výzkumu.

Vliv podmínek panujících v nitrifikačním reaktoru na průběh biologické úpravy kapalné frakce fermentačního zbytku

Souhrn

Tato diplomová práce se zabývala vlivem podmínek panujících v nitrifikačním reaktoru zpracovávajícím kapalnou frakci fermentačního zbytku z provozu zemědělských bioplynových stanic (tzv. fugátu) na tvorbu konečných produktů, přičemž byl cílený převod N-amon na oxidované formy dusíku. V rámci této práce byly provozovány dva nitrifikační reaktory. Reaktor M1 byl konstruován k provozu při nízkém pH, kdy bylo cílem otestovat, zda je proces nitrifikace realizovatelný i v nepříznivém prostředí fugátu při hodnotách pH okolo 5. Reaktor M2 byl konstruován k testování vlivu objemového zatížení N-amon na provoz reaktoru. Objemové zatížení je významný faktor, který se v praxi odráží přímo v návrhu nádrží, ve kterých bude v provozních podmínkách bioplynové stanice probíhat. Nádrže musí být dostatečně velké tak, aby byly schopny fugát pojmout. Proces nitrifikace fugátu nabízí zajímavé řešení problematiky spojené se skladováním fugátu, ale i ekonomické úspory. Díky nitrifikaci se zamezí ztrátám dusíku ve formě amoniaku, které mohou činit až 30 % z celkového množství dusíku. Těkáním amoniaku do ovzduší se ochuzuje fugát o cenné živiny a zároveň dochází k znečišťování ovzduší. Nitrifikace fugátu je tedy slibnou cestou, jak stabilizovat živiny a využít fugát jako kvalitní hnojivo. V rámci diplomové práce byla nastíněna i atraktivní alternativa aplikace systému nitrifikace – tepelné zahušťování, kdy by došlo k výraznému zmenšení objemu a stabilizaci živin v koncentrované formě. Nitrifikace je spojena s nízkým pH, což je výhodou pro tepelné zahušťování, kdy nebude nutné dávkovat minerální kyseliny k úpravě pH. Tato varianta je spojena i s nižší frekvencí přejezdů zemědělské techniky, tedy i s významnou úsporou finančních nákladů a snížením rizika zhutnění půdy. V rámci této diplomové práce jsou prezentovány výsledky, které naznačují, že nitrifikace je realizovatelná i v agresivním prostředí fugátu při pH okolo 5, rovněž se podařilo dosáhnout hodnoty objemového zatížení nitrifikačního reaktoru až $0,59 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ a stanovit, že při objemovém zatížení $0,2 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ je proces nitrifikace dlouhodobě stabilně realizovatelný.

Klíčová slova: fugát, biologická předúprava, nitrifikace, ztráty dusíku, hodnota pH, výkonnost reaktoru

The Influence of the Conditions Prevailing in Nitrification Reactor on the Process of Biological Treatment of the Liquid Phase of Digestate

Summary

This diploma thesis dealt with the influence of conditions, which are manifested in nitrification reactor processing the liquid phase of digestate from operation of agricultural biogas plants for the production of final products, while the conversion of N-ammonium to oxidized nitrogen forms was targeted. In this work, two nitrification reactors were operated. Reactor M1 was designed to operate at low pH to test whether the nitrification process is feasible even in unfavorable environments at pH values around 5. Reactor M2 was designed to test the effect of the N-ammonium volume load on reactor operation. The volume load in practice directly affects the design of the tanks that will be built for this purpose. The tanks must be large enough to accommodate the liquid fraction of digestate. The process of nitrification of the liquid fraction of digestate offers an interesting solution to the problems associated with the storage of the liquid phase of digestate, but also economic savings. Nitrification prevents the loss of nitrogen in the form of ammonia, which can be up to 30% of the total nitrogen. Fluxing of ammonia into the air depletes valuable nutrients and also pollutes the air. Thus, nitrification of the liquid phase of digestate is a promising way to stabilize nutrients and use the liquid phase of the digestate as a good fertilizer. The thesis also outlines an attractive alternative to the application of the nitrification system - heat thickening, which would significantly reduce the volume and stabilize nutrients in concentrated form. Nitrification is associated with low pH, which is an advantage for thermal thickening, where it will not be necessary to dispense mineral acids to adjust the pH. This option is also associated with a lower frequency of crossings of agricultural equipment, ie with significant cost savings and reduced risk of soil compaction. In this diploma thesis are presented results that suggest that nitrification is also feasible in aggressive environment of the liquid phase of digestate at pH around 5, also the volume load of nitrification reactor up to 0.59 kg / (m³.d) was reached and at a load of 0.2 kg / (m³.d), the nitrification process is stable over the long term.

Keywords: the liquid phase of digestate, biological pre-treatment, nitrification, losses of nitrogen, pH value, performance of reactor

Obsah

1	ÚVOD.....	8
2	CÍL PRÁCE	9
3	PŘEHLED LITERATURY	10
3.1	BIOPLYNOVÉ STANICE	10
3.1.1	Technické zařízení bioplynové stanice.....	11
3.1.2	Technologické typy bioplynových stanic	12
3.1.3	Anaerobní fermentace	14
3.1.4	Bioplyn	15
3.1.5	Digestát	16
3.1.6	Složení digestátu.....	16
3.1.7	Kontaminanty	18
3.1.8	Nakládání s digestátem.....	18
3.2	SEPARACE DIGESTÁTU	21
3.2.1	Metody separace digestátu	21
3.2.2	Šnekový lis	22
3.2.3	Dekantační odstředivka	22
3.2.4	Pásový lis.....	23
3.2.5	Diskontinuální odstředivka.....	23
3.2.6	Srážení a flokulace	24
3.2.7	Flotace.....	24
3.2.8	Vibrační plošina	25
3.2.9	Produkty separace digestátu	25
3.3	FUGÁT	26
3.3.1	Zpracování fugátu	26
3.3.1.1	Nitrifikace	26
3.3.1.2	Tepelné zahuštění.....	27
3.3.1.3	Kombinace tepelného zahuštění a nitrifikace	29
3.3.1.4	Membránová separace.....	29
3.3.1.5	Srážení struvitu	31
3.3.1.6	Iontová výměna.....	33
3.3.1.7	Stripování amoniaku	33
3.3.1.8	Kultivace řas	35
4	MATERIÁLY A METODY.....	38
4.1	ZDROJ SUBSTRÁTU.....	38
4.2	LABORATORNÍ MODELY.....	38
4.3	ANALYTICKÉ METODY	41
4.3.1	Stanovení anorganických forem dusíku	41
4.3.2	Stanovení koncentrace N-amon	41
4.3.3	Stanovení koncentrace N-NO ₂ ⁻	41
4.3.4	Stanovení koncentrace N-NO ₃ ⁻	42
4.3.5	Stanovení chemické spotřeby kyslíku.....	42
4.3.6	Měření pH a rozpuštěného kyslíku	42
4.3.7	Výpočet účinnosti, objemového zatížení a objemové rychlosti odstranění znečišťující látky	43
5	VÝSLEDKY	44
5.1	REAKTOR M1.....	44
5.1.1	Zatížení reaktoru	44
5.1.2	Formy dusíku.....	45
5.1.3	Hodnota pH.....	46
5.1.4	Účinnost odstranění N-amon.....	47
5.2	REAKTOR M2.....	47
5.2.1	Zatížení reaktoru	47
5.2.2	Formy dusíku.....	48
5.2.3	Hodnota pH.....	50
5.2.4	Účinnost odstranění N-amon.....	50

6	DISKUZE	51
6.1	REAKTOR M1	51
6.1.1	Změny koncentrace N-amon v odtoku z reaktoru.....	51
6.1.2	Změny koncentrace produktů nitrifikace v odtoku ($N\text{-NO}_2^-$ a $N\text{-NO}_3^-$).....	51
6.1.3	Vliv pH na průběh nitrifikace.....	52
6.1.4	Objemové zatížení reaktoru	53
6.1.5	Účinnost převedení N-amon na $N\text{-NO}_3^-$	53
6.2	REAKTOR M2	54
6.2.1	Změny koncentrace N-amon v odtoku z reaktoru.....	54
6.2.2	Změny koncentrace produktů nitrifikaci v odtoku ($N\text{-NO}_2^-$ a $N\text{-NO}_3^-$).....	54
6.2.3	Objemové zatížení reaktoru	55
6.2.4	Účinnost odstranění dusíku.....	55
6.2.5	Vliv pH na průběh nitrifikace.....	56
7	ZÁVĚR	57
8	SEZNAM POUŽITÉ LITERATURY.....	58

1 Úvod

Po uskutečnění anaerobní digesce vzniká v rámci bioplynových stanic digestát, který je možno dále upravovat a využívat tak, aby došlo k jeho efektivnímu využití. Běžnou praxí je separace digestátu na separát s vyšším podílem sušiny a fugát, který disponuje sušinou do 5 %. Fugát je běžně využíván jako hnojivo díky jeho obsahu živin, především tedy N-amon, ale nezanedbatelná je přítomnost i dalších živin jako je fosfor, hořčík, draslík a vápník. Pod pojmem N-amon se skrývají dvě disociační formy a to NH_3 (amoniak), který je nedisociovaný a má tendenci těkát do ovzduší. Druhou formou je NH_4^+ (amonný kation). Zastoupení jednotlivých forem v rámci N-amon je závislé na fyzikálních a chemických podmínkách, přičemž nejvýznamnější roli má vliv pH a teploty. Se zvyšující se teplotou a hodnotou pH je rovněž větší zastoupení amoniaku, který může vytěkat. Jelikož fugát běžně disponuje hodnotou pH v rozmezí 7,5 – 8,5, je zde zastoupení amoniaku poměrně vysoké. Nevýhodou současného způsobu využívání fugátu je problém ztráty dusíku těkáním při jeho skladování ale i nutnost dostatečně velkých kapacit na jeho uskladnění. Při aplikaci fugátu na zemědělskou půdu má těkání amoniaku negativní vliv jak z ekonomického, tak i z ekologického hlediska. Ztráty dusíku těkáním do ovzduší mohou dosahovat až 30 %. Fugát se při těchto nežádoucích ztrátách stává o živiny ochuzeným hnojivem, kdy je zbytek živin rozptýlen v značném objemu balastní vody. Takto objemné hnojivo vyžaduje velké skladovací nádrže. Dalším problémem je velké množství přejezdů nutných k jeho aplikaci. Vysoká frekvence přejezdů souvisí s růstem ekonomických nákladů, ale i k zatížení půdy častými přejezdy, které vedou k jejímu utužení. Celou problematiku se ztrátami živin z fugátu by mohla řešit jeho úprava nitrifikací. Nitrifikace je proces běžně aplikovaný na čistírnách odpadních vod. Principem tohoto postupu je převedení N-amon na oxidované formy dusíku a tvorba finálního produktu dusičnanů. Dusičnany jsou stabilní formou, která pro rostliny představuje snadno přijatelnou živinu a nehrozí její vytěkání do ovzduší. Tímto způsobem tedy lze docílit efektivního využití živin obsažených ve fugátu. S procesem nitrifikace je spojen pokles pH díky vzniku H^+ kationtu, tento fakt je výhodou pro další zpracování fugátu tepelným zahušťováním. Z dřívějších výzkumů vyplývá, že nitrifikace je realizovatelná i v prostředí fugátu. Je třeba ale ověřit, zda jí lze dlouhodobě aplikovat i při nízkém pH a při relativně vysokém objemovém zatížení dusíkem.

2 Cíl práce

Cílem práce je nalézt optimální podmínky pro realizaci biologické předúpravy fugátu spočívající v aplikaci procesu nitrifikace. Pozornost bude věnována zejména ověření možnosti provozovat nitrifikaci při hodnotě pH 5 či nižší, což je výhodné z hlediska úspory nákladů na alkalizační činidlo a z hlediska minimalizace ztrát dusíku při skladování nitrifikovaného fugátu, resp. při jeho následném tepelném zahušťování. Zároveň bude přibližně identifikována maximální hodnota zatížení nitrifikačního reaktoru dusíkem umožňující stabilní provoz reaktoru.

Základní hypotézou práce je předpoklad, že postupnou adaptací nitrifikačních organismů na extrémní podmínky bude vyselektována biomasa schopná zajistit intenzivní průběh nitrifikace v prostředí fugátu i při hodnotách pH okolo 5, popřípadě nižších. Zároveň se předpokládá, že při laboratorní teplotě bude reálné nitrifikační reaktor provozovat při hodnotě objemového zatížení dusíkem alespoň $0,4 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$.

3 Přehled literatury

3.1 Bioplynové stanice

Bioplynová stanice je technické zařízení, jehož účelem je výroba bioplynu z organických látek. Bioplynové stanice lze dělit do dvou skupin dle zpracovávaného materiálu. Základními typy jsou bioplynové stanice zemědělské a bioplynové stanice ostatní (Sýkora 2014).

V praxi se často používá zavedené označení AF1 a AF2, dle dané kategorie procesu anaerobní fermentace. Označení AF1 pro bioplynové stanice zemědělské a AF2 pro bioplynové stanice ostatní. Rozdělení bioplynových stanic na AF1 a AF2 vychází z vyhlášky 482/2005 Sb., ve znění 453/2008 Sb. Tyto právní předpisy byly k 1.1 2013 zrušeny a nahrazeny aktuální vyhláškou č. 477/2012 Sb., která je účinná od 1.1 2013 dle Ministerstva průmyslu a obchodu České republiky.

Dle Ministerstva obchodu a průmyslu České republiky zemědělské bioplynové stanice zpracovávají energetické plodiny (kukuřice, tráva), statková hnojiva (kejda, hnůj) i odpady ze zemědělské výroby (plevy, pokrutiny). Pro kategorii zemědělských bioplynových stanic AF1 je nutné splnit podmínku vyhlášky č. 477/2012 Sb., dle které musí tvořit alespoň 50% hmotnostní podíl sušiny vsádku substrátu do bioplynové stanice typu AF1 cíleně pěstovaná biomasa pro energetické využití. Zbytek surovin, které vstupují do bioplynové stanice, je vymezen v příloze číslo 1 této vyhlášky (Dvořáček 2008).

Ostatní bioplynové stanice zpracovávají biologicky rozložitelný komunální odpad, odpady z gastronomického průmyslu, odpady z potravinářského průmyslu (např. vybrané jateční odpady), odpady z údržby zeleně či cíleně pěstovanou energetickou biomasu s podílem nižším než 50 % hmotnostních sušiny (Hřebíček et al. 2006).

Principem výroby bioplynu v bioplynových stanicích (BPS) je proces anaerobní fermentace, který probíhá ve fermentoru. Odpadním produktem po výrobě bioplynu je fermentační zbytek, resp. digestát, který je bohatý na živiny, významný je obsah amonného dusíku. Dalšími živinami je ale i fosfor, draslík, vápník a hořčík. Odseparovaná pevná část digestátu se nazývá separát a zbytková kapalná část je označována jako fugát (Sýkora 2014). Vzniklý bioplyn se následně nejčastěji odvádí do kogenerační jednotky, která slouží k současné výrobě elektrické

a tepelné energie. Bioplyn lze čistit i na kvalitu zemního plynu s následnou možností využití jako paliva k pohonu vozidel (Schulz & Eder 2004).

3.1.1 Technické zařízení bioplynové stanice

Fermentor

Klíčovým prvkem bioplynové stanice je fermentor. Ve fermentoru probíhají biochemické procesy nutné k tvorbě bioplynu. Fermentor musí být velmi odolný, proto se ke konstrukci využívá nerezová ocel, beton či železobeton. Střecha fermentoru slouží zároveň i jako zásobník na vznikající bioplyn. K zajištění optimální teploty je využíváno izolace, která zabraňuje úniku tepla a tepelného potrubí, které zahřívá substrát na požadovanou teplotu (Schulz & Eder 2004).

Míchací technika

Míchací technika zajišťuje dostatečnou homogenizaci substrátu a tím i optimální podmínky pro rovnoměrný vznik bioplynu. V praxi lze využít míchadla ukotvená na dlouhé hřídeli, či ponorná míchadla (Schulz & Eder 2004).

Čerpací technika

Funkcí čerpadel je dávkování vstupních surovin. Volba čerpadel záleží vždy na typu konkrétní bioplynové stanice, tedy typu zpracovávaných substrátů. V čerpadlech bývá zabudován průtokoměr umožňující přesné dávkování vstupních surovin (Schulz & Eder 2004).

Řídící technika

Pomocí řídicí techniky lze ovládat procesy probíhající v bioplynové stanici, kontrolovat fyzikální, chemické i mechanické procesy v celém zařízení. Systémy zajišťují kontrolu, analýzu a řízení funkcí bioplynové stanice (Ochodek et al. 2007).

Kogenerační jednotka

Kogenerační jednotka tvoří samostatnou část v rámci areálu bioplynové stanice. V kogenerační jednotce dochází k využití vyrobeného bioplynu, tedy jeho přeměně na tepelnou a elektrickou energii (Ochodek et al. 2007).

Přípravné nádrže

Slouží k uskladnění vstupního substrátu před použitím ve fermentoru. Uskladněný substrát je jednou až dvakrát denně přečerpáván do fermentoru (Schulz & Eder 2004).

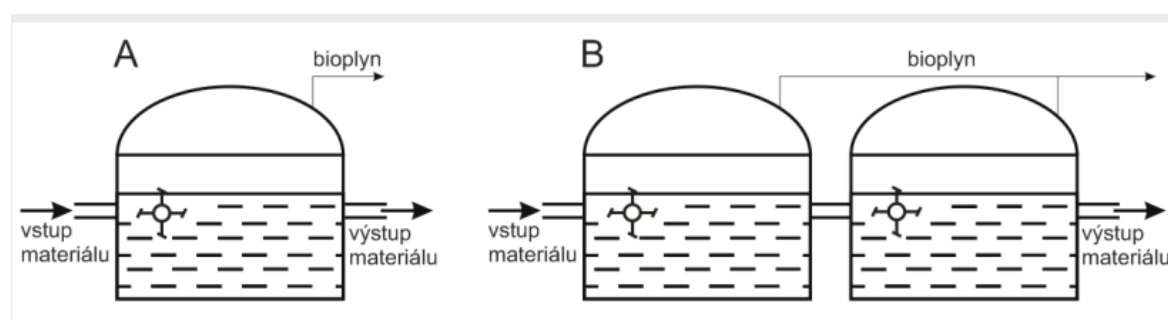
Skladovací nádrž

Do skladovací nádrže se uskladňuje fermentační zbytek - digestát. Na skladovací nádrži bývá umístěna fólie, která zabraňuje úniku bioplynu při dobíhání anaerobního rozkladu (Ochodek et al. 2007).

3.1.2 Technologické typy bioplynových stanic

V závislosti na zvolené technologii lze bioplynové stanice dělit do několika kategorií. Dle metody plnění jsou bioplynové stanice s kontinuálním či diskontinuálním průtokem, podle počtu stupňů jedno či vícestupňové. Další dělení je na mokré a suché v závislosti na použitém substrátu (Sýkora 2014).

Principem jednostupňových technologií je, že všechny čtyři fáze anaerobní digesce jsou uskutečňovány v jednom reaktoru, při čemž dochází k promíchávání. Jedná se o nejjednodušší technologické řešení schématicky znázorněno na obrázku č. 1. Vícestupňový proces má fáze rozděleny. Je použito více anaerobních digesterů viz obrázek B. Odděleně tedy probíhá hydrolyza s acidogenezí od acetogeneze a metanogeneze. Reaktory jsou i v tomto případě promíchávány (Ochodek et al. 2007).



Obrázek č. 1. Technologické typy bioplynových stanic (Ochodek et al. 2007).

Střídání nádrží – Při využití této technologie jsou nezbytné minimálně dva fermentory. Prázdný fermentor se plní substrátem, zatímco v druhém fermentoru probíhá anaerobní fermentace. Poté, co v naplněném fermentoru začne probíhat anaerobní fermentace, se druhý

fermentor začne vypouštět. Po vypuštění se opět naplní a mezi tím se pomalu vypustí druhý fermentor (Sýkora 2014).

Kontinuální průtok nebo-li průtokový způsob je nejběžněji využívaným způsobem. Typickým rysem této metody je, že se do fermentoru nepřetržitě dávkuje substrát. Fermentor se vyprazdňuje jen výjimečně v rámci technických zásahů do technologických celků. Digestát je automaticky odváděn do skladovací nádrže. Výhodou spojenou s kontinuálním dávkováním substrátu je i kontinuální produkce bioplynu. Tato metoda je ideální pro substráty s obsahem sušiny do 15% (Sýkora 2014).

