

Česká zemědělská univerzita v Praze

Fakulta agrobiologie, potravinových a přírodních zdrojů

Katedra agroenvironmentální chemie a výživy rostlin



**Fakulta agrobiologie,
potravinových a přírodních zdrojů**

**Optimalizace postupů zpracování fermentačního zbytku
vedoucích k jeho racionálnímu využití**

Diplomová práce

Bc. Barbora Koubková

Technologie odpadů

Vedoucí práce: Ing. Pavel Švehla, Ph.D.

Konzultant: Ing. Pavel Míchal, Ph.D.

© 2025 ČZU v Praze

Čestné prohlášení

Prohlašuji, že svou diplomovou práci "Optimalizace postupů zpracování fermentačního zbytku vedoucích k jeho racionálnímu využití" jsem vypracoval(a) 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 autor(ka) uvedené diplomové práce dále prohlašuji, že jsem v souvislosti s jejím vytvořením neporušil autorská práva třetích osob.

V Praze dne 20. 4. 2025

Poděkování

Ráda bych touto cestou poděkovala panu Ing. Pavlu Švehlovi, Ph.D., a to především za jeho odborné vedení při psaní diplomové práce, za ochotu, trpělivost, cenné rady a užitečné komentáře, které mi výrazně pomohly jak v teoretické, tak v praktické části práce.

Také bych ráda poděkovala panu Ing. Pavlu Míchalovi, Ph.D. za trpělivost a ochotu při zasvěcení do práce v laboratoři a zodpovídání dodatečných dotazů.

Tvorba diplomové práce byla součástí aktivit spojených s řešením projektu TAČR číslo SQ01020303. Děkujeme poskytovateli dotace za finanční podporu.

Optimalizace postupů zpracování fermentačního zbytku vedoucích k jeho racionálnímu využití

Souhrn

Diplomová práce vznikla za účelem optimalizace způsobů zpracování fermentačního zbytku, který by se následně mohl využít. V literární rešerši byl popsán proces anaerobní fermentace v bioplynových stanicích, při které fermentační zbytek vzniká jako vedlejší produkt. Zabývá se také některými procesy, kterými je možno fermentační zbytek zpracovávat po jeho separaci na pevnou a kapalnou frakci. V praktické části diplomové práce je pozornost upřena na zpracování fermentačního zbytku pomocí systému nitrifikace a kombinace stripování-nitrifikace. V laboratoři byly provozovány dva nitrifikační reaktory (označované jako M1 a M2). Stripování fermentačního zbytku bylo provedeno ve stripovací koloně za účelem snížení koncentrace N-amon na cca 50 %. Cílem bylo porovnat průběh nitrifikace surového ředěného fermentačního zbytku a nitrifikace stripovaného ředěného fermentačního zbytku. Účinnost nitrifikace vyjádřená jako podíl odstraněného amoniakálního dusíku (N-amon) v reaktoru M1 se průměrně pohybovala okolo 96,4 % a průměrné objemové zatížení reaktoru M1 N-amon činilo 84,2 mg/(l.d). V reaktoru M2 byla vypočtena průměrná účinnost nitrifikace při zpracování stripovaného fermentačního zbytku okolo 99,3 %. Průměrné objemové zatížení reaktoru M2 N-amon činilo 52,4 mg/(l.d) (po zahájení čerpání stripovaného fermentačního zbytku). N-NO_2^- byl mezi produkty reaktoru M1 průměrně zastoupen z 0,4 %, zatímco N-NO_3^- z 99,6 %. Průměrné zastoupení N-NO_2^- mezi produkty nitrifikace v reaktoru M2 činilo 0,2 % a podíl N-NO_3^- představoval průměrně 99,8 %. Z těchto výsledků lze pozorovat vysokou míru účinnosti nitrifikace v obou reaktorech, přičemž využití systému stripování-nitrifikace vykazovalo nepatrně vyšší efektivitu procesu. Stěžejní součástí práce je porovnání výsledků zpracování fugátu a fermentačního zbytku systémem stripování-nitrifikace. Významným prvkem je také zkoumání vlivu zpracování fermentačního zbytku pomocí systému stripování-nitrifikace na spotřebu NaOH – aplikací tohoto systému bylo dosaženo snížení průměrné denní spotřeby alkalizačního činidla cca o 50,5 %. Důležitým aspektem bylo také porovnání spotřeby kyslíku při nitrifikaci ve variantách zahrnujících zpracování fermentačního zbytku pouze nitrifikací a v kombinaci stripování-nitrifikace, nicméně v této oblasti nebyly výsledky úplně jednoznačné. Jeví se tedy jako nutné se do budoucna zaměřit na optimalizaci postupů, aby bylo možné spotřebu kyslíku v reaktorech lépe porovnat.