Diskontinuální průtok – Fermentor je naplněn najednou. Celá dávka substrátu je následně podrobena anaerobnímu rozkladu, aniž by docházelo k doplňování či odnímání substrátu. Produkce bioplynu má tendenci pozvolna stoupat a po dosažení maxima dochází k pomalému poklesu. Důležitým faktem je také to, že kvalita vznikajícího bioplynu se postupně mění. Obsah metanu během procesu anaerobní fermentace kolísá v závislosti na fázi procesu. Po dokončení anaerobní fermentace se reaktor najednou vyprázdní. Ve fermentoru se ponechá pouze 5 – 10 % digestátu za účelem naočkování další dávky (Ochodek 2007).

Proces anaerobní fermentace se dále dělí v závislosti na obsahu sušiny v přijímaném substrátu na mokrou nebo suchou anaerobní fermentaci (Jelínek 2001).

Mokrý fermentace je typická dávkováním substrátu s obsahem sušiny do 12 %. Pokud má být v bioplynové stanici zpracován materiál s vyšším podílem sušiny (siláž, senáž, podestýlka, hnůj), tak je nezbytné tento vstupní materiál naředit a homogenizovat (Jelínek 2001). K naředění lze využít kejdu, nebo procesní vodu. Pro plynulý a správný průběh anaerobní fermentace je nezbytné vhodně zvolit technologii předúpravy substrátu. Vhodný postup zamezuje technologickým problémům. Vzniklý bioplyn je jímán do plynoměru (Váňa & Slejška 1998).

Suchá fermentace je v porovnání s mokrou fermentací novější metodou. Během suché fermentace se zpracovává biomasa s vyšším zastoupením sušiny, tedy 25 % a více. Typickou vsádkovou pro proces suché fermentace je hnůj, biologicky rozložitelný komunální odpad, tráva z veřejných prostranství, kukuřičná a travní senáž. Představitelé této fermentace jsou fermentory tzv. garážového typu. Garážový fermentor je jednoduché zařízení fungující na

bázi vsádkové technologie substrátu. K obsluze slouží čelní nakladač, který dávkuje substrát do fermentoru. Proces je diskontinuální. Vzniklý bioplyn se jímá do plynojemu k dalšímu zpracování. Průměrná doba zdržení substrátu ve fermentoru se pohybuje mezi 20 – 40 dny (Pospíšil 2011).

Garážový fermentor je zahříván. Během suché fermentace se teplotní rozmezí pohybuje od 35 – 40 C°, jde tedy o mezofilní pásmo, nebo v rozpětí teplot 55 – 65 C° tedy v termofilním pásmu. Průběh procesu v termofilním pásmu teplot má výhodou spojenou s hygienizací substrátu. Suchá fermentace je oproti mokré fermentaci méně využívanou metodou (Váňa & Slejška 1998).

3.1.3 Anaerobní fermentace

Anaerobní fermentace (bývá též označována jako biometanizace, metanové kvašení, metanová fermentace, anaerobní digesce, anaerobní stabilizace atd.) je sled biochemických reakcí, které na sebe navzájem navazují a vedou k tvorbě bioplynu (Drosg et al. 2011). Průběh anaerobní fermentace je možné rozdělit na 4 hlavní procesy, kterými jsou hydrolýza, acidogeneze, acetogeneze a metanogeneze, které jsou schematicky znázorněny na obrázku č. 2 (Váňa & Slejška 1998).

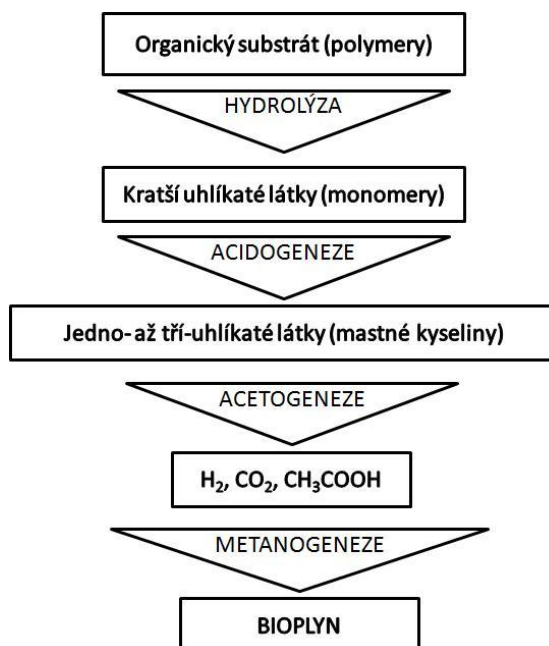
Hydrolýza - Během hydrolýzy dochází ke štěpení složitých organických látek – polymerů (polysacharidy, bílkoviny, lipidy) na monomery (cukry, aminokyseliny, mastné kyseliny). Hydrolýza je prvotní fází.

Acidogeneze – V procesu acidogeneze se využijí produkty hydrolýzy, tedy vzniklé monomery k tvorbě organických kyselin. Během reakce vzniká i oxid uhličitý a vodík. Proces uskutečňují acidogenní mikroorganismy.

Acetogeneze – Během acidogeneze dochází k přeměně organických kyselin a dalších organických látek na kyselinu octovou, vodík a oxid uhličitý. Na procesu se podílí acidogenní bakterie.

Metanogeneze – Závěrem celého procesu je fáze metanogeneze, během které dochází ke vzniku bioplynu. Činností acetotrofních bakterií dochází k rozkladu kyseliny octové na metan

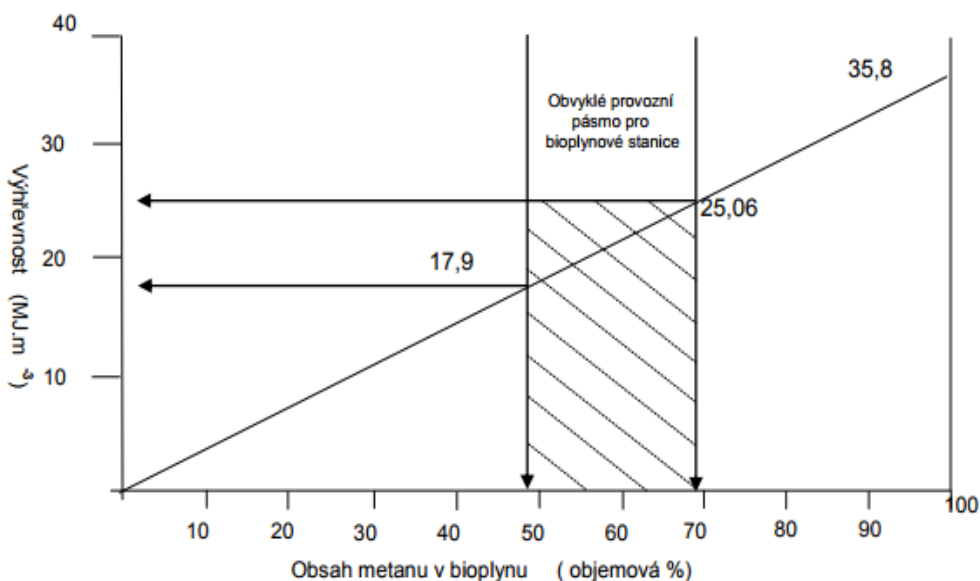
a oxid uhličitý. Hydrogenotrofní bakterie se účastní přeměny vodíku a oxidu uhličitého na metan (Gerardi 2002).



Obrázek č. 2. Schéma jednotlivých fází anaerobní fermentace (Váňa & Slejška 1998).

3.1.4 Bioplyn

Bioplyn je konečným produktem anaerobní fermentace a jedná se o směs více plynů. Skládá se ze dvou hlavních složek, tedy metanu a oxidu uhličitého. Bioplyn je z největší části tvořen metanem, který má zastoupení okolo 45 – 85 % a oxidem uhličitým, který má zastoupení okolo 15 – 50%. Mimo tyto dvě hlavní složky bioplynu se ve velmi malém zastoupení okolo 1 % může v bioplynu vyskytovat i vodík, sulfan nebo čpavek. Pokud má být bioplyn využitý k pohonu generátorů či kotlů, tak je nezbytný nízký obsah sulfanu v bioplynu, aby nedocházelo ke korozi a poškození zařízení (Czepiel et al. 2003). Složení bioplynu závisí na složení surovin vstupujících do anaerobního reaktoru bioplynové stanice a na podmínkách panujících při anaerobním rozkladu (Hřebíček 2006). Bioplyn má výhřevnost, která se pohybuje v rozmezí 18–25 MJ/m³. Výhřevnost bioplynu úzce souvisí se zastoupením metanu v bioplynu viz obrázek č. 3 (Jelínek 2001).



Obrázek č. 3. Znázorňující výhřevnost bioplynu na základě obsahu metanu (Jelínek, 2001).

Bioplyn nachází uplatnění při výrobě elektrické energie, tepelné energie či jako alternativní palivo. Bioplyn lze čistit na kvalitu zemního plynu a využívat ho obdobným způsobem, takto vyčištěný bioplyn se nazývá biometan. Výjimečně je využívána i metoda trigenerace, která spočívá v současné výrobě tepelné energie, elektrické energie a chladu (Czepiel et al. 2003).

3.1.5 Digestát

Po anaerobní fermentaci substrátu vzniká tzv. fermentační zbytek, resp. digestát, který je vedlejším produktem výroby bioplynu. Digestát lze upravovat a dále využívat jako hnojivo na pole, nebo jako alternativní palivo. Digestát lze považovat za hodnotné hnojivo bohaté jak na organické látky, tak i na mikro živiny. Způsob využití digestátu závisí na jeho kvalitě, původu fermentovaného substrátu, regulacích chránících životní prostředí a provozních podmínkách procesu anaerobní fermentace. Digestát obsahuje vysoký podíl vody, tudíž má velký objem, takže vyžaduje dostatečně velké prostory pro skladování (Dvořáček 2008).

3.1.6 Složení digestátu

Složení digestátu závisí na složení a kvalitě vstupního substrátu. Díky obsahu snadno dostupných mikro a makroživin je digestát hodnotné hnojivo pro plodiny, použitelné stejným způsobem jako například surové zvířecí kaly (Fuchs & Drosig 2011).

Hodnota pH se u digestátu pohybuje od neutrálním až k slabě alkalickým hodnotám. Typicky je hodnota čerstvého digestátu v rozmezí 7,5 – 8. To je pro srovnání hodnota o něco vyšší než je pH surového kalu které se pohybuje okolo 7,1. Hodnotu pH především ovlivňuje biochemie procesu anaerobní digesce a rovněž charakter vstupního substrátu. Například tvorba uhličitanu amonného stejně jako odstranění oxidu uhličitého důsledku přeměny CO_3^{2-} a $2 \text{H}_3\text{O}^+$ na CO_2 a H_2O má za následek nárůst hodnoty pH. Spotřeba těkavých mastných kyselin během anaerobní digesce také zvyšuje hodnotu pH. Stejný efekt mají i kationty Ca^{2+} a K^+ (Kuusik et al. 2017).

Na jednu stranu nárůst hodnoty pH indikuje degradaci nepříjemně páchnoucích mastných kyselin, což redukuje emise. Na druhou stranu, ale narůstá těkání amoniaku. Tudíž by měl být digestát po aplikaci okamžitě zapraven do půdy, nebo by mělo docházet k přímému vstřikování do půdy, aby se zabránilo emisím amoniaku (Drosg et al. 2015).

Obvykle bývá pH digestátu, který vzniká ze živočišných hnojiv slabě alkalické. Pokud bylo při vzniku digestátu použito zelené hnojivo, nebo potraviny, tak je pH spíše neutrální až slabě alkalické (Drosg et al. 2015). Obsah celkových pevných látek neboli sušina digestátu se snižuje během procesu anaerobní digesce. Digestát po anaerobní digesci může mít o 50 – 80 % nižší obsah pevných látek oproti vstupujícímu substrátu. Lze tedy říci, že finální hodnota sušiny závisí na sušině vstupního substrátu a na obsahu snadno rozložitelných organických látek. Například substrát typu dřeva obsahuje velké množství rostlinného strukturního polymeru ligninu a je tedy i špatně rozložitelný. Naopak substráty s obsahem sacharidů, alkoholů a tuků jsou dobře rozložitelné. Až 70 % z celkové sušiny může být tvořeno těkavými tuhými látkami. To znamená, že aplikace digestátu na půdu má potenciál zlepšit strukturu půdy díky vnesení inertní organické hmoty jako je vláknina (primárně ligno-cellulosa), která přispívá k tvorbě humusu ve střednědobém až dlouhodobém horizontu (Drosg et al. 2015).

Významnými živinami obsaženými v digestátu je fosfor a dusík. Anaerobní digesce degraduje organické sloučeniny dusíku a vzniká amonný ion, který je dostupnou živinou pro rostliny. Obsah amoniaku v digestátu úzce souvisí s obsahem dusíku ve vstupním substrátu. V bioplynových stanicích zpracovávajících energetické plodiny jsou obsahy dusíku ve vzniklém digestátu z dlouhodobého hlediska poměrně podobné. Naopak bioplynové stanice zpracovávající organické odpady mají výkyvy v obsahu dusíku v digestátu, což je dáno kolísáním obsahu dusíku ve vstupním substrátu (ÚKZUZ 2016). Fosfor obsažený v digestátu

je vyjadřován jako celkový fosfor, nebo fosfátový ekvivalent. Proces anaerobní digesce neovlivňuje obsah fosfátu v digestátu, jeho obsah je závislý na vstupním substrátu. Substrátem bohatým na fosforečnany je například kal z chovu prasat (Lukehurst et al. 2010).

3.1.7 Kontaminanty

Kontaminanty obsažené v digestátu lze rozdělit do tří základních skupin a to na kontaminanty chemické, biologické a fyzikální. Přítomnost znečišťujících látek v digestátu je dána opět hlavně kvalitou respektive jejich přítomností ve vstupním substrátu (Váňa & Slejšaka 1998). Biologické kontaminanty což jsou patogenní látky, ale i například semena plevelů lze efektivně odbourat během procesu anaerobní digesce. Efektivita jejich odbourání je závislá na procesní teplotě a na době zdržení během anaerobní digesce. Dle některých autorů jsou termofilní podmínky s nejnižší teplotou 52 °C a minimální dobou zdržení alespoň 10 hodin svou účinností srovnatelné s kontrolovanou sanitací na 70 °C po dobu 1 hodiny. Při dodržení těchto procesních podmínek dojde k zničení většiny nejproblémovějších patogenů a semen plevelů (Lukehurst et al. 2010).

Výše zmíněné pravidlo bohužel neplatí pro kontaminanty fyzikálního typu, jako jsou kusy různých materiálů, ale ani pro kontaminanty chemické (těžké kovy a perzistentní organické polutanty). Tyto kontaminanty prochází většinou procesem anaerobní digesce beze změny. Přítomnost znečištění v digestátu je potenciaálně nebezpečné pro životní prostředí a má negativní dopad na jeho kvalitu, udržitelné využívání jako hnojiva a na akceptování produktu zemědělci. Pečlivý výběr vstupního substrátu či jeho alternativní úpravy před vstupem do procesu je tedy důležitým aspektem, jak se vyhnout nečistotám a kontaminujícím látkám (Jelínek 2001).

3.1.8 Nakládání s digestátem

Při nakládání s digestátem je nezbytné respektovat a brát v potaz provázanost hospodaření a ochrany životního prostředí. Bioplynové stanice produkují digestát po celý rok, a proto je nutné digestát uskladnit, než nastane vegetační období, které je vhodné pro jeho aplikaci jako hnojiva. Délka doby skladování závisí na geografické oblasti, typu půdy, úhrnu srážek během zimy, osevním postupu a národních regulacích daných vládou. V mírném klimatu se doporučuje kapacita na uskladnění digestátu 6 – 9 měsíců. V některých státech je nastavená

povinná doba na uskladnění digestátu. V Dánsku je to například 9 měsíců, v Německu 6 měsíců a ve Švédsku 6 – 10 měsíců (Lukehurst et al. 2014).

V rámci České republiky jsou při nakládání s digestátem významné především následující legislativní nástroje související s aplikací digestátu na zemědělskou půdu, dle Ministerstva zemědělství České republiky zákon č. 156/1998 Sb., o hnojivech ve znění pozdějších předpisů. Vyhláška č. 474/2000 Sb., o stanovení požadavků na hnojiva ve znění pozdějších předpisů – limitní hodnoty rizikových prvků. Vyhláška č. 377/2013 Sb., o skladování a způsobu používání hnojiv. Vyhláška č. 262//2012 Sb. Nařízení vlády o stanovení zranitelných oblastí a akčním programu. Nitrátová směrnice 91/676/EHS o ochraně vod před znečištěním způsobeným dusičnany ze zemědělských zdrojů.

Dle Ministerstva zemědělství České republiky, konkrétně vyhlášky č. 377/2013 Sb., o skladování a způsobu používání hnojiv vyžaduje pro skladování kapalných organických hnojiv uskladnění v nepropustných nadzemních, popřípadě částečně zapuštěných nádržích či zemních jímkách. Je nutné zamezit přítoku povrchových nebo srážkových vod do jímky či nádrže, pokud není v kolaudačním rozhodnutí nebo kolaudačním souhlasu uvedeno jinak.

Tuhý digestát se skladuje ve stavbách, které jsou zabezpečeny stejným způsobem jako stavby pro skladování tuhých statkových hnojiv s vyloučením přítoku povrchových nebo srážkových vod, jejichž součástí je sběrná jímka tekutého podílu (Pospíšil 2011).

Dle skutečné produkce digestátu je odvozena i kapacita skladovacích prostor pro digestát, musí jí tedy odpovídat. Pokud je tuhý digestát připravený ze statkových hnojiv a využit pro vlastní účely, tak ho lze uložit na zemědělskou půdu. Nejdéle ovšem po dobu 24 měsíců. Ideální variantou je budování bioplynových stanic s dostatečně velkou kapacitou pro uskladnění vyprodukovaného digestátu v rámci areálu bioplynové stanice. Další možným řešením je odvoz digestátu na místo, kde má být využíván a jeho uskladnění v odpovídajícím skladovacím prostoru v rámci této lokality (Pospíšil 2011).

Pokud je digestát uskladňován v otevřených nádržích, tak amoniak a metan unikají do ovzduší jako emise. S vyšší hodnotnou pH digestátu se emise amoniaku do ovzduší ještě zvyšují, protože NH_3 lépe těká do ovzduší. Tomu lze ovšem zabránit, pokud zakryjeme nádrž

vzduchotěsnou ochrannou vrstvou. Zakrytí skladovacích nádrží je tedy jak ekologickým, tak i ekonomickým řešením z hlediska zachování živin v digestátu (Švec 2010).

Dle vyhlášky vlády České republiky číslo 262/2012 Sb. Nařízení vlády o stanovení zranitelných oblastí a akčním programu (Ministerstvo životního prostředí, 2012) fugát, který obsahuje dusík v rostlinami přijatelných formách NH_4^+ a NO_3^- je klasifikováno jako hnojivo s rychlým uvolňováním a jeho aplikace je omezena od 15. 11. do 15. 2. pro klimatickou oblast 0 až 5 což jsou velmi teplé, mírně teplé a mírně vlhké oblasti. Od 5. 11. do 28. 2. pro klimatický region 6 – 9 což je mírně teplý a chladný region (Ministerstvo životního prostředí 2012).

Při skladování digestátu je významná i vyhláška č. 377/2013 Sb. O skladování a způsobu používání hnojiv. Digestát musí být aplikován rovnoměrně po celém pozemku, je zákaz aplikace na přemokřenou půdu, půdu zasněženou či promrzlou. Je nezbytné zabránit úniku digestátu do povrchových vod či na sousední pozemek.

Pro zamezení ztrát dusíku je doporučována aplikace hadicovými aplikátory. Při aplikaci digestátu na zemědělskou půdu je nutné digestát a fugát zapravit do 24 hodin a tuhý digestát do 48 hodin. Zapravení je krok, který je důležitý, protože zabrání úniku amoniaku do atmosféry. Již od roku 1998 je ze zákona o hnojivech vyžadovaná evidence hnojení. Pro evidenci je využívána tabulka, které je v příloze vyhlášky č. 377/2013 Sb., o skladování a způsobu používání hnojiv ve znění pozdějších předpisů (Švec 2010).