Klíčová slova: neseparovaný fermentační zbytek, nitrifikace, stripování, spotřeba kyslíku

Optimization of digestate treatment methods enabling its reasonable utilization

Summary

This master's thesis aims to optimize digestate treatment methods, enabling its subsequent utilization. In the literature review, the process of anaerobic digestion is described, during which the digestate is produced as a by-product. It also describes some of the digestate treatment methods after its separation into solid and liquid fraction. The practical part of the thesis focuses on digestate treatment via nitrification and a combination of ammonia stripping and nitrification. There were two nitrification reactors installed in the laboratory (referred to as M1 and M2). The ammonia stripping was performed in a stripping column, also installed in the laboratory, with the aim of lowering the N-amon concentration at least by 50 %. The purpose of this work was to compare the nitrification process of diluted raw digestate and stripped diluted digestate. The average efficiency of the nitrification process, described as the removal of N-amon, in the reactor M1 was around 96,4 % and the average nitrogen loading rate was 84,2 mg/(l.d). The average efficiency of the nitrification process in the reactor M2 was around 99,3 %, with the average nitrogen loading rate being 52,4 mg/(l.d) (after initiating the dosing of the stripped digestate). N-NO₂⁻ accounted for an average of 0,4 % of the products of nitrification in the reactor M1, while N-NO₃⁻ made up the remaining 99,6 %. In reactor M2, the average proportion of N-NO₂⁻ was 0,2 %, whereas N-NO₃⁻ was present at an average proportion of 99,8 %. These results show a high efficiency of nitrification in both reactors, whereas the application of stripping-nitrification resulted in a slightly higher efficiency of the process. An important part of the thesis is discussing the results of the liquid phase of digestate and digestate treatment via the ammonia stripping-nitrification process. Another important aspect of this work is investigating the influence of the digestate treatment via the ammonia stripping-nitrification process on NaOH consumption – the application of this system led to a reduction in its use by 50,5 %. Additionally, the comparison of oxygen demand for the nitrification process and stripping-nitrification process was discussed – however, the results in this context were inconclusive, which means that future research on this subject is needed, focusing on optimizing the process for a better comparison of results.

Keywords: raw digestate, nitrification, ammonia stripping, oxygen demand

Obsah

1 Úvod	11
2 Cíl práce.....	12
3 Základní hypotézy	13
4 Literární rešerše	14
4.1 Bioplynová stanice	14
4.2 Anaerobní fermentace.....	16
4.2.1 Hydrolýza	17
4.2.2 Acidogeneze.....	18
4.2.3 Acetogeneze.....	19
4.2.4 Methanogeneze	19
4.2.5 Bioplyn	20
4.3 Fermentační zbytek.....	22
4.3.1 Problematika produkce fermentačního zbytku a jeho využití.....	22
4.3.2 Pyrolýza fermentačního zbytku.....	23
4.3.3 Separace fermentačního zbytku.....	24
4.3.3.1 Mechanická separace	24
4.3.4 Separát	24
4.3.5 Fugát.....	25
4.4 Zpracování separátu.....	26
4.4.1 Kompostování	26
4.4.2 Zplyňování.....	27
4.4.3 Hydrotermální karbonizace.....	27
4.5 Zpracování fugátu.....	30
4.5.1 Membránová separace	30
4.5.2 Tepelné zahušťování.....	31
4.5.3 Stripování amoniaku.....	31
4.5.4 Krystalizace struvitu	33
4.5.5 Kultivace mikrořas	33
4.5.6 Nitrifikace.....	34
4.5.7 Kombinace stripování-nitrifikace	36
4.5.8 Kombinace nitrifikace-tepelné zahušťování.....	36
5 Materiál a metody.....	38
5.1 Základní informace o fermentačním zbytku	38
5.2 Stripování amoniaku.....	38
5.3 Nitrifikační reaktory.....	40
5.4 Měření průtoku.....	41
5.5 Využité analytické metody.....	42
5.5.1 Spektrofotometrické stanovení chemické spotřeby kyslíku	42
5.5.2 Stanovení N-amon indofenolovou metodou.....	43
5.5.3 Spektrofotometrické stanovení dusičnanového dusíku	44
5.5.4 Spektrofotometrické stanovení dusitanového dusíku.....	45

5.5.5	Gravimetrické stanovení – veškeré látky (VL), rozpuštěné látky (RL), nerozpuštěné látky (NL), stanovení ztráty žihání	46
5.6	Stanovení hodnoty pH, teploty a koncentrace rozpuštěného kyslíku	49
5.7	Kinetický test hodnotící rychlost spotřeby kyslíku v nitrifikačním reaktoru.....	49
5.8	Výpočty.....	50
5.8.1	Objemové zatížení Bv-CHSK.....	50
5.8.2	Účinnost odstranění E-CHSK.....	50
5.8.3	Objemové zatížení Bv-N-amon	50
5.8.4	Účinnost odstranění E-N-amon.....	51
5.8.5	Objemová rychlost odstranění r_v -N-amon	51
5.8.6	Zastoupení $N-NO_2^-$ a $N-NO_3^-$ mezi produkty nitrifikace v odtoku z reaktorů.....	51
5.8.7	Stanovení veškerých, rozpuštěných a nerozpuštěných látek, stanovení ztráty žiháním....	52
6	Výsledky.....	53
6.1	Průběh stripování fermentačního zbytku	53
6.2	Nitrifikační reaktory	53
6.2.1	Sledování průtoku.....	53
6.2.2	Hodnota pH	54
6.2.3	Chemická spotřeba kyslíku.....	55
6.2.3.1	Účinnost odstranění CHSK.....	56
6.2.3.2	Objemové zatížení CHSK.....	57
6.2.4	Vývoj koncentrace forem dusíku v reaktorech	57
6.2.5	Amoniakální dusík.....	59
6.2.5.1	Účinnost odstranění N-amon	59
6.2.5.2	Objemové zatížení N-amon	59
6.2.5.3	Objemová rychlost odstranění N-amon.....	60
6.2.6	Zastoupení $N-NO_3^-$ a $N-NO_2^-$ mezi produkty nitrifikace	61
6.2.7	Koncentrace rozpuštěného kyslíku a teplota.....	62
6.2.8	Veškeré látky, rozpuštěné látky, nerozpuštěné látky, stanovení ztráty žiháním.....	64
6.3	Spotřeba NaOH.....	64
6.4	Kinetický test hodnotící rychlost spotřeby kyslíku v nitrifikačních reaktorech.....	65
6.4.1	Průběh prvního testu (23. 1. 2025).....	65
6.4.2	Průběh druhého testu (27. 3. 2025)	66
6.4.3	Průběh třetího testu (4. 4. 2025).....	67
6.4.4	Rychlost spotřeby rozpuštěného kyslíku	68
7	Diskuze.....	70
7.1	Stripování fermentačního zbytku.....	70
7.1.1	Stripování N-amon.....	70
7.1.2	Teplota a hodnota pH.....	71
7.2	Účinnost nitrifikace	71
7.2.1	Koncentrace nerozpuštěných látek.....	72
7.2.2	Objemová rychlost odstranění N-amon.....	73
7.2.3	Vliv parametrů procesu nitrifikace na zastoupení produktů nitrifikace.....	74
7.3	Spotřeba rozpuštěného kyslíku	76

8 Závěr	78
9 Literatura.....	79

1 Úvod

Využití hnojiv na zemědělské půdě je v dnešní době běžnou praxí. Jejich aplikace v zemědělství je žádoucí, jelikož dodávají plodinám esenciální živiny a mohou zlepšovat a zachovávat úrodnost půdy. Živiny mohou být do půdy dodávány pomocí organických hnojiv, jako je například kompost či hnůj, nebo minerálních hnojiv (Michelson et al. 2023).

Nadměrné či nevhodné aplikace minerálních hnojiv přispívají k environmentálním problémům, jako jsou emise skleníkových plynů či zanášení vod dusičnany a fosforečnany (Michelson et al. 2023). Amoniak potřebný pro výrobu dusíkatých hnojiv je produkován pomocí Haber-Boschova procesu, který není úplně udržitelnou cestou produkce dusíkatých hnojiv. Jedná se o vysoce energeticky náročný proces s vysokou mírou uvolňování skleníkových plynů do ovzduší (Erfani et al. 2024). Výhodnou náhradou minerálních hnojiv se zdají být organická hnojiva, jako například fermentační zbytek, jakožto vedlejší produkt provozu bioplynových stanic (Song et al. 2021).