Z výše zmíněného vyplývá, že úprava digestátu na fugát je výhodná z ekonomického i ekologického hlediska. Při úpravě digestátu na fugát vznikne hnojivo s koncentrovanějším obsahem živin, které má menší objem než původní digestát. Lze tedy ušetřit při nákladech na dopravu díky sníženému objemu. Díky zkoncentrování živin stačí menší aplikační dávky pro zajištění požadované dodávky dusíku rostlinám, což je spojeno s redukcí pojezdů zemědělské techniky po zemědělské půdě. Redukce přejezdů má pozitivní vliv na půdu, díky snížení rizika zhutnění (Míchal et al. 2017).

3.2 Separace digestátu

Pokud není s digestátem manipulováno v tekutém skupenství, tak se odvodňuje. Odvodněním digestátu získáme kapalnou část nazývanou fugát a pevnou část nazývanou separát. Separát a fugát musejí být skladovány odděleně. Výsledné produkty se významně liší obsahem sušiny. U fugátu je typicky nižší obsah sušiny, který se pohybuje pod hodnotou 3 %. Separát se naopak vyznačuje vyšším zastoupením sušiny v rozmezí od okolo 20 -30 %. Separací digestátu získáme dva různé produkty, které lze dále efektivně využívat (Fuchs & Drogg 2011). Hlavními důvody pro další úpravu digestátu je především zvýšení nutriční hodnoty jako hnojiva zkoncentrováním živin. Snížení nákladů na provoz a logistiku, které jsou spojeny se zpracováním digestátu (Míchal et al. 2017).

3.2.1 Metody separace digestátu

Úpravu digestátu lze provádět dvěma základními postupy a to buď částečným zpracováním digestátu, tedy snížením jeho objemu. Druhou možností je kompletním zpracováním, tedy redukce objemu a zkoncentrováním živin obsažených v digestátu. Při zpracování digestátu, se nejčastěji využívá částečného zpracování, tedy mechanické metody, při které dochází ke vzniku separátu a fugátu. Pokud následná technologie vyžaduje vyšší efektivitu oddělení nerozpuštěných látek z fugátu, lze využít některá z metod kompletního zpracování, kdy vzniká k oddělení separátu, živin a vzniku demineralizované vody (Moller et al. 2000).

Při zpracování digestátu s využitím kompletních metod úpravy jde o finančně velmi náročné postupy, tedy metody redukce objemu a zkoncentrování živin pomocí termické úpravy, nebo membránové filtrace. Tato varianta vede ke zpracování digestátu na čistou vodu, respektive destilovanou či demineralizovanou vodu, pevné látky a koncentrát minerálních látek (Fakhrul'l-razi 1994). Kompletní zpracování probíhá buď termicky vypařováním, nebo membránovou filtrací a jedná se o finančně i energeticky nákladný a v praxi vzácně používaný postup (Szucs et al. 2006). K separaci lze využít i metody prosté sedimentace či filtrace přes tuby s geotextilií (Fuchs & Drogg 2010).

K separačním metodám řadíme i chemické metody, které se ale využívají hlavně pro zvýšení účinnosti mechanických separačních zařízení a rozdělení živin, tedy například převedení fosforu do separátu. Tyto metody se využívají k doplnění mechanických metod, nikoli tedy jako samostatné metody k separaci digestátu (Szucs et al. 2006).

Chemické metody jsou relativně novým přístupem. Nejběžněji používaná látka pro separaci fosforu je síran hlinitý, chlorid železitý, síran železitý a hydroxid vápenatý. Přídavkem těchto chemikálií jsme schopni zlepšit odvodnitelnost digestátu a tím tedy i zvýšit účinnost mechanických zařízení sloužících k odvodnění. Mezi běžně používaná zařízení na mechanickou úpravu digestátu se řadí mechanické separátory, tedy dekantální odstředivky, pásové lisy, šnekové lisy, diskontinuální odstředivky a dekantální odstředivky (Moller et al. 2000).

3.2.2 Šnekový lis

Šnekový lis je často využíván v případě, že digestát obsahuje velké množství vláken. Šnekový lis se nejčastěji využívá v bioplynových stanicích středního až velkého měřítko. Vlákna jsou na válcové síto tlačena pomocí šnekového lisu. Uvolněná tekutá část digestátu je odváděna skrze síto na dně lisu. Kvůli zvyšujícímu se průměru šroubu narůstá i tlak na vlákna procházející skrze separátor. Konečnou fází procesu je průchod pevné části koncem separátoru. Stupeň separace je ovlivněn velikostí děr, skrz které je digestát protlačován (Drosg et al. 2015). Výhodou šnekového lisu jsou relativně nízké pořizovací náklady, které průměrně činí 20 000 – 35 000 euro. Šnekové lisy mají také nízkou spotřebu elektrické energie, ta se pohybuje od 0,25 – 0,8 kWh/m³. Redukce objemu je o 5 -25% (Moller et al. 2000).

3.2.3 Dekantální odstředivka

Dekantální odstředivky jsou často využívaným zařízením na úpravu digestátu. Odstraňují malé částičky a koloidy z digestátu. Mohou být také využity k separaci většiny fosforu obsaženého v digestátu do separátu. Na trhu je několik komerčních firem nabízející tyto mechanismy s podobnými výkony. Princip fungování lze popsat takto. Prvním krokem je přísun digestátu do dekantální odstředivky skrze centrální vstup. Digestát je nadávkován do středu centrifugy, která má dvě důležité části a to bubnový dopravník a zapouzdřený buben. Částice jsou separovány odstředivou silou. Výsledek separace závisí na velikosti částic, na rozdílné hustotě mezi pevnou a tekutou částí a také na viskozitě kapalných částí digestátu. Oddělené částice se hromadí na stěnách válce a dále jsou transportovány a stlačovány pomocí šroubu. Na koncovém výstupu separát opouští odstředivku. Tekutá frakce je odváděna a vypouštěna výstupem pro kapalnou část. Spotřeba elektrické energie je relativně vysoká, pohybuje se okolo 2 – 7 kWh/m³ (Liao et al. 1995).

Provozní náklady spojené s použitím dekantální odstředivky se můžou lišit protože, odrážejí sofistikovanost a efektivnost použité techniky. Investiční náklady jsou 100.000 euro, provozní náklady jsou odhadovány na 0,6 – 2,3 eur na m³. S použitím dekantální odstředivky dojde k redukci objemu o 13 -29 % (Moller et al. 2000).

3.2.4 Pásový lis

Pásový lis lze rovněž využít k úpravě digestátu. Existují dva typy a to filtrační pásový lis a vakuový pásový lis. Filtrační pásový lis se skládá z uzavřené smyčky textilního pásu navinutého okolo válce. Digestát je kontinuálně dávkován na začátek pásového filtru. První předodvodňovací fáze je uskutečňována díky gravitaci. V následující fázi je materiál tlačěn mezi dva filtrační pásy. Následně se aplikují různé mechanické síly, takže se filtrační koláč odvodňuje. Konečnou fází je vyjmutí odvodněného separátu z filtračního pásu mechanickým zařízením. Filtrační pás musí být vyčištěn a poté může být využit znovu (Hjorth et al. 2010).

U vakuových pásových lisů je digestát aplikován na filtrační pás a vakuum je vyvinuto na spodní stranu, kde je voda nasáta skrz filtr a filtrační koláč zůstává na páse. Výhodou pásových lisů je vyšší účinnost separace v porovnání s šnekovým lisem a nižší nároky na elektrickou energii než u dekantální odstředivky, ty se pohybují okolo 0,5 – 2 kWh/m³ (Hjorth et al. 2010). Nevýhodou je poměrně velká spotřeba flokulačních a srážecích činidel. Redukce objemu je s použitím pásového lisu 29 %. Investiční náklady jsou 75.000 – 125.000 euro. Provozní náklady se pohybují okolo 1,5 euro za m³ (Moller & Sommer 2002).

3.2.5 Diskontinuální odstředivka

Diskontinuální odstředivka v po sobě následujících cyklech centrifuguje určité množství digestátu. V těchto cyklech je všechno digestát nadávkován do centrifugy nepřetržitě, fugát z centrifugy také nepřetržitě vytéká, zatímco separát zůstává v centrifuze a je vyjmut na konci každého cyklu. Následně může začít další cyklus separace. Tato metoda je energetickými vstupy a účinností srovnatelná s dekantální odstředivkou. V praxi není využití diskontinuálních odstředivek příliš rozšířeno (Hjorth et al. 2010).

Při požadavku na důslednější odstranění pevné fáze z fugátu po mechanické separaci digestátu lze využít specifické metody. Těmito metodami je srážení – flokulace, flotace a vibrační plošiny. Požadavky pro zlepšení odstraňování pevných látek závisí celkově na

konceptu zpracování digestátu. Zvýšené odstraňování pevných částic je nezbytné, pokud je fugát dále podroben membránovým procesům (Meixner et al. 2015).

3.2.6 Srážení a flokulace

Srážení a flokulace se řadí k chemickým metodám, které doplňují mechanické metody a zvyšují jejich efektivitu. Nejedná se ovšem o samostatně aplikovatelné postupy pro separaci digestátu. Principem těchto metod je, že se do digestátu přidávají činidla, tedy chemické látky za účelem zvýšení efektivitu separace například pevných látek, nebo fosforu. Obecně, ačkoliv přechází fosfor po separaci do separátu, efektivita separace může být ještě významně podpořena přidáním srážecích či flokulačních činidel. U metody zpracování digestátu na pásových lisech je přidání srážecího a flokulačního činidla nezbytné. Je to nepostradatelný krok za účelem vyšší účinnosti separace (Meixner et al. 2015).

Princip flokulace je tedy vytvořit větší částice, které budou snadněji odstranitelné. Proces lze popsat tak, že malé suspendované částice v digestátu jsou často záporně nabitý, a proto zůstávají v roztoku. V takovém případě přicházejí na řadu flokulační a srážecí činidla. Kladně nabití ionty agregují okolo částic, a to vede k tvorbě velké částice, tzv. koagulátu, které se dají poměrně snadno mechanicky převést do pevné frakce (Drosg et al. 2015).

Organické polymery, například akrylamid, mohou být do roztoku rovněž přidány k zvýšení vazby vloček, a tudíž i výkonnosti flokulace. Běžně využívanými činidly je síran hlinitý, chlorid železitý, síran železitý a vápno. Flokulace redukuje objem o 22 %, investiční náklady jsou 50.000 euro, provozní náklady se pohybují okolo 0,8 euro za m³. Spotřeba energie je v rozmezí 20 -22 kWh/m³ (Fechter & Kraume 2016).

3.2.7 Flotace

Flotace je postupem jen zřídka kdy používaným pro úpravu digestátu kvůli zvýšení nákladů celého procesu. Principem procesu je, že zdvižná síla suspendovaných částic je podpořena uchycením malých bublinek plynu na suspendované částice. Částice jsou následně vyneseny na hladinu vody, kde vytváří flotační vrstvu, která může být odebírána. Tím dochází k separaci tuhé a kapalné frakce. Flotace má dva typy a to flotaci s dekompresí a flotaci plynem. Při flotaci dekompresí je stlačená voda nasycená kyslíkem injekčně aplikována do flotační komory. Náhlé snížení tlaku vede k tvorbě mikrobublinek. Při flotaci plynem je vzduch přímo dávkován do komory speciálními tryskami, které produkují malé vzduchové

bublíny. Pro efektivitu flotace jsou opět nezbytná chemická činidla, která jsou srovnatelná s výše zmíněnou flokulací a srážením (Drosg et al. 2015).

3.2.8 Vibrační plošina

Vibrační plošiny, které lze také využít k lepšímu oddělení pevných částic z fugátu jsou dvou typů a to vibrační plošiny klasické a vibrační plošiny zakřivené (Seadi Al 2009). Fugát se aplikuje na plošinu a pevné částice zůstanou na povrchu plošiny, zatímco kapalná frakce proteče. Za účelem prevence ucpávání plošiny je plocha vibrační. Typická velikost ok je 150 – 250 mikrometrů. U zakřivených plošin je to 100 – 300 mikrometrů. Pro prevenci ucpání se rovněž využívají bezpečnostní filtry, které zachycují větší částice, které by se mohly náhodou dostat z předchozího procesu separace digestátu (Drosg et al. 2015).

3.2.9 Produkty separace digestátu

Z výše uvedených metod separace digestátu vznikají tedy dvě základní složky, a to fugát a separát. Tyto složky mají charakteristické zastoupení sušiny a vlastnosti a dají se dále využívat. V pevné fázi, tedy separátu se hromadí většina fosforu, zatímco dusíkaté látky a draslík se mají tendenci kumulovat v tekuté fázi, tedy ve fugátu (Bauer et al. 2009).

Na fosfor bohatá pevná frakce může být sušena, peletována a kompostována pro zlepšení vlastností půdy, průmyslové účely nebo spálena pro energetické účely. Separát může být následně aplikovaná jako hnojivo v zemědělství, nebo je kompostován případně sušen a dočasně skladována. Výhodou je také pokles nákladů na přepravu separátu díky snížení obsahu vody, zároveň je separát i snáze uskladňován (Bauer et al. 2009).

Méně obvyklé je využití separátu jako podestýlky v chovných stájích na místo slámy. Separát by také mohl být využíván pro výrobu dřevovláknitých desek s využitím ve stavebnictví. Další možností využití digestátu je při výrobě biopesticidů, kde se dá využívat jako kultivační médium pro *Bacillus thuringiensis*, který je potřeba pro výrobu mnoha biopesticidů (Lukehurst et al. 2014). Separát lze také využít pro kompostování, nebo vermikompostování za účelem výroby vermikompostu. V Číně je digestát využíván i jako krmné aditivum do krmných směsí pro prasata, kuřata a krevety. Tato varianta je ovšem velmi limitovaná národní legislativou a veřejným míněním. Fugát může být použit jako tekuté hnojivo, nebo může být smíchán s tuhými surovinami a být znovu nadávkován do bioplynové stanice k procesu anaerobní fermentace (Wellinger et al. 2013).

3.3 Fugát

Pojem fugát lze definovat jako tekutou oddělenou část vzniklou po separaci digestátu. Řadí se mezi organická hnojiva. Fugát lze dále upravovat a využít jako hnojivo s rychle uvolnitelným dusíkem, nebo může být vrácen zpět do technologie bioplynové stanice. Fugát se vyznačuje sušinou do 3 % a celkovým dusíkem minimálně 0,1 %. Hodnota pH se pohybuje mezi 7 – 9, poměr C:N je v průměru 4 -5. Maximální aplikační dávka při použití fugátu jako hnojiva na zemědělské půdě je udáváno množství 10 tun sušiny/ha v průběhu 3 let (Marada et al. 2008).

3.3.1 Zpracování fugátu

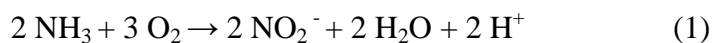
Z pohledu ekologického i ekonomického hlediska je výhodné pokračovat s úpravou fugátu i po jeho separaci. Dusík se ve fugátu vyskytuje zejména ve formě amoniakálního dusíku (N-amon), který zahrnuje NH_4^+ (amonný kation) a nedisociovanou formu NH_3 (amoniak) (Švehla et al. 2017). Pokud je fugát ponechán bez dalších úprav, tak hrozí ztráty dusíku ve formě amoniaku. Právě NH_3 je rizikovou formou, která je toxická. Intenzita jejího těkání do ovzduší roste se zvyšující se hodnotou pH a teplotou (Míchal et al. 2017).

Těkání amoniaku do ovzduší představuje ochuzení hnojiva o živiny, ekonomické ztráty a v neposlední řadě i znečištění ovzduší. Je tedy výhodné přistoupit k úpravě fugátu jednou z metod, které jsou popsány v následujícím textu, nebo kombinací těchto metod (Míchal et al. 2017).

3.3.1.1 Nitrifikace

Jednou z možností, jak zachovat živiny ve fugátu, je jeho biologická úprava. Biologická úprava v tomto případě představuje využití procesu nitrifikace. Nitrifikace je chemická reakce, při které se převádí amoniakální forma dusíku na dusičnany. Tato reakce je běžně využívaná například na čistírnách odpadních vod. Kyslík je zde akceptorem elektronu. Oxidované formy dusíku již nejsou těkavé a tímto způsobem lze tedy „zakonzervovat“ dusík ve fugátu (Míchal et al. 2017).

Při bližším popisu nitrifikace lze popsat dvě zásadní fáze a to fázi nitritace a fázi nitratace. Nejprve probíhá proces nitritace, kdy nitrifikační bakterie převádějí N-amon na dusitany (viz rovnice č. 1). Mezi známé nitritační bakterie se řadí rody *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrospira* a *Nitrosolobus* (Lukehurst et al. 2014).



Rovnice č. 1

Ve druhém kroku, tedy nitrataci jsou dusitany převáděny činností nitratačních bakterií na dusičnany (viz rovnice č. 2). Znamé jsou především bakterie rodů *Nitrobacter* a *Nitrospira* (Lukehurst et al. 2014).



Rovnice č. 2

Obě skupiny bakterií podílející se na procesu nitrifikace se řadí k chemotrofním gram-negativním bakteriím, které jsou striktně aerobní. V průběhu procesu je tedy nezbytná přítomnost molekulárního kyslíku. Jedině tak může proces nitrifikace úspěšně probíhat. Zdrojem uhlíku je pro tyto bakterie oxid uhličitý, který slouží k syntéze buněčných látek a energie (Marada et al. 2008).

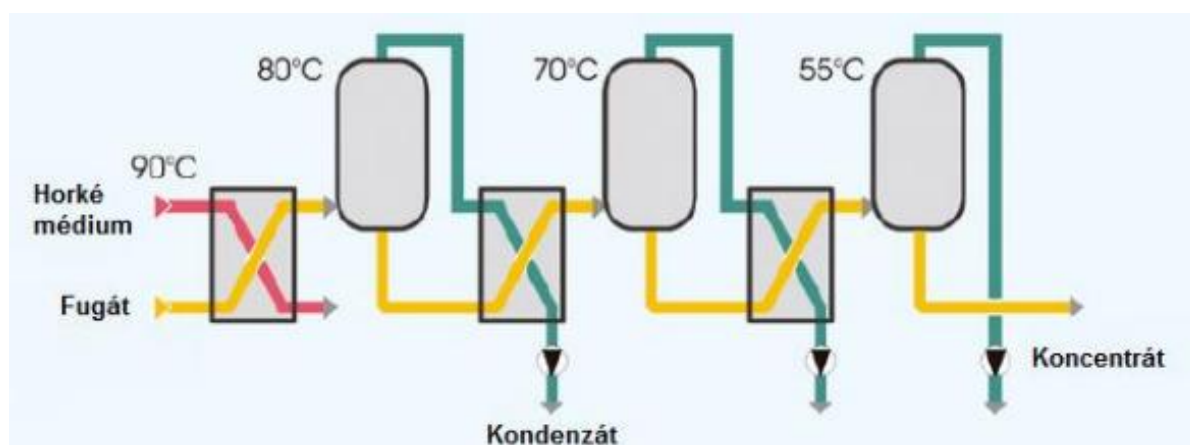
3.3.1.2 Tepelné zahuštění

Tepelné zahuštění je metodou využívající tepelnou energii k zahuštění fugátu. Zjednodušeně se jedná o odpařování vody z fugátu, při čemž vzniká koncentrát a destilát označovaný rovněž jako kondenzát. energii, potřebnou ke zkoncentrování fugátu, lze získat z kogenerační jednotky bioplynové stanice, kde vzniká tepelná energie jako vedlejší produkt. Tato metoda vede k významnému snížení objemu a v důsledku odpařování i ke vzniku destilátu, který lze dále využívat například jako procesní vodu. Proces je rovněž spojen s poklesem hodnoty pH a oxidací N-amon na dusičnanový dusík, což zabraňuje ztrátám dusíku těkáním do ovzduší během skladování i aplikace zahuštěného fugátu (Míchal et al. 2016).

K tepelnému zahušťování může docházet například na principu vakuového odpařování. Tento proces spočívá ve varu fugátu při podtlaku za teplot nižších, než jsou typické teploty varu při atmosférických podmínkách. Kondenzovaná pára se označuje jako kondenzát a zahuštěný fugát se označuje jako koncentrát (Chiumenti et al. 2017).

Princip vakuového odpařování není běžně využívaným postupem v zemědělství v oblasti zpracování digestátů. Tato metoda se používá často například v chemickém průmyslu, kde je určena především k regeneraci chemikálií z průmyslových vedlejších produktů (Romero et al. 2010).