Fermentační zbytek obsahuje zpravidla vysoké koncentrace N-amon. Během stripování fermentačního zbytku dochází k přeměně NH_4^+ na plynný amoniak pomocí intenzivního vhánění vzduchu do fermentačního zbytku za účelem snížení koncentrace N-amon. Vzduch obohacený o amoniak lze následně vhánět do kyseliny (například dusičné či sírové), která amoniak absorbuje za vzniku kvalitního dusíkatého hnojiva (Guštin & Marinšek-Logar 2011).

Nitrifikace je mikrobiální proces přeměny N-amon na dusičnany (Botheju et al. 2010).

Diplomová práce se zabývá zpracováním fermentačního zbytku s využitím procesů stripování amoniaku a nitrifikace. Využitím této kombinace se při zpracování fermentačního zbytku naskýtá hned několik příležitostí. Nejen že dojde stripováním ke snížení koncentrace N-amon ve fermentačním zbytku s možností získat hnojivo na identické chemické bázi jako v případě běžně používaných minerálních dusíkatých hnojiv, ale také se předpokládá pokles spotřeby kyslíku při následné nitrifikaci a možnost omezit či plně zabránit využití chemických činidel pro úpravu pH v systému zajišťujícím nitrifikaci fermentačního zbytku. Mimo to je předpokladem následné využití nitrifikovaného fermentačního zbytku jako hnojiva na zemědělskou půdu vzhledem k jeho vysokému obsahu dusičnanů jako „stabilní“ formy dusíku, která nemá tendenci tékat do ovzduší.

2 Cíl práce

Cílem práce je využít dosavadní zkušenosti se zpracováním kapalné frakce fermentačního zbytku (tzv. fugátu) k návrhu vhodných postupů úpravy neseparovaného tekutého fermentačního zbytku - tzv. digestátu. Hlavní pozornost bude věnována stripování amoniaku a biologické nitrifikaci jakožto postupům zpracování fermentačního zbytku.

Bude hodnocen vliv různých faktorů na průběh procesu. Sledován bude zejména vliv uspořádání systému stripování-nitrifikace na spotřebu kyslíku v nitrifikačním reaktoru, resp. na potřebné množství dodávaného vzduchu.

3 Základní hypotézy

Základní hypotézy práce je možno shrnout následovně:

1. Podobně jako fugát bude možno neseparovaný fermentační zbytek zpracovávat v soustavě stripování-nitrifikace.
2. Ve srovnání s fugátem bude vzhledem k vysokému obsahu nerozpuštěných látek v nitrifikačním reaktoru zpracovávajícím neseparovaný fermentační zbytek dosaženo nižší rychlosti transformace dusíku, reaktor tedy bude méně výkonný.
3. Předřazené stripování amoniaku sníží nároky na dodávku vzduchu do nitrifikačního reaktoru.

4 Literární rešerše

4.1 Bioplynová stanice

Bioplynové stanice (BPS) jsou zařízení využívající organický substrát za účelem produkce obnovitelné energie ve formě bioplynu. Nehledě na velikost stanice fungují všechny na stejném principu – využívá se proces anaerobní fermentace (jinak také anaerobní digesce, anaerobní stabilizace) (Gadirli et al. 2024).

Mohou být kategorizovány například z hlediska vstupního materiálu či množství vyprodukovaného bioplynu. Mimo to je však využíváno i dělení na „mikro, malé, střední či velké“ bioplynové stanice, nicméně tyto termíny nemají určité kvantitativní základy, přičemž různé země si často také tvoří své vlastní klasifikační rozdělení (O'Connor et al. 2021). Jedním z typů BPS jsou zemědělské bioplynové stanice, které často využívají organické zdroje v podobě cíleně pěstovaných zemědělských plodin, živočišného hnoje, kejdy, rostlinných zbytků a odpadů z potravinářského průmyslu (Gadirli et al. 2024). Schéma zemědělské BPS je znázorněno na obrázku 1.