Nejčastěji jsou k odpařování využívány výparníky s přirozenou cirkulací či nucenou cirkulací využívající systém čerpadel (Došek et al. 2015). Fugát je nezbytné před evaporizací upravit odstraněním oxidu uhličitého a přidáním kyseliny sírové. Touto úpravou docílíme snížení pH na hodnotu kolem 4,5 a rovněž se dusík převede na formu $N-NH_4^+$. V následujícím obrázku č. 4 je znázorněn proces třístupňového systému nízkotlakého odpařování. Výhodou tohoto systému je dosažení teploty varu kyseliny při nižší teplotě (Frischmann 2012).



Obrázek č. 4. Odpařovací systém víceetapový (Frischmann 2012).

Voda, která se uvolní během tepelného zahušťování, může být využita pro různé účely. Jednou z variant je použití této vody jako procesní vody k upravení sušiny substrátu vstupujícího do procesu anaerobní digesce (Frischmann 2012).

Spotřeba energie se při této variantě úpravy fugátu pohybuje mezi 100 – 350 kWh/t, dochází k redukci objemu až o 90 %. Investiční náklady jsou 250.000 euro a provozní náklady 10 – 40 euro/t odpařené vody. Spotřeba energie na realizaci odpařování se pohybuje v rozmezí 300 – 350 kWh/ t odpařené vody (Romero et al. 2017).

Pokud je tato metoda využita k úpravě fugátu, tak lze takto zahuštěný fugát využívat jako hodnotné hnojivo. Díky aplikaci tepelného zahušťování klesají i finanční náklady spojené s přepravou, a to díky menšímu objemu fugátu. Neméně důležitý je fakt, že díky tepelnému zahuštění lze docílit i snížení počtu přejezdů zemědělské techniky po zemědělské půdě při aplikaci fugátu jako hnojiva. Nižší frekvence přejezdů zemědělských strojů zamezuje zbytečnému utužení půdy, které je nežádoucím efektem (Frischmann 2012).

3.3.1.3 Kombinace tepelného zahuštění a nitrifikace

Metoda tepelného zahuštění je vhodná v kombinaci s úpravou fugátu nitrifikací jako metoda navazující na tento postup. Tato kombinace je vhodná díky tomu, že proces nitrifikace je spojen s poklesem hodnoty pH a produkcí dusičnanové formy dusíku, která na rozdíl od N-amon není těkavá. Kombinací těchto metod lze efektivně zpracovat a využít fugát, je ale nutné brát v potaz nebezpečí převedení dusíku z fugátu do destilátu respektive kondenzátu. Tomu lze zabránit úpravou hodnoty pH do mírně kyselých hodnot, hodnotu pH sníží předešlý krok nitrifikace (Míchal et al. 2016). Tento krok zabrání úniku amoniaku do destilátu. Pro účely okyselení lze využít minerálních kyseliny což je spojeno s dalšími finančními náklady, tedy růstem provozních nákladů obecně. Ekonomičtější a výhodnější variantou je tedy úprava hodnoty pH procesem nitrifikace, tedy kombinace těchto metod. Při hodnotě pH 5 zůstalo v koncentrátu 97,5 % dusíku. Při aplikaci takto upraveného fugátu je nutné brát v potaz i fakt, že bude snižovat pH půd, bude tedy půdy okyselovat (Bodík et al. 2016).

Je nutné brát v potaz i zkoncentrování těžkých kovů a jiných rizikových látek ve fugátu, což může vést k dosažení takových hodnot, které omezí, nebo zabrání dalšímu využití jako hnojiva (Chiumenti et al. 2013). Výhodou tepelného zahušťování je efektivní recyklace živin, redukce objemu, akumulace živin včetně dusíku v koncentrátu, koncentrát je rovněž hygienizovaný v závislosti na dané provozní době a teplotě (Kuusik et al. 2017).

3.3.1.4 Membránová separace

Jedná se o technologii, kterou lze využít i bez nutnosti přídavku chemikálií, má relativně nízké nároky na dodávku energie a je přehlednou metodou. Membránové technologie jsou obecným označením, pod které spadá mnoho různých, velmi specifických separačních procesů, jejichž principem je fyzikální separace. Klíčové je tedy použití polopropustných membrán. Membrány nacházejí stále častěji uplatnění při tvorbě procesní vody z povrchové, podzemní, nebo odpadní vody (Escobar & Bruggen 2011).

Membránová separace je založena na přítomnosti semipermeabilních membrán. Princip těchto metod je velmi jednoduchý. Membrána se chová jako velmi specifický filtr, respektive síto na molekuly, přes který může protékat voda, zatímco se na ní zachytí nečistoty a rozpuštěné látky. S použitím membránových systémů souvisí pojmy permeát a retentát. Permeát představuje obvykle vyčištěnou vodu, zatímco retentát nebo také koncentrát je koncentrovaný

roztok. Obrázek č. 5 schematicky znázorňuje oddělení permeátu a retenátu s použitím membrány (Fuchs and Drog, 2010).

Membrány mohou být různých typů, například polymerní, organominerální, keramické, kovové. Existuje i více filtračních technik v závislosti na velikosti pórů v membráně, tedy na velikosti propouštěných částic. Použitím různých technik lze separovat soli, malé organické molekuly nebo větší částice. Pro zachycení určité specifické frakce je důležitý tlak, který se liší v závislosti na požadavcích separace (Van Der Bruggen et al. 2003).

Membránová filtrace se dělí na mikrofiltraci a ultrafiltraci, nanofiltraci a reverzní osmózu. K odstraňování větších částic se využívá mikrofiltrace a ultrafiltrace. Lze takto separovat koloidní látky, nerozpuštěné látky, bakterie, řasy a zákal. Při mikrofiltraci pronikají membránou částice větší než 0,6 mikrometru. Při ultrafiltraci dochází k zachycení částic o velikosti 0,1 – 0,01 mikrometrů, je možno oddělit polymerní látky s dlouhým řetězcem či proteiny. Ultrafiltrace bývá využívána k úpravě vody před aplikací reverzní osmózy či nanofiltrace. Filtrace probíhá díky rozdílu tlaků v rozmezí 0,2 -3,5 baru (Münch & Barr 2001).

Nanofiltrace odděluje částice o velikosti 0,01 – 0,001 mikrometru, například vícevalentní ionty či organická barviva (Frischmann 2012).

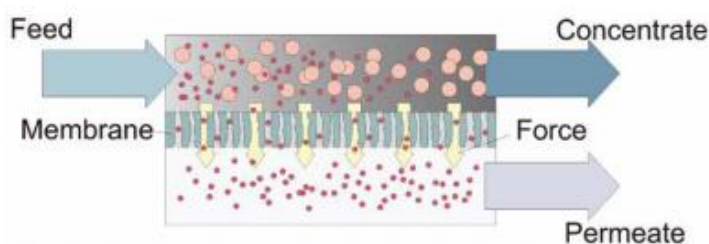
Reverzní osmóza se aplikuje pro částice o rozměrech menších než 0,001 mikrometru. Oddělují se tak látky rozpuštěné v kapalině s využitím semipermeabilní membrány, na které se zachycují ionty solí, mikroorganismy, koloidy, molekuly organických látek. Tlak potřebný k realizaci nanofiltrace a reverzní osmózy je mnohem větší, než tlak nutný pro ultrafiltraci a mikrofiltraci. Tlak nutný k aplikaci reverzní osmózy je až 80 bar, k jeho dosažení bývají využita čerpadla (Wachinski 2013).

Investiční náklady se pohybují okolo 250.000 – 350.000 eur. Náklady se ale vždy odvíjí od konkrétních vlastností fugátu, který do procesu vstupuje. Využití tohoto systému je tedy spojeno se značnými finančními náklady (Münch & Barr 2001).

Při využití této technologie na úpravu fugátu je nutné vytvořit kombinaci za sebou následujících jednotek, přičemž se postupně zmenšují procházející částice. Prvním krokem je

mikrofiltraci, dále ultrafiltrace, nanofiltrace a nakonec reverzní osmóza. Nejčastěji využívanými membránami jsou keramické a polymerní (Frischmann 2012).

Redukce objemu je až o 99 %. Realizace této metody se vyplácí jen u velkých bioplynových stanic produkujících nejméně 700 kW. Mezi zápory je nutné uvést možnost znečištění membrány, fakt, že membrány mohou filtrovat jen rozpuštěné frakce, nutnost velkých tlaků a finančně i energeticky náročné čištění membrán (Chiumenti et al. 2013).



Obrázek č. 5. Princip membránové separace (Fuchs and Drogg, 2010).

3.3.1.5 Srážení struvitu

Struvit ($\text{NH}_4\text{MgPO}_4 \cdot 6 \text{H}_2\text{O}$), tedy fosforečnan hořečnato-amonný, je přirozeně se vyskytující krystal, jehož chemickou podstatou je sloučenina skládající se z hořčíku, amonného iontu a orthofosforečnanového aniontu. Srážení struvitu je vhodné řešení pro recyklaci fosforu ve formě PO_4^{3-} a dusíku ve formě NH_4^+ z městských či průmyslových odpadních vod, ale i fugátu produkovaného v rámci BPS. Metodou srážení, tedy tvorbou krystalů struvitu lze získat anorganické hnojivo nebo vyrobit pelety (Romero et al. 2016).

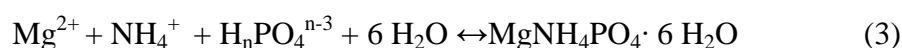
Důležitý je také fakt, že zdroj fosforu je omezený. Současná spotřeba fosforu aplikovaného k hnojení je více než jeden milion tun ročně. Spotřeba dusíku jako hnojiva může být oproti fosforu až trojnásobná. To je tedy důvodem, proč je srážení struvitu zajímavou variantou znovuzískání těchto živin. Výhodou této metody je nejen odseparování fosforu a dusíku, ale také vytvoření sloučenin, které mohou být použity jako hnojivo s pomalu uvolnitelným fosforem (Romero et al. 2016).

Formování struvitu je ovlivněno termodynamikou a reakční kinetikou. Důležitou roli tedy hrají fyzikálně-chemické parametry jako je hodnota pH, složení odpadní vody, směšovací energie a teplota. V procesu je proto nutné zajistit regulaci pH a dostatečný čas na tvorbu jemných krystalů, aby byla zajištěna dostatečná kvalita produktu (Crutchik et al. 2011).

Hodnota pH při které se může struvit vysrážet se pohybuje od 8 do 11. Pro průběh procesu je rovněž důležitá přítomnost hořčíku. Pro realizaci srážení struvitu z fugátu je běžně nutné přidávat Mg^{2+} ve formě oxidu hořečnatého a to proto, že koncentrace tohoto kationtu je většinou velmi nízká ve vztahu ke koncentraci NH_4^+ a PO_4^{3-} . V některých případech je nezbytné přidávat i fosfát ve formě kyseliny fosforečné, jehož obsah může být ve fugátu rovněž nedostatečný pro správný průběh srážení. Poměr jednotlivých živin by měl být v konečném stavu $Mg:N:P = 1,3:1:0,9$ (Frischmann 2012).

Nutný přídavek chemikálií je spojen s nárůstem finančních nákladů, což je nevýhodou této metody. Někteří autoři uvádějí jako použitelný zdroj pro doplnění mořskou vodu, solanku, magnezit či recyklování struvitového pyrolyzátu (Meixner et al. 2015). Výhodu mají proto provozy v blízkosti pobřeží, které mohou hořčík získávat ekonomicky ze slané vody. Je nutné brát ale v potaz, že mořská voda obsahuje i vápenaté ionty, které by proces mohly narušovat (García et al. 2006).

Tvorba krystalů struvitu se skládá z dvou chemických pochodů a to nukleace (zrození jádra) a růstu krystalu. V praxi se využívají krystalizační reaktory většinou s nepřetržitým průtokem a fluidním ložem (Xia & Murry 2015). Srážení fosforu probíhá obvykle jako vratná reakce produkující kosočtverečné krystaly obsahující Mg^{2+} , NH_4^+ , PO_4^{3-} v molárním poměru 1:1:1 dle následující rovnice č. 3 (Horan et al. 1994).



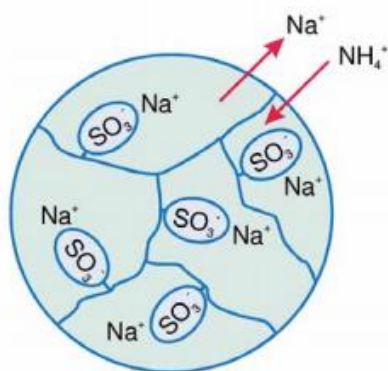
Rovnice č. 3

Vzniklý produkt, tedy struvit je oddělen od kapalně fáze sedimentací či centrifugací. Struvit je vhodným hnojivem i pro plodiny s vyššími nároky na hořčík jako je například cukrová řepa (Horan et al. 1994). Výhodou struvitu je jeho nízká míra vyluhování, tedy to že uvolňuje pomalu živiny během vegetačního období a rovněž, že nepálí kořeny rostlin tak jako hnojiva na bázi amoniumfosfátu (Romero et al. 2016). Nevýhodou poté je nebezpečí kontaminace těžkými kovy, které jsou začleněny do struvitu během fáze tvorby krystalů. Ačkoliv je i tak nepravděpodobné, že by koncentrace těžkých kovů překročila povolené limity pro aplikaci fugátu na zemědělskou půdu (Crutchik et al. 2018).

3.3.1.6 Iontová výměna

Iontová výměna se řadí k méně obvyklým metodám. Princip iontové výměny je zachycen na obrázku č. 6 viz níže (Fuchs & Drog 2010). Při iontové výměně se využívají katexy a anexy. Pro odstranění NH_4^+ se využívají katexy. Materiálem používaným v iontoměničích bývají pryskyřice, které mají nabitě boční řetězce. Nabité ionty, (Na^+ , H^+ , či $\text{SO}_3\text{-H}^+$) jsou navázány na tyto postranní řetězce pryskyřice, přičemž mohou být nahrazeny jinými kladně nabitými ionty (např. NH_4^+ v případě digestátu či fugátu), (Fuchs & Drog 2010). Tím je snížena jejich koncentrace v roztoku. Iontoměničové pryskyřice obsahují velké množství dutin, takže je k dispozici velká výměnná a kontaktní plocha. Jsou-li ionty nahrazeny stechiometricky, tak je po určité době iontoměničová pryskyřice plně zaplněna a musí být regenerována například chloridem sodným. Poté může být zahájen nový cyklus (Seadi Al 2009).

V praxi se iontová výměna aplikuje ke zpracování fugátu jen okrajově. Jedním z důvodů, proč tomu tak je, je fakt, že pro aplikaci této metody musí být digestát zbaven všech částic, což je reálně pouze v případě, že nejprve projde zpracováním membránovými procesy. Například lze tedy iontovou výměnu využít pro konečné odseparování dusíku po předchozí aplikaci dvoustupňové reverzní osmózy (Seadi Al 2009).



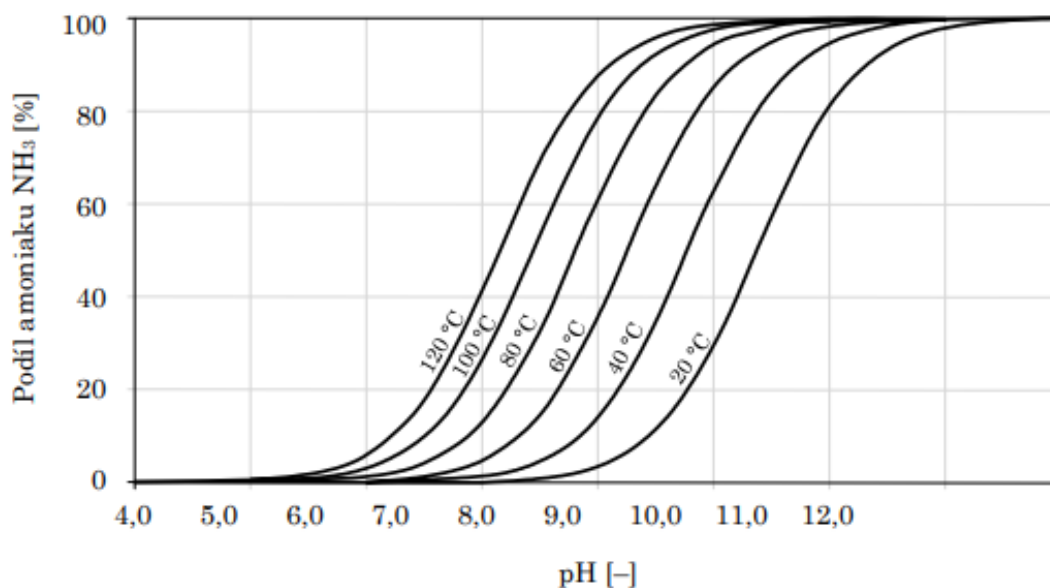
Obrázek č. 6. Princip iontové výměny (Fuchs & Drog 2010).

3.3.1.7 Stripování amoniaku

Stripování je proces, při kterém dochází k odseparování těkavých látek z kapaliny, tedy z fugátu proudem plynu, který fugátem prochází. Stripování funguje na principu desorpce a je

řízeno koncentračním gradientem mezi kontaminantem v kapalně fázi a čistým proudem plynu, který přichází do kontaktu s kapalnou fází (Patoczka & Wilson 1984).

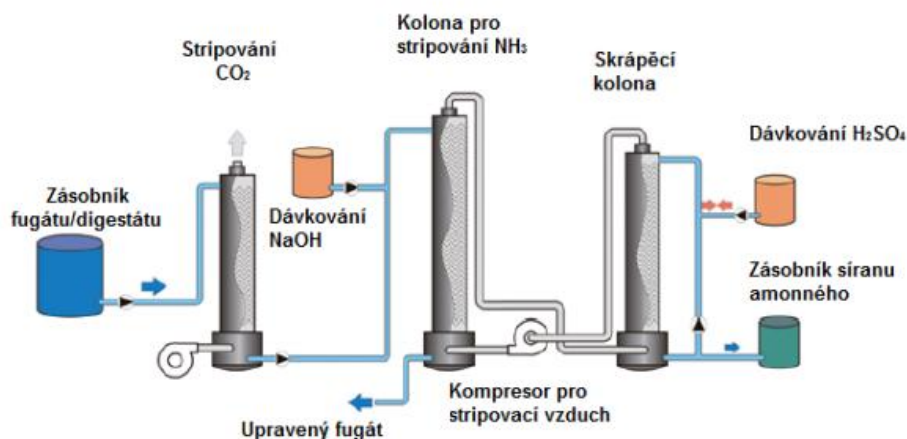
Při zpracování digestátu či fugátu je cílem regenerace dusíku, který je ve formě amoniaku v kapalně fázi. Pro realizaci stripování je nezbytná předúprava fugátu. Amoniak se ve fugátu běžně vyskytuje jako rozpustný amonný iont, NH_4^+ (Seadi & Lukehurstal 2012). Je tedy nutné jeho převedení do plynné molekuly, NH_3 . Zvýšení zastoupení formy NH_3 v rámci N-amon je docíleno zvýšením pH na hodnotu v rozmezí 10 – 11, obvykle přidáním alkalizačního činidla (např. vápna) či odstraněním oxidu uhličitého. Obrázek č. 7 znázorňuje závislost mezi pH a podílem amoniaku (Drosg et al. 2015). Náklady nutné k zajištění alkalizačních činidel jsou poměrně vysoké (Sheets et al. 2015). Těkavost dusíku ve vodném roztoku může být rovněž podpořena zvýšením teploty. K ohřevu fugátu lze využít přebytečné teplo vznikající v kogenerační jednotce (Hjorth et al. 2010).



Obrázek č. 7. Závislost mezi pH a zastoupením amoniaku (Drosg et al. 2015).

Stripování má dvě možné varianty, stripování vzduchem, nebo stripování párou. Obrázek č. 8 zachycuje stripování vzduchem (Fuchs & Drosg 2010). Zahřátý digestát či fugát vstoupí do stripovací kolony. Během prvního kroku dochází k odstranění oxidu uhličitého. V následující stripovací koloně vyplněné obalovým materiálem pro zvětšení povrchu dostupného pro převod amoniaku je amoniak převeden z kapalně fáze do stripovacího proudu plynu. Následně je amoniak získán z plynně fáze ve skrápěcí koloně pomocí kyseliny sírové, kde dochází

k vzniku cenného komerčně využívaného hnojiva s obsahem síranu amonného. Vzniklý amonný roztok má vysokou koncentraci dusíku a lze jej využít pro výrobu minerálních hnojiv. Spotřeba kyseliny sírové činí zhruba 4 kg na kilogram absorbovaného dusíku (Moller & Sommer 2002).