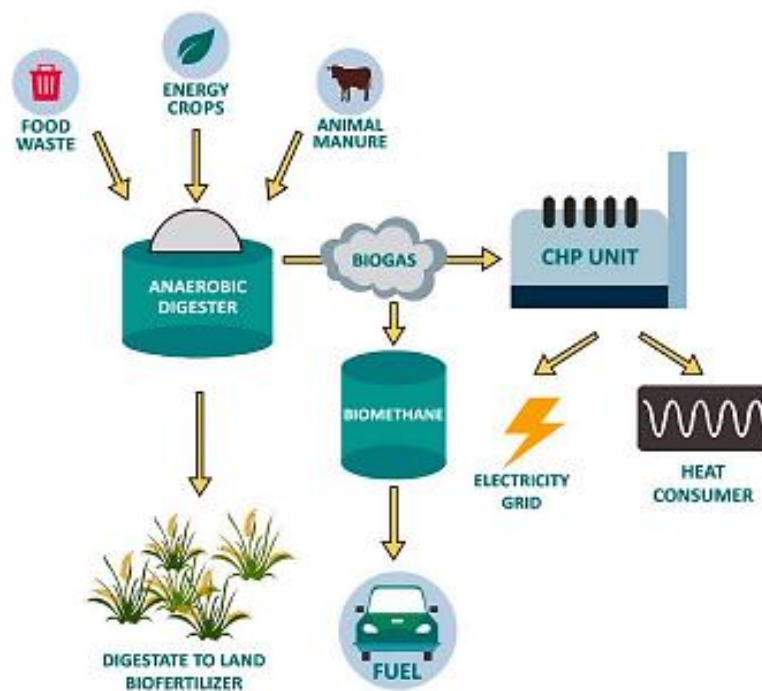
Využití technologie anaerobní fermentace je vhodné především v zemědělství, vzhledem k tomu, že dlouhodobé skladování hnoje v otevřených prostorech zaujímá 31 % emisí skleníkových plynů a téměř všech emisí amoniaku uvolněných při chovu dobytka. Anaerobní fermentace je schopná zachytit škodlivé emise methanu a oxidu dusného, zatímco produkuje obnovitelnou energii (O'Connor et al. 2021). Z využívání BPS plynou určité výhody. Benefitem pro společnost je například to, že jsou, jak již bylo zmíněno, obnovitelným zdrojem energie, dochází ke snížení objemu odpadu a závislosti na fosilních palivech. Také dochází ke snížení emisí skleníkových plynů při využití bioplynu jako paliva – při jeho spalování také dochází k vypouštění CO₂ do ovzduší, nicméně uhlík obsažený v bioplynu byl nedávno odebrán z atmosféry vlivem fotosyntetické aktivity rostlin. Mezi další výhody se dá zařadit využití hmoty zbývající po anaerobním rozkladu jako hnojiva a snížení produkovaného pachu (Al Seadi et al. 2008).

Proces anaerobní fermentace s produkcí bioplynu umožňuje současné dosažení dvou cílů – zhodnocování biologického odpadu a produkce obnovitelné energie (Chojnacka & Moustakas 2024).

V posledních 40 letech došlo v Evropě a Severní Americe k velkému rozvoji bioplynových stanic, daleko více než v ostatních částech světa. Hlavními výhodami využívání BPS je energetická účinnost a jejich využití v průmyslovém měřítku. Produkce bioplynu

poskytuje široké spektrum jeho využití jako zdroje energie – teplo, elektřina, palivo pro dopravní prostředky. V některých zemích EU je záměr produkovat levné zemědělské plodiny, které nevyžadují složité zpracování, jako vstupní surovinu pro bioplynové stanice (Abanades et al. 2022).

V současné době je EU hlavním celosvětovým představitelem v produkci elektřiny z bioplynu (O'Connor et al. 2021).



Obrázek 1 – Schéma zemědělské bioplynové stanice (O'Connor et al. 2021)