Obrázek č. 8. Schéma stripování amoniaku vzduchem (Fuchs & Drog 2010).

Při stripování pomocí páry jsou nutné vysoké teploty pro výrobu páry. Použitá technologie je v zásadě srovnatelná s obrázkem č. 8 jen s tím rozdílem, že zde nemusí být skrápěcí kolona, protože amoniak může kondenzovat rovnou s párou, což vede k tvorbě čpavkové vody s koncentrací amoniaku mezi 25 - 35% (O'farrell et al. 1972). Stripování amoniaku má 60 - 90 % účinnost, spotřeba energie se pohybuje mezi 14 – 50 kWh/t digestátu. Investiční náklady jsou 0,4 – 0,5 M euro. Provozní náklady jsou 4 – 5,45 eur na tunu (Drog et al. 2015).

3.3.1.8 Kultivace řas

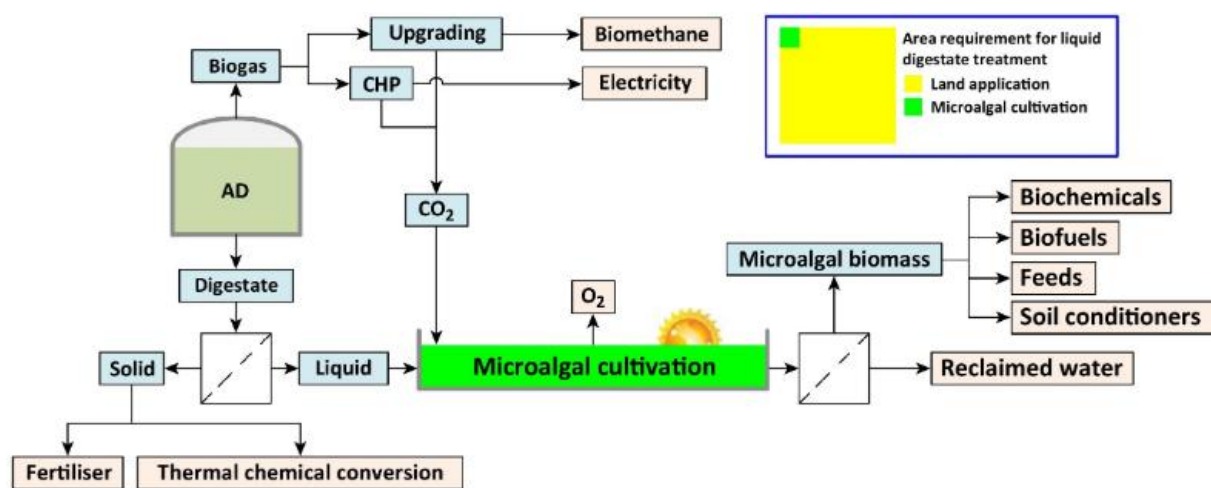
Mikroskopické řasy jsou autotrofní organismy, které využívají světelné záření a anorganické živiny (oxid uhličitý, dusík, fosfor) a syntetizují tak biomasu, která obsahuje hodnotné sloučeniny (proteiny, tuky, sacharidy, pigmenty). Tyto sloučeniny lze extrahovat a dále využít ke krmným účelům pro hospodářská zvířata, v zemědělství, v chemickém průmyslu a v sektoru bioenergetiky. Další výhodou řas je jejich kratší životní cyklus oproti rostlinám a to, že nejsou závislé na zemědělské půdě (Xia & Murry 2015).

Využití fugátu jako substrátu, tedy zdroje uhlíku a živin může vést k zlepšení růstu řas se současnou redukcí finančních nákladů a negativního dopadu emisí těkajícího amoniaku na

životní prostředí. Jako nejvhodnější pro aplikaci se jeví řasy z rodu *Chlorella* a *Scenedesmus* (Drosg et al. 2015).

Výsledky některých studií naznačují, že fugát může vést k produkci biomasy až 2.6 g/l NL (nerozpuštěných látek). Výhodou je možnost využít i vedlejší produkty vznikající při anaerobní digesci v bioplynových stanicích, a to oxid uhličitý a teplo pro podporu růstu řas a snížení nákladů na celého procesu (Drosg et al. 2015).

Obrázek č. 9 schematicky popisuje systém využívající kultivaci mikroskopických řas s použitím fugátu jako kultivačního média (Xia & Murry 2015).



Obrázek č. 9. Kultivace mikroskopických řas ve fugátu (Xia & Murry 2015).

Zajímavou variantou je rovněž využití vzniklé biomasy řas k zpětnému použití v rámci bioplynové stanice, a to nadávkováním jako vstupujícího substrátu k procesu anaerobní digesci. To by pomohlo snížit konkurenci mezi produkcí bioplynu a využitím zemědělských plodin ke konzumaci. Realizace projektů zaměřených na kultivaci řas s využitím fugátu jako substrátu nabízí projekt Algaebiogas podporovaný Evropskou unií. Tento projekt je realizován ve Slovinsku v Ljubjani (Zuliani et al. 2016).

Navzdory tomu, že řasy představují atraktivní řešení, tak doposud nebylo provedeno mnoho studií zabývajících se vlivem vlastností digestátu na růst řas. Fugát bývá charakterizován velkým zákalem a extrémně vysokým obsahem dusíku. Tyto faktory mohou být zodpovědné

za zamezení až inhibici růstu řas. Je tedy nezbytné provádět další studie a výzkum, aby bylo možné stanovit využitelnost fugátu jako média kultivaci řas (Algen 2019).

4 Materiály a metody

4.1 Zdroj substrátu

Experimenty realizované v rámci této diplomové práce byly prováděny s využitím fugátu získaného z bioplynové stanice Červené Janovice.

Tato bioplynová stanice má elektrický výkon 1200 kW a tepelný výkon 1203 kW. BPS Červené Janovice využívá proces mokré anaerobní fermentace s aplikací mezofilního teplotního režimu. Vzniklá tepelná energie je využita k vytápění dílen, administrativní budovy, seníku nebo kravínu. Tyto objekty jsou využívány zemědělským družstvem provozujícím diskutovanou bioplynovou stanicí. Vyrobena elektrická energie se tak využívá v rámci tohoto zemědělského družstva (Agro Podlesí a. s. 2017). Tato bioplynová stanice je tvořena fermentorem s integrovaným membránovým plynojemem s celkovým objemem 1950 m³ bioplynu, dále je zde jímka sloužící jako koncový sklad digestátu, technické budovy se strojovnou kogeneračních jednotek a fléry. Průměr jímky je 38 metrů a hloubka je 7 metrů. Výkon kogeneračních jednotek je 800 a 400 kW. BPS je specializovaná na zpracování kejdy, kukuřičné siláže, hnoje a obilnin sklizených ve formě siláží označovaných jako GPS. Tabulka č. 1 shrnuje složení fugátu, který byl použit pro účely diplomové práce a obsahuje průměrné hodnoty důležitých vlastností fugát z BPS Červené Janovice (Agro Podlesí a.s. 2017).

Ukazatel (jednotka)	Hodnota
pH	7,8
Sušina (%)	10
Org. Sušina (% ze sušiny)	75
N-NH ₄ (mg/l)	3112

Tabulka č. 1. Složení fugátu z BPS Červené Janovice.

4.2 Laboratorní modely

Proces nitrifikace surového fugátu byl realizován ve dvou aktivačních systémech označovaných jako M1 a M2. Reaktor M1 (viz obr. č. 10) byl zhotoven k testování hypotézy, že proces nitrifikace lze realizovat i při nízkých hodnotách pH tak, aby vznikaly dusičnany jako konečný produkt. Reaktor M2 (viz obr. č. 11) byl zkonstruován za účelem ověření

hypotézy, že lze dosáhnout stabilního provozu reaktoru při objemovém zatížení reaktoru dusíkem okolo $0,4 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$.

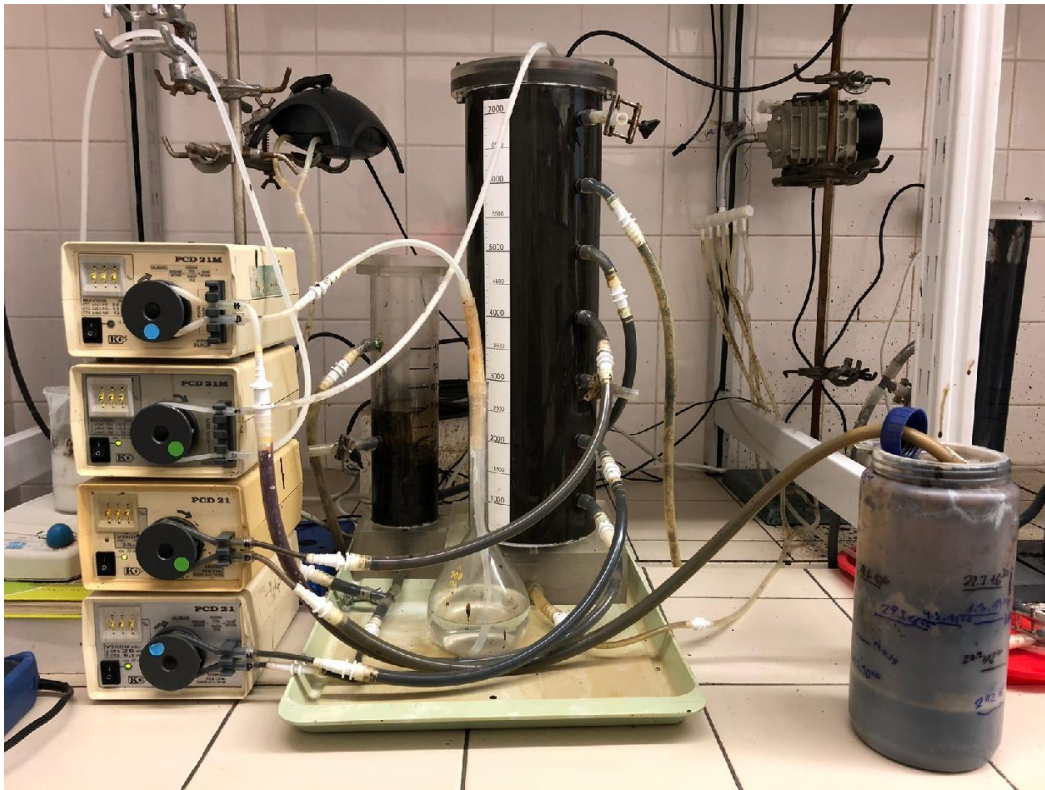
V případě obou reaktorů se jednalo o aktivační systém se směšovací aktivací. Oba reaktory byly vyrobeny z plexiskla, k provzdušnění modelů byl využit motorek využívaný v akvaristice.

Model M1 měl pracovní objem 5 l s dosazovací nádrží o objemu 1 l. Model M2 disponoval pracovním objemem reaktoru 1,5 l a objem dosazovací nádrže 0,5 l.

Fugát byl do obou reaktorů kontinuálně přiváděn pomocí peristaltického čerpadla. K zaočkování byl jako inokulum použit pro oba reaktory aktivovaný kal z městské čistírny odpadních vod.

Prostřednictvím peristaltického čerpadla byl aktivovaný kal recirkulován z dosazovací nádrže zpět do reaktoru. Reaktor byl provozován při laboratorní teplotě ($25,0 \pm 2,0 \text{ }^\circ \text{C}$), koncentrace rozpuštěného kyslíku v reaktoru M1 dosahovala v průměru $4,1 \text{ mg/l}$ se směrodatnou odchylkou $1,17 \text{ mg/l}$ a u reaktoru M2 $3,4 \text{ mg/l}$ se směrodatnou odchylkou $2,07 \text{ mg/l}$. Hodnota pH byla regulována přívodem roztoku NaOH ($2,5 \text{ mol/l}$) s využitím peristaltického čerpadla, tak aby se udržela hodnota na pH 6 u reaktoru M2. U reaktoru M1 bylo v jednotlivých etapách jeho provozu pH udržováno na 6,0; 5,5 a 5,0.

Pro dosažení požadované hodnoty pH byl použit měřicí a řídicí systém GRYF s čidly PCL 321 XB2 a software GRYF MAGIC XBC (GRYF HB, Česká republika).



Obrázek č. 10. Fotografie reaktoru M1.



Obrázek č. 11. Fotografie reaktoru reaktor M2.

Vzorky byly odebírány jednou týdně z odtoku a nátoku a následně byly odstředěny v centrifuze po dobu 12 minut a to při 9500 otáčkách za minutu s využitím centrifugy Sigma 2-16P (Sigma, Německo). Následně byla realizována měření N-amon, N-NO_2^- , N-NO_3^- a CHSK, tedy chemické spotřeby kyslíku, koncentrace kyslíku v reaktoru a hodnoty pH a teploty v reaktoru. Na vstupu do reaktoru byla měřena hodnota CHSK a koncentrace N-amon. Na odtoku byla měřena hodnota CHSK, N-amon, N-NO_2^- , N-NO_3^- . Přímě v reaktoru bylo měřeno pH a koncentrace kyslíku. Vzorky bylo nutné ředit demineralizovanou vodou na správný ředící poměr.

4.3 Analytické metody

Metody byly prováděny v souladu se standardními pokyny stanovení dle Horákové et. al. (2003) v laboratoři katedry agroenvironmentální chemie a výživy rostlin České zemědělské univerzity v Praze.

4.3.1 Stanovení anorganických forem dusíku

K měření forem dusíku (N-amon , N-NO_2^- , N-NO_3^-) bylo využito spektrofotometru HACH DR/4000V (Hach-Lange, Německo).

4.3.2 Stanovení koncentrace N-amon

Koncentrace N-amon byla stanovena spektrofotometricky s použitím indofenolové metody. Metoda je v souladu se standardními postupy dle Horáková et. al. (2003). Tato metoda je schopná detekovat jak N-NH_4^+ , tak i N-NH_3 formy dusíku. Metoda je založena na reakci amoniaku, chlornanu a salicylanu. Při podmínkách alkalického pH vzniká zeleně zbarvený komplex. Vzorky byly měřeny na spektrofotometru za použití 10 mm čtvercové kyvety při vlnové délce 655 nm (Horáková et al 2003).

4.3.3 Stanovení koncentrace N-NO_2^-

Koncentrace dusitanového dusíku (N-NO_2) byla stanovena skrze tvorbu růžového azobarviva vznikajícího při hodnotě pH 1,9 reakcí diazotovaného sulfanilamidu s N-(1-naftyl) ethylendiamindihydrochloridem (NED dihydrochloridem). Měření probíhalo spektrofotometricky s použitím 1“ kyvet o objemu 25 ml a při vlnové délce 540 nm (Horáková et. al. 2003).

4.3.4 Stanovení koncentrace N-NO₃⁻

Dusičnany reagují s 2,6-dimethylfenolem v prostředí koncentrované kyseliny sírové a koncentrované kyseliny fosforečné. Produktem reakce je 4-nitro-2,6-dimethylfenol, opticky se reakce projevuje cihlově červeným zbarvením. Intenzita zbarvení odpovídá přímo úměrně koncentraci dusičnanů ve stanovovaném vzorku. Měření probíhá na spektrofotometru HACH DR/4000 ve zkumavkách o průměru 16 mm při vlnové délce 324 nm (Horáková et. al. 2003).

4.3.5 Stanovení chemické spotřeby kyslíku

Chemická spotřeba kyslíku, nebo-li CHSK je analýzou využívající silná oxidační činidla v kyselém roztoku a teplo k oxidaci organického uhlíku na CO₂ a H₂O. CHSK kvantifikuje organické znečištění a vychází z oxidace organických látek, které jsou obsaženy ve vzorku. Metoda využívá dichroman draselný jako silné oxidační činidlo. Oxidace je katalyzována ionty stříbra a probíhá v kyselém prostředí kyseliny sírové. Test zahrnuje přidání síranu rtuťnatého k zamaskování chloridů. Vzorek se následně vloží do mineralizačního boxu na dvě hodiny při teplotě 150 °C. Během reakce se dichroman draselný redukuje na Cr³⁺, tedy chromité ionty, jejichž koncentrace je úměrná obsahu organických látek ve vzorku.

Po provedení výše zmíněných postupů se CHSK měří na spektrofotometru při vlnové délce 600 nm a výsledek je vyjádřen v mg/l. Navíc bylo nezbytné opravit pozitivní chyby způsobené oxidací dusitanů, protože dichroman draselný rovněž redukuje dusitany, pokud jich jsou ve vzorku vysoké koncentrace. Tato korekce byla realizována výpočtem z chemické rovnice popisující hypotetickou oxidaci N-NO₂⁻ kyslíkem na N-NO₃⁻ (Horáková et. al. 2003).

Oxidace organických látek dichromanem draselným je popsána následující chemickou rovnicí č. 4.



Rovnice č. 4

4.3.6 Měření pH a rozpuštěného kyslíku

Hodnota pH byla měřena pH-metrem WTW pH 340i se sondou typu Sen Tix 21 (WTW, Německo). Koncentrace rozpuštěného kyslíku byla v laboratoři měřena s použitím oxymetru WTW Oxi 340i (WTW, Německo). Měření sondou Cellox 325 vedlo k ověření a kontrole správné funkce provzdušňování kontinuálně promíchávaného reaktoru, ve kterém probíhala nitrifikace. Naměřená hodnota se zobrazovala na displeji spolu s teplotou v reaktoru, která s měřením koncentrace kyslíku úzce souvisí jelikož je rozpustnost kyslíku závislá na teplotě.

4.3.7 Výpočet účinnosti, objemového zatížení a objemové rychlosti odstranění znečišťující látky

Účinnost odstranění znečišťující látky porovnává koncentrace na vstupu a výstupu z reaktoru. Účinnost odstranění znečišťující látky se značí E a jednotkou jsou procenta. Výpočet se provádí dle následujícího vztahu. Kdy platí, že ρ_1 je koncentrace znečišťující látky na vstupu a ρ_2 je koncentrace znečišťující látky na odtoku (Švehla 2012).

$$E = (\rho_1 - \rho_2) / \rho_1 \cdot 100 (\%)$$

Objemové zatížení slouží ke kvantifikaci znečištění, které přichází jednotkového objemu reaktoru za určitou dobu. Nejčastěji se udává v $\text{kg}/(\text{m}_3 \cdot \text{d})$. Pro výpočet se používá následující vzorec.

$$B_V = Q_1 \cdot \rho_1 / V = \rho_1 / \Theta$$

Kdy platí, že ρ_1 - koncentrace organických látek v odpadní vodě vyjádřená nejčastěji hodnotou BSK nebo CHSK, popř. koncentrací dalších znečišťujících látek, Q_1 - přítok odpadní vody (m^3/d či m^3/h) a Θ je hydraulická doba zdržení (d nebo h) (Švehla 2012).

Objemová rychlost odstranění znečišťující složky popisuje výkon čistícího zařízení a značí se R_V . Jednotkou je $\text{kg}/(\text{m}_3 \cdot \text{d})$. Pro výpočet se používá následující vzorec.

$$r_V = Q_1 \cdot (\rho_1 - \rho_2) / V = (\rho_1 - \rho_2) / \Theta = E \cdot B_V$$

Kdy platí, že ρ_1 - koncentrace znečišťujících látek ve vstupní odpadní vodě, ρ_2 - koncentrace znečišťujících látek ve vyčištěné odpadní vodě, Q_1 - přítok odpadní vody (m^3/d či m^3/h) a Θ je hydraulická doba zdržení (d nebo h) (Švehla 2012).

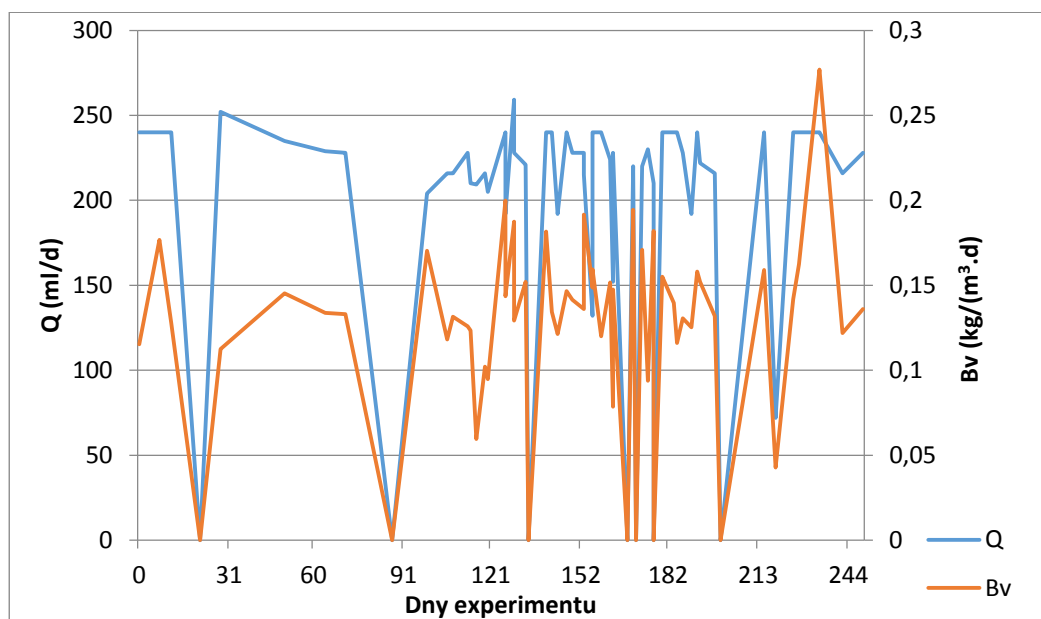
5 Výsledky

5.1 Reaktor M1

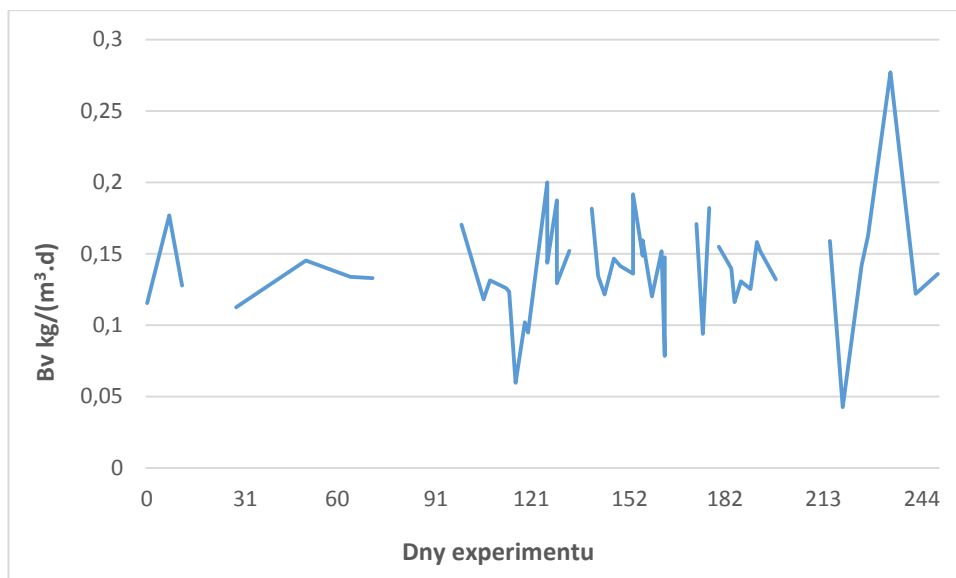
5.1.1 Zatížení reaktoru

Objemové zatížení dusíkem činilo v průměru $0,14 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$. Maximální hodnota objemového zatížení byla naměřena 153. den a to $0,28 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$. Minimum bylo naměřeno 215. den experimentu $0,04 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$.

Během provozu reaktoru M1 byl průtok udržován v rozmezí $72 - 259 \text{ ml/d}$ při průměrné hodnotě 217 ml/d . Nejnižší hodnota průtoku byla naměřena 219. den experimentu a to 72 ml/d . Nejvyšší průtok byl naměřen 129. den experimentu s hodnotou 259 ml/d . Z grafu jsou na první pohled patrné výkyvy, kdy bylo dávkování fugátu do reaktoru přerušeno, tedy průtok poklesl na 0 ml/d . Stav reaktoru s nulovým průtokem nastal v těchto fázích provozu 21., 87., 134., 168., 171., 177., 200. den.



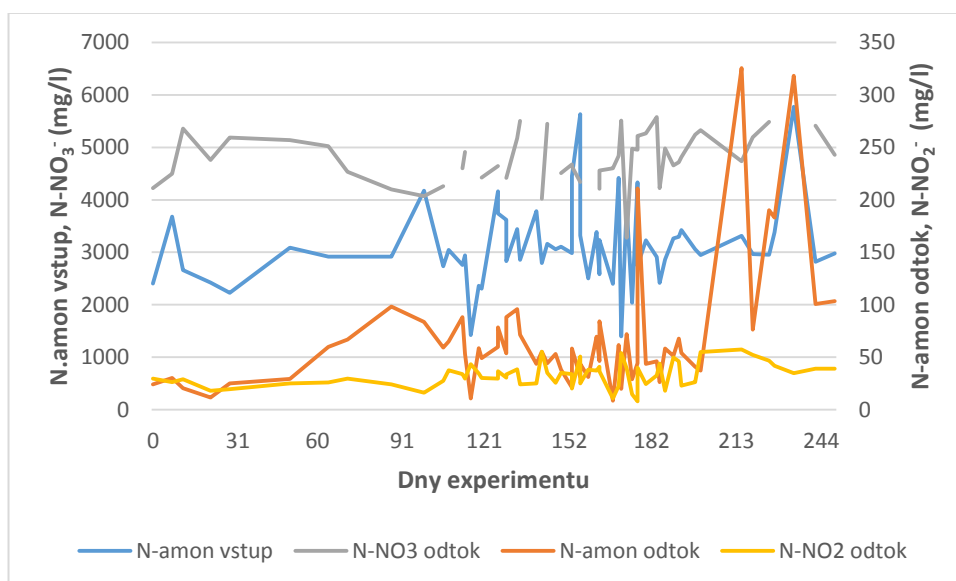
Graf č. 1. Vývoj objemového zatížení dusíkem a průtoku v reaktoru M1.



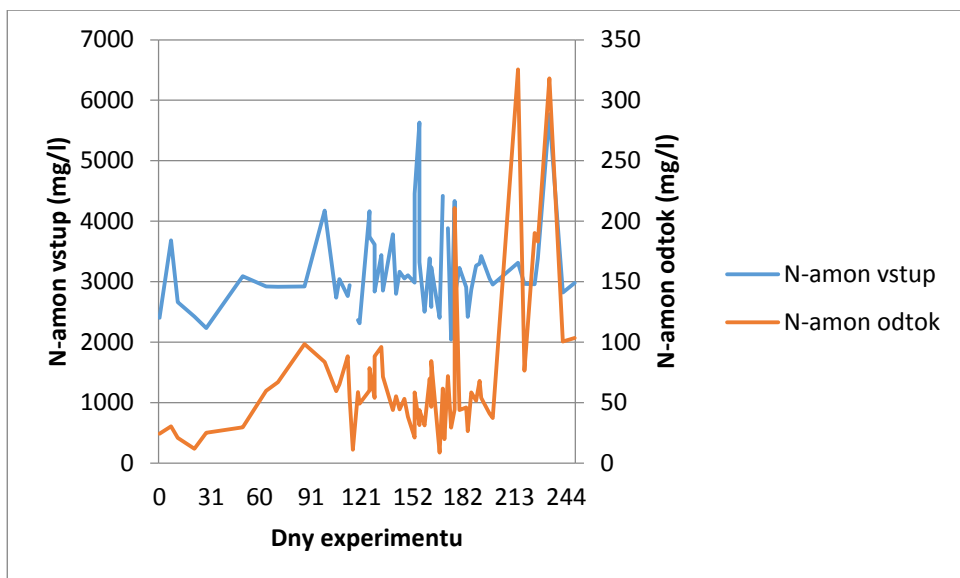
Graf č. 2. Vývoj pH a objemového zatížení dusíkem v reaktoru M1.

5.1.2 Formy dusíku

Křivky znázorňující koncentraci N-NO_3^- a N-NO_2^- v odtoku se pohybují v rozmezí hodnot pro N-NO_3^- mezi 3276 mg/l 220. den a 5577 mg/l 184. den, pro NO_2^- 8 mg/l 177. den a 58 mg/l 215. den. Hodnota N-amon měřená v přítoku do reaktoru byla v rozmezí 2040 mg/l 175. 5772 mg/l 234. den s průměrnou hodnotou 3187 mg/l. Hodnota N-amon na odtoku se pohybovala mezi 9 mg/l 168. den a 326 mg/l 215. den s průměrnou hodnotou 69 mg/l.



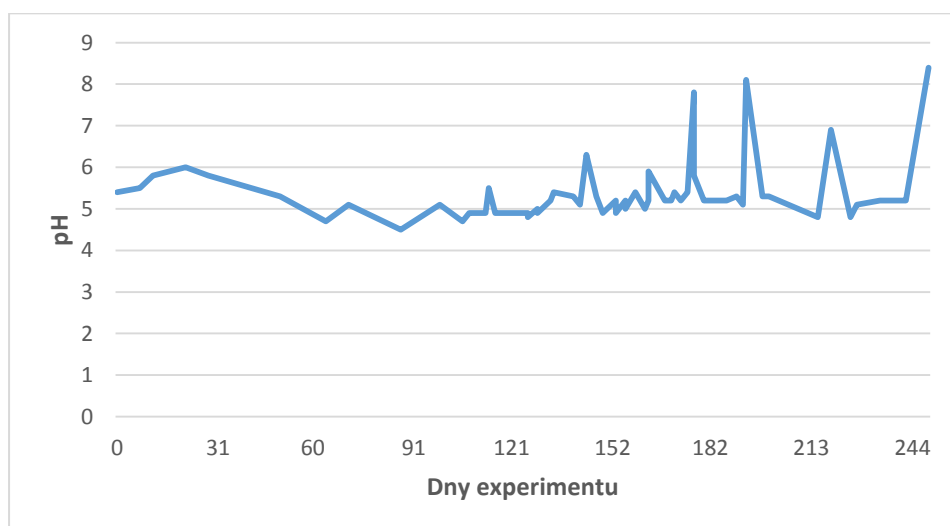
Graf č. 3. Vývoj zastoupení jednotlivých forem dusíku v čase M1



Graf č. 4. porovnávající N-amon na vstupu a odtoku z reaktoru M1

5.1.3 Hodnota pH

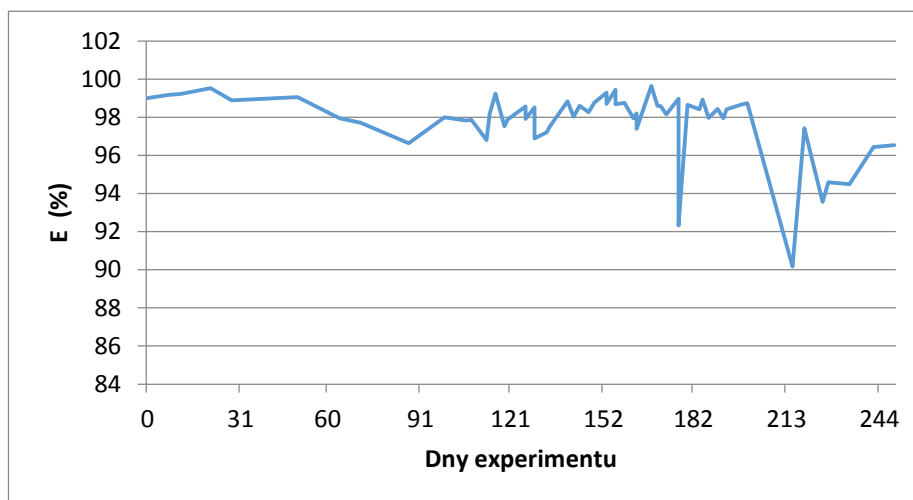
Hodnota pH byla nastavena na 6,0 v období do 26. dne experimentu, následně byla nastavena hodnota 5,5 do 126. dne a po zbytek sledovaného období byla hodnota pH nastavena na 5. Průměr reálně změřených hodnot pH byl 5,4 s odchylkou $\pm 0,75$. Nejnižší naměřená hodnota pH byla 4,5 a to 87. den experimentu. Nejvyšší hodnota pH byla změřena 249. den experimentu a to 8,4. Z grafu jsou patrné čtyři skokové výkyvy na hodnoty 7,8; 8,1; 6,9 a 8,4.



Graf č. 5. Vývoj pH v reaktoru M1.

5.1.4 Účinnost odstranění N-amon

Následující graf zobrazuje účinnost odstranění N-amon (E). Průměrná účinnost byla za sledované období 97,8 %. Účinnost dosáhla maximální hodnoty 99,6 % a to 168. den experimentu, minimální hodnota byla 90,2 % 215. den experimentu. Z grafu č. 8 je patrný strmý pokles účinnosti, který nastal 177. den na 92,3 %, další strmý pokles nastal 215. den na hodnotu 90,2 %.



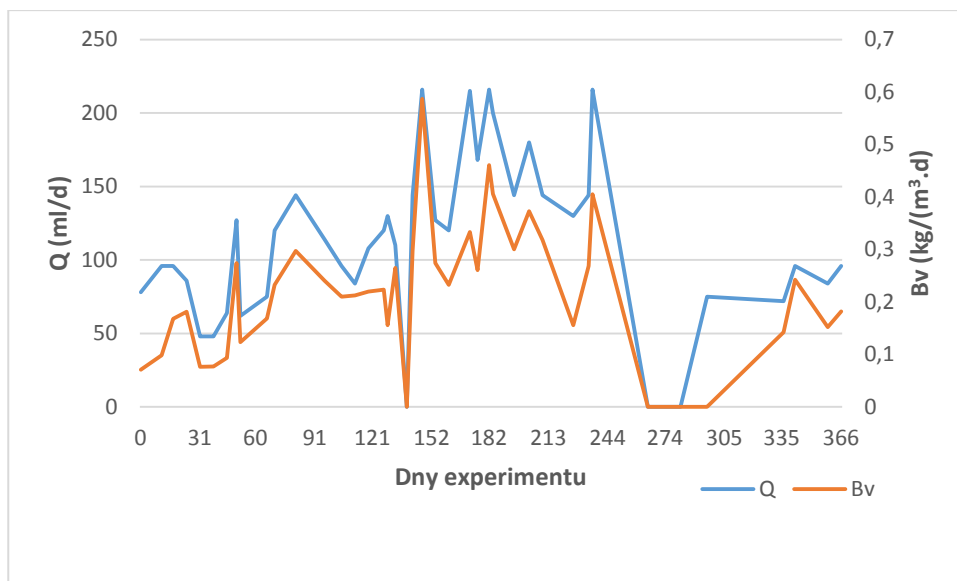
Graf č. 6. Vývoj objemového zatížení dusíkem v čase.

5.2 Reaktor M2

5.2.1 Zatížení reaktoru

Následující graf znázorňuje vývoj objemového zatížení dusíkem (Bv-N) a průtoku (Q) v čase. Průměrná hodnota objemového zatížení dusíkem činila $0,24 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$. Nejvyšší hodnota Bv-N byla naměřena 147. den $0,59 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, nejnižší hodnota byla naměřena 0. den $0,071 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$.

Průtok byl při zahájení experimentu nastavený v období od 0. – 66. dne v rozmezí 50 – 100 ml/den. V období od 66. do 147. dne byl průtok 100 – 150 ml/den. Od 147 - 236. dne byl průtok 150 - 250 ml/den. V poslední etapě byl průtok snížen na 50 - 100 ml/den.

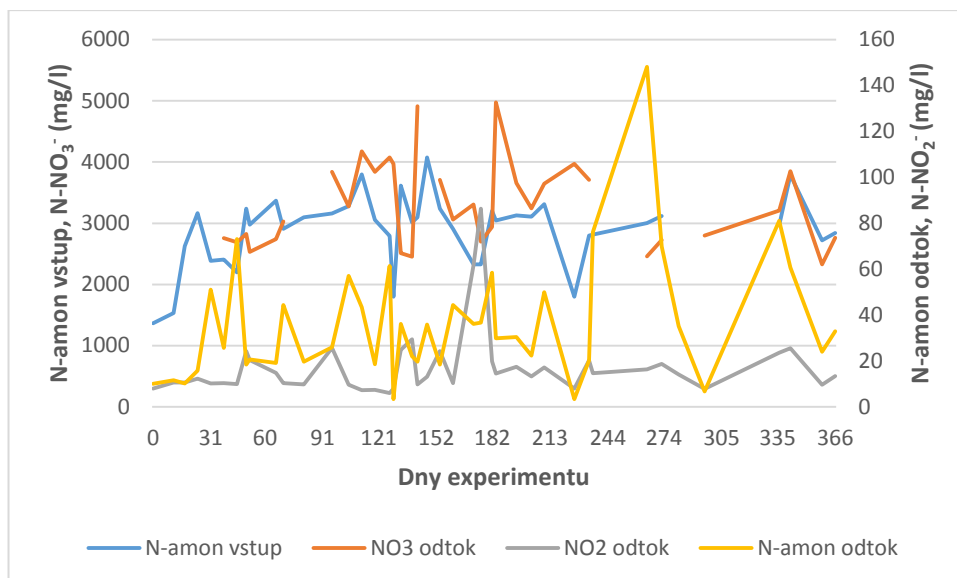


Graf č. 7. Vývoj průtoku a objemového zatížení v reaktoru M2

5.2.2 Formy dusíku

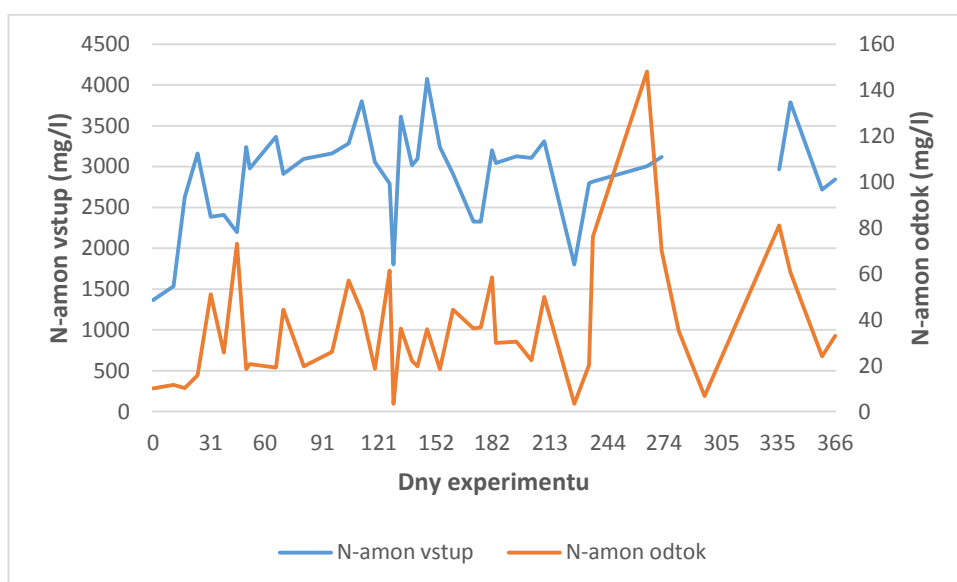
Z grafu vývoje koncentrace jednotlivých forem dusíku je na první pohled patrná nespojitost dat v ukazateli znázorňujícím vývoj koncentrace dusičnanů. Nespojitost je vyvolaná v důsledku analytických chyb, které bohužel některá data znehodnotily. Trend křivky znázorňující koncentraci N-amon a N-NO₂⁻ má již v grafu spojitý průběh křivky.

Koncentrace N-NO₃⁻ v odtoku byla v rozmezí 2330 – 4972 mg/l s průměrnou hodnotou 3255 mg/l. Nejvyšší hodnota byla naměřena 184. den 4972 mg/l, naměřené minimum bylo 2330 mg/l 359. den experimentu. Koncentrace N-NO₂⁻ se pohybovaly v rozmezí 6 – 29 mg/l s dvěma výkyvy mimo toto rozmezí a to na hodnotu 62 mg/l 172.den a 86 mg/l 176. den. . Koncentrace N-amon na vstupu do rektoru byla v rozmezí hodnot 1366 – 4076 mg/l. Koncenrace N-amon na výstupu byla v rozmezí 3 – 148 mg/l.



Graf č. 8. Znárodnující zastoupení jednotlivých forem N v čase pro M2

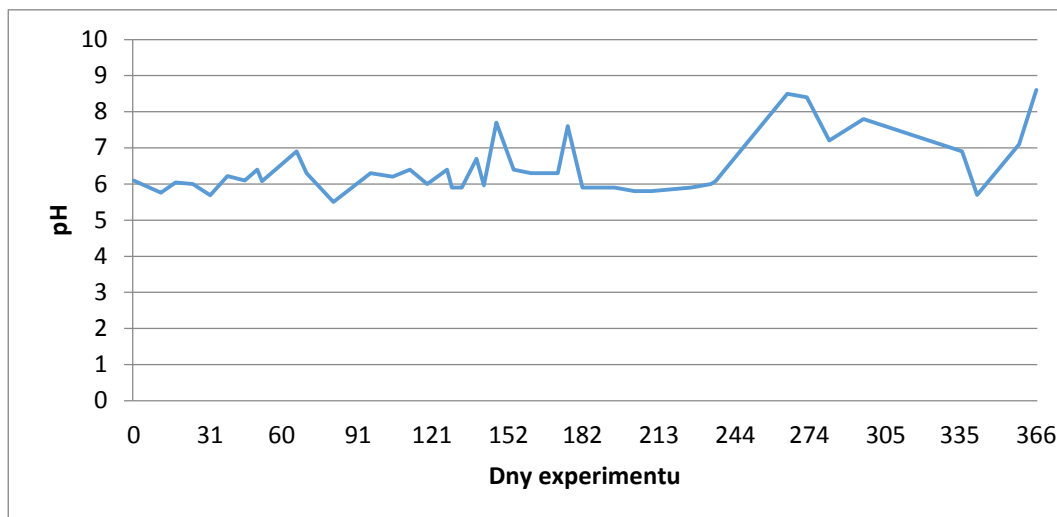
Z grafu porovnávajícího koncentraci N-amon na vstupu a výstupu je patrné výrazné snížení hodnoty na odtoku. Průměrná koncentrace na vstupu do reaktoru byla během sledovaného období 2884,9 mg/l. Nejvyšší naměřená koncentrace na vstupu do reaktoru byla 147. den 4075 mg/l a nejnižší koncentrace byla 0. den 1366 mg/l. Koncentrace N-amon na odtoku z reaktoru měla průměrnou hodnotu 36 mg/l. Nejvyšší naměřená hodnota byla 265. den 148,2 mg/l a nejnižší 3,38 mg/l 129. a 226. den.



Graf č. 9. Vývoj koncentrace N-amon na vstupu a odtoku z reaktoru M2

5.2.3 Hodnota pH

V reaktoru M2 bylo pH nastaveno stabilně na hodnotu 6. Z grafu je patrný výkyv, který nastal v období 265.-366. dne experimentu. Průměrná hodnota pH byla 6,4 se směrodatnou odchylkou 0,79. Nejvyšší hodnota byla naměřená 366. den 8,6. Nejnižší hodnota byla naměřená 81. den 5,5.

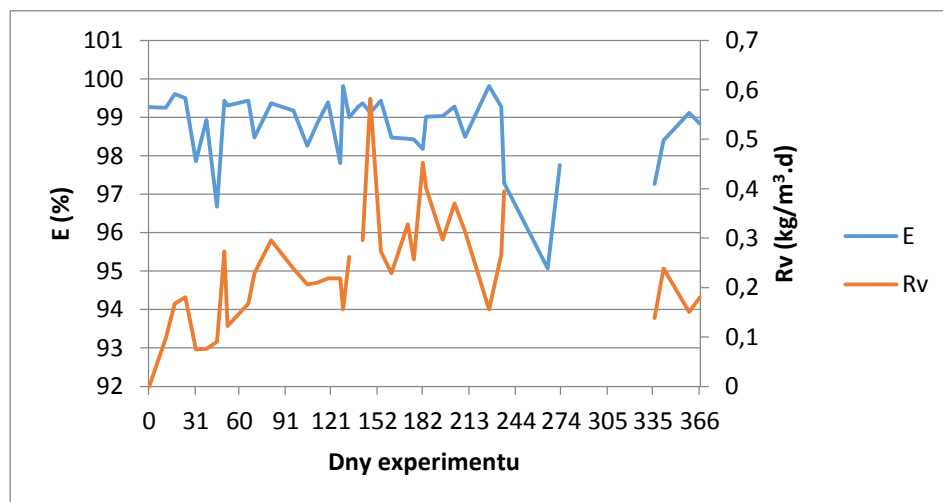


Graf č. 10. Vývoj pH v čase reaktor M2.

5.2.4 Účinnost odstranění N-amon

Účinnost reaktoru (E) byla v průměru 96,3 %. Nejvyšší účinnost byla zjištěna 226. den 99,8 % a nejnižší účinnost byla naměřena 265. den 95,0 %.

Objemová rychlost odstranění znečišťující složky, tedy N-amon (Rv) byla průměrně 0,234 kg/(m³.d). Nejvyšší hodnoty dosáhla 147. den 0,58 kg/(m³.d). Nejnižší hodnota byla naměřena 0. den 0,07 kg/(m³.d).



Graf č. 11. Vývoj účinnosti a objemové rychlosti odstranění dusíku.

6 Diskuze

Následující kapitola vyhodnotí výsledky získané z reaktorů M1 a M2 a bude diskutovat aplikace nitrifikace jako procesu k předúpravě fugátu.

6.1 Reaktor M1

6.1.1 Změny koncentrace N-amon v odtoku z reaktoru

Průměrná hodnota N-amon měřená v přítoku do reaktoru byla 3187 mg/l. Během experimentu byl N-amon na odtoku v stabilním rozmezí hodnot svědčícím o dobrém průběhu nitrifikace, až na tři výkyvy na hodnoty 210,8 mg/l, 325,5 mg/l a 318,1 mg/l, tyto výkyvy byly zaznamenány 177. den, 215. den a 234. den experimentu. V období výkyvů byl naměřen vysoký průtok 240 ml/d. Ve své studii (Švehla et al. 2017), rovněž zaznamenal zvýšené koncentrace N-amon na odtoku z reaktoru při nadměrném dávkování fugátu do systému, v jehož důsledku nebyly nitrifikační bakterie schopny přvést N-amon vstupující do reaktoru na oxidované formy. V období bezprostředně po výkyvu byl zaznamenán nárůst pH na hodnoty dosahující až 8,4 což naznačuje pokles účinnosti nitrifikace (Botheju et al. 2010), který uvádí, že při pH 7,9 – 8,4 značně stoupá zastoupení amoniaku, který je toxický a působí infibičně na nitrifikační organismy. Nicméně, z výsledků měření koncentrací N-amon je viditelný značný pokles mezi koncentracemi na vstupu a odtoku z reaktoru, což potvrzuje cílené převedení N-amon na konečný produkt nitrifikace, tedy oxidovanou dusičnanovou formu.

6.1.2 Změny koncentrace produktů nitrifikace v odtoku (N-NO_2^- a N-NO_3^-)

Průměrné zastoupení N-NO_2^- mezi oxidovanými formami dusíku (N-NO_2^- a N-NO_3^-) bylo pouze 0,84 %, což je velmi nízká hodnota. Koncentrace N-NO_3^- v odtoku z reaktoru byla průměrně 4783 mg/l (Botheju et al. 2010) potvrzuje, že fugát představuje extrémní prostředí především kvůli vysoké koncentraci N-amon, která se běžně pohybuje v rozmezí 1500 – 4000 mg/l. (Švehla et al. 2017) tvrdí, že sloučeniny dusíku sice představují pro mikroorganismy živiny, ale právě vysoká koncentrace N-amon může negativně ovlivnit až zamezit průběhu nitrifikace. Nicméně, vývoj čitelný z grafu č. 3 značí, že nitrifikační proces probíhal dobře. Úspěšně realizovaný proces nitrifikace svědčí o adaptaci nitrifikačních bakterií a jejich aktivitě i v pro ně nepříznivém prostředí fugátu (Gerardi 2002).

6.1.3 Vliv pH na průběh nitrifikace

Reaktor byl v jednotlivých etapách jeho provozu nastaven na tři různé hodnoty pH a to na 6,0 v období do 26. dne experimentu, poté na 5,5 do 126. dne a po zbytek sledovaného období byla hodnota pH nastavena na 5,0. Z grafu č. 2 je patrné, že i přes nastavené pH docházelo ke značnému kolísání nastavených hodnot a to především od 177. dne kdy nastal první znatelný výkyv na hodnotu 7,8. Poté byl zaznamenán nárůst pH na hodnoty dosahující až 8,4. (Gerardi 2002) uvádí, že pokud nitrifikace nepobíhá, nevznikají H^+ inoty, které vedou k okyselení prostředí, tedy poklesu pH. K čemuž pravděpodobně došlo i v reaktoru M1. Tento výkyv je pravděpodobně spojen s vyšším objemovým zatížením reaktoru, které bylo 215. den navýšeno na 0,16 kg/(m³.d) a 234. den na 0,28 kg/(m³.d) oproti průměrné hodnotě 0,14 kg/(m³.d). To vedlo ke snížení účinnosti procesu nitrifikace.

Během experimentu byla průměrná hodnota pH 5,37. Painter (1972) uvádí, že při pH 6,3 – 6,7 míra nitrifikace klesá, při pH 5 – 5,5 se nitrifikace zastaví. (Villevorde et al. 1997) uvádí optimální pH pro průběh nitrifikace 7,0 – 8,0. Rovněž zmiňuje optimální rozmezí pH pro *Nitrosomonas* 7,9 – 8,3 zatím co pro *Nitrobacter* je to pH od 7,2 do 7,6. Získané výsledky naznačují, že lze nitrifikaci realizovat i při pH nižším tak, aby vznikaly dusičnany jako konečný produkt. Snížení hodnoty pH zamezí dle zjištění (Švehla et al. 2017) ztrátám N-amon, který má při zásaditém pH, kterými běžně fugát disponuje, tendenci tékat do ovzduší ve formě NH₃. Ztráty dusíku mohou činit až 30% z celkového množství dusíku, který je zastoupen ve fugátu. (Švehla et al. 2017). Úprava fugátu nitrifikací tedy umožňuje ekonomičtější i ekologičtější řešení, jak živiny ve fugátu zafixovat aniž by docházelo k jejich ztrátě vytěkáním do ovzduší. Pokles pH spojený s nitrifikací je dle (Švehla et al. 2017) výhodný i z hlediska další možnosti úpravy fugátu a to tepelným zahušťováním. (Švehla et al. 2017) rovněž uvádí, že při tepelném zahušťování je nízké pH nitrifikací předupraveného fugátu výhodou, protože zamezí úniku amoniaku do ovzduší a není nutné pH upravovat pomocí minerálních kyselin, což by znamenalo zvýšení nákladů. Toto tvrzení je v souladu se zjištěním (Botheju et al. 2010).

Z výsledků měření bylo zjištěno, že nitrifikaci lze úspěšně realizovat i při nízkých hodnotách pH, hodnota vstupního substrátu byla 7,8 během experimentu se nitrifikací podařilo pH snížit až na 4,5 což podporuje zavedení systému nitrifikace-tepelné zahušťování v praxi.

6.1.4 Objemové zatížení reaktoru

Reaktor M1 dosahoval průměrného objemového zatížení dusíkem $0,14 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$. Objemové zatížení dusíkem souvisí s průtokem, kdy s větší hodnotou průtoku je i objemové zatížení reaktoru dusíkem vyšší, což potvrzuje graf č. 6. S poklesem průtoku byl tedy vždy spojen i pokles objemového zatížení, kdy nejnižší hodnota objemového zatížení dusíkem byla naměřena 219. den $0,04 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$. Tento pokles souvisí s velmi nízkým průtokem, který v den měření byl pouhých $72 \text{ ml}/\text{den}$. Nejvyššího objemového zatížení bylo dosaženo 234. den, kdy byla naměřena hodnota $0,28 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ a účinnost převodu N-amon na dusičnany byla naměřena pouze 94 %. S vyššími hodnotami objemového zatížení dusíkem byl spojen do jisté míry i nárůst pH (viz kapitola 6.1.3.), což vedlo ke snížení účinnosti nitrifikace viz zmiňovaný pokles účinnosti na 94 % oproti průměrné hodnotě 98 %. U reaktoru M1 byl stabilní provoz udržován do objemového zatížení $0,2 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, při překročení této hodnoty již nebyl reaktor tolik stabilní a docházelo k nežádoucím poklesům účinnosti odstranění N-amon (viz kapitola 6.1.1). (Švehla et al. 2017) uvádí, že při objemovém zatížení reaktoru $0,7 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ došlo k významnému snížení účinnosti a nárůstu pH, stabilní provoz byl dále realizován při snížení objemového zatížení na $0,2 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$.

6.1.5 Účinnost převedení N-amon na N-NO_3^-

Doba zdržení v reaktoru M1 byla průměrně 24 dní. Objemová rychlost převedení fugátu N-amon na oxidované formy byla průměrně $0,14 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$. Během experimentu bylo dosaženo vysoké účinnosti převedení N-amon a to průměrné hodnoty 97,8 %. Vysoké účinnosti bylo dosaženo i díky regulaci pH. Švehla et al. při svém experimentu bez regulace pH dosáhli účinnosti převedení N-amon na oxidované formy v rozmezí 47 – 67 %. To bylo dáno nedostačující kyselinovou neutralizační kapacitou fugátu. Je patrné, že regulace pH má vliv na účinnost, to potvrzují i závěry experimentu s fugátem, kdy při regulaci pH bylo dosaženo účinnosti přesahující i 99 % (Švehla et al. 2017). Během 177. dne poklesla účinnost odstranění dusíku v reaktoru M1 na 92,3 % a 215. dne na 90,2 %. Toto snížení účinnosti převádění N-amon na oxidované formy mohlo být pravděpodobně způsobeno v důsledku přetížení reaktoru (viz kapitola 6.1.4.).

6.2 Reaktor M2

6.2.1 Změny koncentrace N-amon v odtoku z reaktoru

Při sledování změn v koncentraci sloučenin dusíku lze z naměřených hodnot vyčíst pokles koncentrace N-amon na odtoku z reaktoru oproti koncentracím N-amon na vstupu do reaktoru, což potvrzuje průběh nitrifikace. Koncentrace N-amon byla na vstupu do reaktoru průměrně 2885 mg/l a na odtoku 36 mg/l. Ke zvýšení koncentrace N-amon na odtoku oproti průměru 36 mg/l došlo 236. den na koncentraci 76 mg/l, 265. den byla koncentrace N-amon 148 mg/l. Zvýšené koncentrace N-amon na odtoku trvaly až do 342. dne. Zvýšené hodnoty koncentrace N-amon v odtoku značí přetížení reaktoru, což bylo spojeno i s poklesem koncentrace dusičnanů na odtoku z průměrné koncentrace 3255 mg/l na hodnoty 2461 -2800 mg/l, zvýšeným pH na hodnoty dosahující až 7,6 a poklesem účinnosti na 95 %. Zatížení reaktoru dusíkem v této fázi provozu reaktoru dosahovalo 0,40 kg/(m³·d) a na základě výše zmíněných skutečností se tedy zdá, že takto dlouhodobé vysoké zatížení může v daných podmínkách vyvolat významné zhoršení funkce reaktoru, což je v souladu se zjištěním (Švehla et al. 2017).

6.2.2 Změny koncentrace produktů nitrifikaci v odtoku (N-NO₂⁻ a N-NO₃⁻)

Koncentrace dusitanů za sledované období byla ve stabilním rozmezí 6,0 – 29,4 mg/l. Během experimentu jen dvakrát skokově vzrostla koncentrace dusitanů nad toto rozmezí a to 172. den na 62 mg/l a 176. den 87 mg/l. (Gerardi 2002) uvádí, že zvýšená koncentrace dusitanů je nežádoucí kvůli jejich toxickému působení a inhibičnímu vlivu na mikroorganismy, které realizují nitrifikaci. (Gerardi 2002) uvádí, že vůči inhibici jsou rezistentnější nitritační organismy oproti nitratačním. Rovněž v tomto období poklesla koncentrace kyslíku na hodnoty v rozmezí 0,6 – 1,6 mg/l. Nedostatek kyslíku, tedy nedostatečná saturace pravděpodobně měla vliv na nahromadění dusitanů v důsledku inhibice činnosti nitratačních organismů. (Botheju et al. 2010) uvádí, že při trvajícím nedostatečném nasycení kyslíkem může i po následném zvýšení koncentrace kyslíku pokračovat dlouhodobě produkce dusitanů jako finálního produktu. V reaktoru M2 se jednalo o krátký časový úsek s nedostatkem kyslíku, dlouhodobě se tedy tento negativní vliv na tvorbě dusitanů jako konečného produktu nepodepsal. (Xu et al. 2014) tvrdí, že je potřeb dostatečná koncentrace kyslíku pro oxidaci dusitanů. Nízká koncentrace kyslíku v reaktoru 0,6 – 1,6 mg/l a mírně zvýšená produkce dusitanů na hodnoty 62 a 87 mg/l, tedy podporuje teorii, že v toto období neprobíhala nitrifikace dle předpokladů a systém byl pravděpodobně přetížený. Koncentrace dusitanů

byly ovšem v rámci celé doby trvání experimentu minimální, což potvrzuje i fakt, že ze sumy dusičnanů a dusitanů v odtoku dusitany průměrně zaujímaly jen 0,62 % z celku.

Při sledování koncentrace dusičnanů je z grafu č. 8 patrné, že není spojitý, což bylo způsobeno chybami v měření. Některá data byla tedy bohužel znehodnocena. Koncentrace N-NO_3^- na odtoku z reaktoru M2 byla za sledované období průměrně 3255 mg/l. Na počátku experimentu byla naměřena koncentrace 3433 mg/l. Reaktor udržoval produkci dusičnanů ve stabilním rozmezí, bez jakýchkoliv významných poklesů. Během experimentu tedy bylo docíleno vzniku dusičnanů jako konečného produktu. Tím se potvrzuje schopnost nitrifikačních i nitratačních bakterií adaptovat se a fungovat i v prostředí, které nesplňuje podmínky k jejich ideálnímu fungování (Gerardi 2002; Villaverde 1997). Což je v souladu se zjištěním (Botheju et al. 2010), který úspěšně aplikoval nitrifikaci za účelem tvorby dusičnanů v prostředí fugátu. Úspěšnou tvorbu dusičnanů jako konečného produktu v prostředí fugátu potvrzuje i (Švehla et al. 2017).

6.2.3 Objemové zatížení reaktoru

Reaktor M2 byl sestaven primárně za účelem sledování vlivu objemového zatížení dusíkem na stabilitu procesu nitrifikace fugátu. Pokles průtoku byl tedy vždy doprovázen i poklesem v objemovém zatížení dusíkem a poklesem účinnosti odstranění dusíku, což je čitelné i z grafu č. 7 V Reaktoru bylo dosaženo hodnoty objemového zatížení dusíkem v průměru 0,24 $\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$. (Švehla et al. 2017) tvrdí, že při experimentu s fugátem. bylo dosažené objemové zatížení až 0,64 $\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ s následným výkyvem pH, po kterém se hodnota objemového zatížení pohybovala v rozmezí 0,15 – 0,18 $\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$. Nejvyšší hodnota Bv-N v reaktoru M2 byla naměřena 147. den 0,58 $\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, nejnižší hodnota byla naměřena 0. den 0,07 $\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$. V období 182. – 210. dne pracoval reaktor při průměrném objemovém zatížení 0,40 $\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$. V toto období a za těchto podmínek se tedy podařilo dosáhnout objemového zatížení, které bylo stanovené v hypotéze. Z hlediska dlouhodobého stabilního provozu je optimální hodnota objemového zatížení 0,20 $\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$.

6.2.4 Účinnost odstranění dusíku

Účinnost odstranění N-amon byla za celé období provozu v průměru 96,3 %. Lze tedy tvrdit, že reaktor dosahoval vysoké účinnosti převedení N-amon na oxidované formy dusíku. Během sledovaného období, tedy celé doby experimentu, nastalo 265. - 282. den příliš vysoké zatížení reaktoru, což vedlo k přetížení systému, které se projevilo nárůstem pH na 8,5 a snížením účinnosti převedení N-amon na oxidované formy dusíku na 95,1 %. Nejvyšší

účinnosti bylo dosaženo 226. den a to 99,81 %. V této části diskuze je vhodné zmínit i parametr $R_v\text{-N}$ tedy objemovou rychlost převedení N-amon na oxidované formy dusíku, která popisuje výkonnost systému. V reaktoru byla naměřena průměrná hodnota rychlosti převedení N-amon na oxidované formy ($R_v\text{-N}$) 0,23 kg/(m³.d). Nejvyšší hodnoty bylo dosaženo 147. den a to 0,58 kg/(m³.d). (Švehla et al. 2017) uvádí, že při experimentu s fugátem dosahoval objemové rychlosti odstranění N-amon 0,17 – 0,70 kg/(m³.d). To je ve srovnání s výsledky z reaktoru M2 širší rozmezí hodnot s vyšší dosaženou maximální hodnotou objemové rychlosti převedení N-amon. Nejvyšší dosažená hodnota $R_v\text{-N}$ byla mnohem nižší i při porovnání s experimentem ve kterém byla využita kalová voda při obdobných provozních podmínkách reaktoru (Jeníček et.al. 2004)

6.2.5 Vliv pH na průběh nitrifikace

Hodnota pH v reaktoru M2 byla nastavena stabilně na pH 6,0. Přičemž (Villaverde et al. 1997) ve své práci uvádí, že optimální hodnota pH pro průběh nitrifikace je 7,0 - 8,0. Hodnota pH v reaktoru byla tedy nižší, než je uváděná optimální hodnota. Nitrifikace probíhala v reaktoru uspokojivě i přes nižší hodnoty pH, než je uváděné optimum, a negativní vliv toxických forem dusíku se díky adaptaci nitritačních a nitratačních bakterií neprojevil. Výkyv v pH nastal v reaktoru 147. a 176. den, což bylo pravděpodobně způsobeno nízkou koncentrací kyslíku v reaktoru, kdy byly naměřeny hodnoty 0,9 a 2,0 mg/l. Negativní vliv nízké koncentrace kyslíku na průběh nitrifikace a na činnost nitrifikačních bakterií potvrzuje i (Gerardi 2002), kdy uvádí jako doporučenou minimální koncentraci kyslíku pro průběh nitrifikace 2 – 3 mg/l.

7 Závěr

Po vyhodnocení výsledů experimentu lze potvrdit předpoklad, že nitrifikaci lze iniciovat a následně i dlouhodobě provozovat při nízkých hodnotách pH v prostředí fugátu, který disponuje vysokými koncentracemi N-amon i vysokými hodnotami CHSK. Bylo potvrzeno, že došlo k tvorbě oxidovaných forem dusíku jako konečného produktu nitrifikace. V reaktoru bylo dosaženo průměrné účinnosti odstranění N-amon 98 %. Reaktor M2 byl konstruován na testování vlivu objemového zatížení dusíkem na provoz reaktoru. V reaktoru bylo dosaženo objemového zatížení až $0,59 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, kdy se ukázalo, že takto vysoké objemové zatížení není ovšem z dlouhodobého hlediska udržitelné. V určitých fázích provozu bylo dosaženo objemové rychlosti odstranění znečišťující složky až $0,59 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$. Bylo zjištěno, že dlouhodobě stabilní provoz je realizovatelný při objemovém zatížení $0,2 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$. Potvrdilo se, že přetížení reaktoru je spojeno s poklesem účinnosti odstranění N-amon. V praxi toto zjištění udržitelné výkonnosti znamená, že je potřeba vybudovat nádrže s dostatečně velkým objemem, což je spojeno se zvýšením finančních nákladů na realizaci.

8 Seznam použité literatury

AGRO PODLESI. *Zemědělské echo 1/2017* [online]. 2017 [cit. 2019-03-13]. Dostupné z: http://www.agropodlesi.cz/new/fileadmin/user_upload/ZECHO_1-2017.pdf

AL SEADI, Teodorita, LUKEHURTSTAL Clare, *Quality management of digestate from biogas plants used as fertilizer*. 2012, IEA Bioenergy.

ALGEN, CENTER ZA ALGNE TEHNOLOGIJE. *Algal treatment of biogas digestate and feedstock production (ALGAEBIOGAS)* [online]. [cit. 2019-03-13]. Dostupné z: <https://ec.europa.eu/environment/eco-innovation/projects/en/projects/algaebiogas>

BAUER A., MAYER H., HOPFNER-SIXT K., AMON T., 2009 *Detailed monitoring of two biogas plants and mechanical solid-liquid separation of fermentation residues*, *Journal of Biotechnology* 142, 156–63 (Bauer et al. 2009)

BODÍK, I., FÁBEROVÁ, M., HUTŇAN, M. *9. konferencia s medzinárodnou účasťou Odpadové vody 2016. Asociáciu čistiarenských expertov Slovenskej republiky*. 19–22 s. ISBN: 9788089882007.

Botheju, D., Svalheim, Ø., Bakke, R. 2010. *Digestate Nitrification for Nutrient Recovery*. *The Open Waste Management Journal*. 3. 1–12.

CRUTCHIK, D., DAFNE, D. and GARRIDO, J. M., *Struvite crystallization versus amorphous magnesium and calcium phosphate precipitation during the treatment of a saline industrial wastewater*. *Water science and technology: a journal of the International Association on Water Pollution Research*. 2011, 64. 2460-7. 10.2166/wst.2011.836.

CRUTCHIK, D., RODRIGUES, S., RUDDLE, D. and GARRIDO, J. M., *Evaluation of a low- cost magnesium product for phosphorus recovery by struvite crystallization*. *J. Chem. Technol. Biotechnol*, 2018, 93: 1012-1021

Czepiel, P.M., Shorter, J.H., Mosher, B., Allwine, E., Mcmanus, J.B., Harriss, R.C., Kolb, C.E., Lamb, B.K. (2003) “The Influence of Atmospheric Pressure on Landfill Methane Emissions,” *Waste Management* 23, 593-598. (Czepiel et al. 2003)

DOŠEK, Michal, HOLBA Marek a ČERNÝ Michal. *Technologie vs. fermentační zbytek. Odpadové fórum* [online]. 2015 [cit. 2018-12-19]. Dostupné z: <http://www.odpadoveforum.cz/TVIP2015/prispevky/033.pdf> (Došek et al. 2015)

DROSG, B., FUCHS, W., AL SEADI, T., MADSEN, M., LINKE, B., *Nutrient Recovery by Biogas Digestate Processing*, IEA Bioenergy, 2015.

DROSG, B., W. FUCHS, T. AL SEADI, M. MADSEN a B. LINKE. *Nutrient Recovery by Biogas Digestate Processing* [online]. IEA Bioenergy, 2015. [cit. 2018-12-19], ISBN 978-1-910154-16-8. Dostupné z: http://www.iea-biogas.net/files/daten-redaktion/download/Technical%20Brochures/NUTRIENT_RECOVERY_RZ_web1.pdf

DVOŘÁČEK, Tomáš. *Základní problémy přípravy a provozu bioplynových stanic v České republice* [online]. 1.10.2008 [cit. 2018-01-28]. Dostupné z: <https://biom.cz/cz/odborne->

clanky/zakladni-problemy-pripravy-a-provozu-bioplynovych-stanic-v-ceske-republice, ISSN: 1801-2655.

ESCOBAR, Isabel C. a Bart Van der BRUGGEN. *Modern applications in membrane science and technology*. New York: Distributed in print by Oxford University Press, c2011. ISBN 9780841226180.

FAKHRU'L-RAZI, Ahmadun. *Ultrafiltration membrane separation for anaerobic wastewater treatment*. Water Science and Technology, 1994, vol. 30, no 12, p. 321-327

FECHTER, M., KRAUME, M. *Digestate Treatment Techniques*. *Technical Transactions*, 2016 113 (1). 95–106.

FRISCHMANN, Pell. *Enhancement and treatment of digestates from anaerobic digestion* [online]. 2012 [cit. 2018-12-19]. Dostupné z: http://www.wrap.org.uk/sites/files/wrap/Digestates%20from%20Anaerobic%20Digestion%20A%20review%20of%20enhancement%20techniques%20and%20novel%20digestate%20products_0.pdf

FRISCHMANN, Pell. *Enhancement and treatment of digestates from anaerobic digestion* [online]. 2012 [cit. 2018-12-19]. Dostupné z: http://www.wrap.org.uk/sites/files/wrap/Digestates%20from%20Anaerobic%20Digestion%20A%20review%20of%20enhancement%20techniques%20and%20novel%20digestate%20products_0.pdf

FUCHS W., DROSG B., Assesment of the state of the art of technologies for the treatment of effluents from anaerobic digester. *Proceedings of International Symposium on Anaerobic digestion od Solid Waste and Energy Crops*, 2011, [cit. 2019-03-13], Vienna, Austria

FUCHS, W. and DROSG, B. (2010). *Technologiebewertung von Gärrestbehandlungs – und Verwertungskonzepten*, Eigenverlag der Universität für Bodenkultur Wien; ISBN: 978-3-900962-86-9

GARCÍA, J., GREEN, B. F., LUNDQUIST, T., MUJERIEGO, R., HERNANDÉZ-MARINÉ, M., *Long term diurnal variations in contaminant removal in high 311 rate ponds treating urban wastewater*. *Bioresource Technol.*, 97, 2006, 1709–1715.

Gerardi, M. H. 2002. *Wastewater Microbiology: Nitrification and Denitrification in the Activated Sludge Process*. John Wiley and Sons Limited. New York. p. 193. ISBN: 9780471065081.

HJORTH M., CHRISTENSEN K.V., CHRISTENSEN M.L., SOMMER S.G. *Solid-liquid separation of animal slurry in theory and practice*. A review. *Agron. Sust. Devel.* 2010, 153-180.

Horáková, M., et al. 2003. *Analytika vody*. Vydavatelství VŠCHT. Praha. 335 s. ISBN: 80 - 7080-520-X

HORAN, N. J., Paul LOWE a Ed I. STENTIFORD. *Nutrient removal from wastewaters*. Lancaster, Pa.: Technomic Pub. Co., c1994. ISBN 1566760992.

HŘEBÍČEK, Jiří, Michal HEJČ, František PILIAR a Julie ZHYLTSOVÁ. *Identifikace a posouzení efektivity systémů nakládání s BRO v ČR a v zemích EU*. DEKONT INTERNATIONAL, 2006.

CHIUMENTI, A., BORSO, F., CHIUMENTI, R., TERI, F., SEGANTIN, P. 2013. *Treatment of digestate from a co-digestion biogas plant by means of vacuum evaporation: Tests for process optimization and environmental sustainability*. Waste Management. 33 (6). 1339–1344.

JELÍNEK, Antonín. *Hospodaření a manipulace s odpady ze zemědělství a venkovských sídel*. Praha: Agrospoj, 2001. Semafor. ISBN 80-239-4234-4.

Jeníček, P., Švehla, P., Záborská, J., Dohányos, M. 2004. Factors affecting nitrogen removal by nitrification/denitrification. Water Science and Technology. 49 (5-6). 73 – 79.

KUUSIK, A., PACHEL, K., KUUSIK, A., LOIGU, E. Possible agricultural use of digestate. Proceedings of the Estonian Academy of Sciences. 2017, 66 (1). 64–74.

LIAO, P. H.; CHEN, A.; LO, K. V. *Removal of nitrogen from swine manure wastewaters by ammonia stripping*. Bioresource Technology, 1995, 54(1), 17-20.

LUKEHURST, C. T., FROST, P., AL SEADI, T. *Utilisation of digestate from biogas plants as biofertiliser*. IEA Bioenergy. 2010.

LUKEHURST, Clarke T., Peter FROST a Teodorita AL SEADI. *Utilisation of digestate from biogas plants as biofertiliser* [online]. [cit. 2019-03-13]. Dostupné z: <http://www.centreforce.co.uk/wp-content/uploads/2014/07/Utilisation-of-Digestate-as-Biofertiliser-V2.0.pdf>

MARADA, Petr, Veronika VEČEŘOVÁ, Luděk KAMARÁD, Petra DUNDÁLKOVÁ a Jan MAREČEK. *Příručka pro nakládání s digestátem a fugátem* [online]. 2008 [cit. 2018-06-03]. Dostupné z: http://eagri.cz/public/web/file/32326/ETAPA_IV_Metodika_digestt_FV.pdf

MEIXNER, K., FUCHS, W., VALKOVA, T., SVARDAL, K., LODERER, C., NEUREITER, M., BOCHMANN, G., DROSG, B. (2015). *Effect of precipitating agents on centrifugation and ultrafiltration performance of thin stillage digestate*. SEP PURIF TECHNOL. 2015; 145: 154-160

Ministerstvo životního prostředí. 2012. *Nariadení vlády č. 262/2012 Sb., o stanovení zranitelných oblastí a akčním programu: s komentářem*. Praha: Ministerstvo životního prostředí, 2012. ISBN 978-80-7434-061-1.

Ministerstvo průmyslu a obchodu. 2012. *Vyhláška č. 477/2012 Sb.: Vyhláška o stanovení druhů a parametrů podporovaných obnovitelných zdrojů pro výrobu elektřiny, tepla nebo biometanu a o stanovení a uchovávání dokumentů*.

Ministerstvo zemědělství. 1998. *Zákon č. 156/1998 Sb. o hnojivech, pomocných půdních látkách, pomocných rostlinných přídavech a substrátech a o agrochemickém zkoušení půd*.

MÍCHAL, P. – ŠVEHLA, P. – TLUSTOŠ, P., *Tepelné zahuštění kapalné frakce fermentačního zbytku jako cesta k racionálnějšímu využití v ní obsažených živin*. 2016, Odpadové vody, 19.10.2016, Bratislava, Slovensko. s. 71-74. ISBN: 978-80-89882-00-7.

- MÍČHAL, Pavel, Pavel ŠVEHLA, Lukáš PACEK a Pavel TLUSTOŠ. *Treatment of the Liquid Phase of Digestate Using Biological Nitrification and Subsequent Thermal Thickening*, 2017, Waste Forum 299-309
- MOLLER, H., LUND, I., SOMMER, S. *Solid-liquid separation of livestock slurry: efficiency and cost*. Bioresource Technology, Vol. 74, No. 3, 2000, pp. 223–229, ISSN 0960852.
- MOLLER, H., SOMMER, S. *Separation efficiency and particle size distribution in relation to manure type and storage conditions*. Bioresource Technology, 2002, 189-196
- O'FARRELL, T.P., F. P. FRAUNSON, A. F. Cassel and D. F. BISHOP. *Nitrogen Removal by Ammonia Stripping J.W.P.C.F*, 1972, (44)(8): 1527-1535.
- OCHODEK, Tadeáš, Jan KOLONIČNÝ a Michal BRANC. *Metodická příručka ke studii – Technologie pro přípravu a energetické využití biomasy*. 1. Ostrava: Vysoká škola Báňská – TU Ostrava, 2007.
- PACEK, L. – ŠVEHLA, P. – RADECHOVSKÁ, H. – RADECHOVSKÝ, J. Rapid achievement of nitrification in CSTR and SBR treating reject water at high ammonia levels. *Desalination and Water Treatment*, 2016, roč. 57, č. 34, s. 15958-15969. ISSN: 1944-3994
- Painter, H. A. 1986. Nitrification in the treatment of sewage and wastewaters, p. 185-211. In J. I. Prosser (ed.), *Nitrification*. IRL Press, Oxford, United Kingdom.
- PATOCZKA, J. and D.J. WILSON. 1984 *Kinetics of Desorption of Ammonia from Water by Diffuse Aeration*. Separation Sci. And Technol., 1984, 19(1):77-93.
- POSPÍŠIL, Lukáš. *Výzkum „suché“ anaerobní fermentace různých druhů biomasy za účelem výroby bioplynu* [online]. 24.10.2011 [cit. 2018-02-17]. Dostupné z: <https://biom.cz/cz/odborne-clanky/vyzkum-suche-anaerobni-fermentace-ruznych-druhu-biomasy-za-ucelem-vyroby-bioplynu>, ISSN: 1801-2655
- ROMERO, M., MATA ALVAREZ, J., CHIMENOS, J., ASTALS, S. *Nutrient recovery technologies for anaerobic digestion systems: An overview*. Revista Investigación, Optimización y Nuevos procesos en Ingeniería. 29. 7-26. 10.18273/revion.v29n1-2016001.
- Sbírka zákonů české republiky, 2008. Vyhláška č. 453 ze dne 29. prosince 2008, kterou se stanoví druhy, způsoby využití a parametrů biomasy při podpoře výroby elektřiny z biomasy
- SEADI AL Theodorita. et. Al. (2009). *Biogas Handbook*, University of Southern Denmark, ISBN 978-87-992962-0-0
- SHEETS, J. P., YANG, L., Ge, X., WANG, Z., Li, Y. 2015. *Beyond land application: Emerging technologies for the treatment and reuse of anaerobically digested agricultural and food waste*. Waste Management. 44. 94–115.
- SCHULZ, Heinz a Barbara EDER. *Bioplyn v praxi: teorie – projektování – stavba zařízení – příklady*. Ostrava: HEL, 2004. ISBN 80-86167-21-6.
- SÝKORA, Jaroslav. *Zemědělské stavby: základy navrhování*. Praha: Grada, 2014. Stavitel. ISBN 978-80-247-5273-0.

SZUCS, B., SIMON, M., FULEKY, G. *Anaerobic pre-treatment effects on the aerobic Degradability of waste water sludge*. Proceedings of the Internationale Conference ORBIT 2006, Weimar, 13-15, 2006. Part 2, pp. 425-434.

ŠVEC, Jan. *Využití obnovitelných zdrojů energie v zemědělství – zemědělské bioplynové stanice*. Chrudim: Vodní zdroje Ekomonitor, 2010. ISBN 978-80-86832-49-4.

ŠVEHLA, P. – RADECHOVSKÁ, H. – PACEK, L. – MÍCHAL, P. – HANČ, A. – TLUSTOŠ, P. Nitrification in a completely stirred tank reactor treating the liquid phase of digestate: The way towards rational use of nitrogen. *Waste Management*, 2017, roč. 64, č. Jun, s. 96-106. ISSN: 0956-053X.

ŠVEHLA, P. *Cvičení z předmětu Čištění odpadních vod*. Praha: Česká zemědělská univerzita v Praze, Katedra agrochemie a výživy rostlin, 2012. ISBN 978-80-213-2270-7.

ÚKZUZ, oddělení hnojiv, *Digestáty a jejich využití v zemědělství* [online]. 2016 [cit. 2019-03-13]. Dostupné z: http://eagri.cz/public/web/file/458518/Digestaty_final2_WEB_optim.pdf

Vadivelu V.M., Yuan Z.G., Fux C., Keller J.: *Environ. Sci. Technol.* 40, 4442 (2006).

Van Der Bruggen, B., Vandecasteele, C., Van Gestel, T., Doyen, W. and Leysen, R., *A review of pressure- driven membrane processes in wastewater treatment and drinking water production*. *Environ.* 2003, Prog., 22: 46-56.

VÁŇA, Jaroslav a Antonín SLEJŠKA. *Bioplyn z rostlinné biomasy: (studijní zpráva)*. Praha: Ústav zemědělských a potravinářských informací, 1998. Studijní informace. ISBN 80-86153-92-4.

VILLAVERDE, S. GARCIA-ENCINA, P. A.; FDZ-POLANCO, F. Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters. *Water Research*, 1997, 31.5: 1180-1186.

WACHINSKI, Anthony M. *Membrane processes for water reuse*. New York: McGraw-Hill, [2013]. ISBN 0071748954.

WELLINGER, A., Jerry MURPHY a David BAXTER. *The biogas handbook: science, production and applications*. Oxford: Woodhead Publishing, 2013. Woodhead Publishing in energy, no. 52. ISBN 085709498X. (Wellinger et al. 2013)

XIA, A., MURRY, J. D., *Microalgal Cultivation In Treating Liquid Digestate From Biogas Systems*. Trends in biotechnology, v. 34, pp. 264-275. doi: 10.1016/j.tibtech.2015.12.010

Xu, J.; Vujic, T.; Deshusses, M. A., Nitrification of anaerobic digester effluent for nitrogen management at swine farms. *Chemosphere*, 2014, 117, 708-714.

Zuliani, Luca et al. Microalgae Cultivation on Anaerobic Digestate of Municipal Wastewater, Sewage Sludge and Agro-Waste. Ed. Yongsheng Chen. *International Journal of Molecular Sciences* 17.10 (2016): 1692. PMC. Web. 28 Sept. 2018.