4.2 Anaerobní fermentace

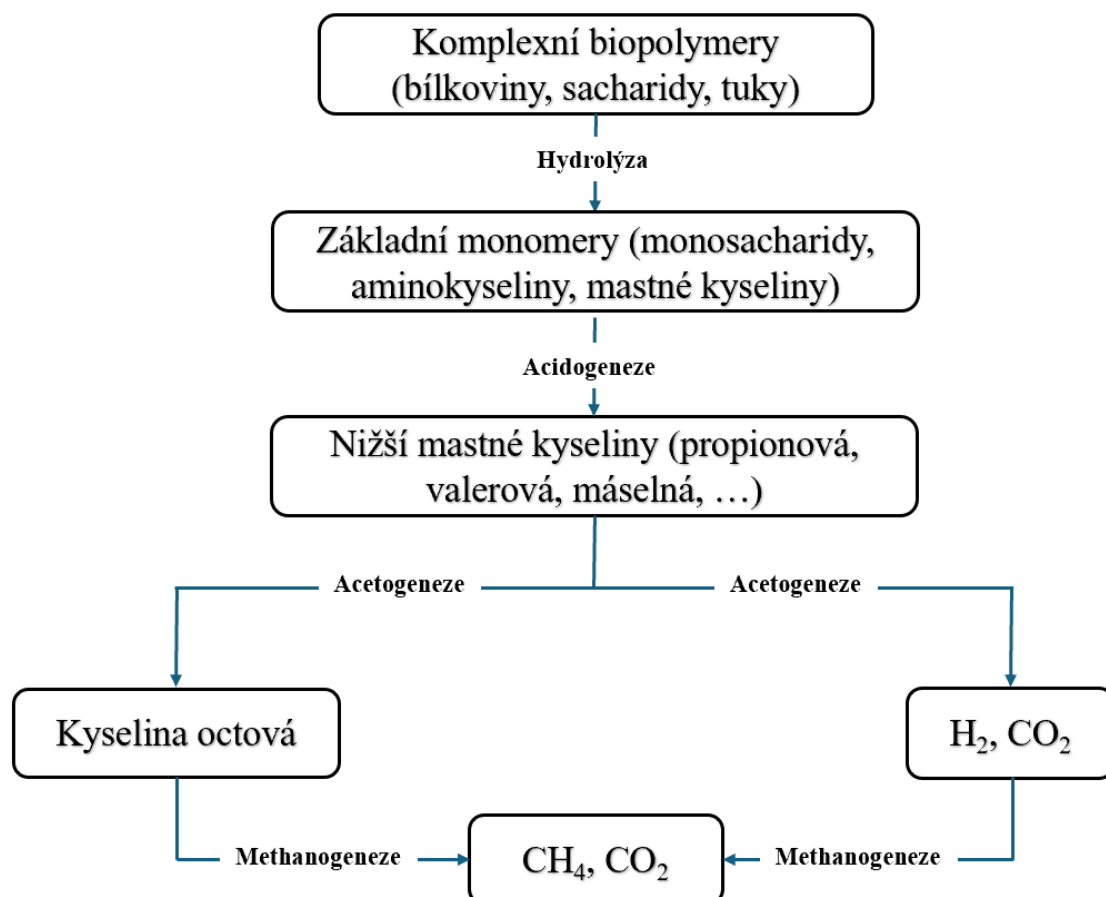
Anaerobní fermentace je proces rozkladu biomasy probíhající za nepřítomnosti O_2 . Plynnými produkty procesu jsou především methan a CO_2 , následně pak o podstatně méně H_2 , NH_3 , H_2S . Fermentační zbytek (digestát), tedy získaná zbytková suspenze, obsahuje mikroorganismy, živiny (jako dusík a fosfor), organické sloučeniny, které nebyly biodegradovány, a další chemické sloučeniny (Nayeri et al. 2024).

Pro správný průběh procesu anaerobní fermentace je nutno zajistit vhodné podmínky pro mikroorganismy, které se procesu účastní. Mezi ty se řadí teplota, pH, poměr C:N, míra organického zatížení (organic loading rate – OLR) a hydraulická doba zdržení (hydraulic retention time – HRT). Optimalizace těchto parametrů je žádoucí pro správnou účinnost a rychlost procesu fermentace (Uddin & Wright 2023).

Co se týče teploty během procesu a s tím spojeným maximálním možným výkonem jsou za obecně nejprůběžnější považovány dvě teplotní rozmezí – termofilní ($55-60\text{ }^{\circ}C$) a mezofilní ($35-40\text{ }^{\circ}C$) rozmezí (Uddin & Wright 2023). Udržování teploty v požadovaném rozpětí je esenciální pro stabilní produkci bioplynu. Některé studie uvádí, že zvýšení teploty fermentace z $25\text{ }^{\circ}C$ na mezofilní úroveň ($37\text{ }^{\circ}C$) vyústilo v třikrát vyšší celkovou produkci bioplynu. Fluktuace $5\text{ }^{\circ}C$ v teplotě v reaktoru může významně ovlivnit až dokonce zastavit produkci bioplynu, kdežto její konstantní hodnota může navýšit účinnost jeho produkce a zároveň zvýšit obsah methanu v konečném produktu (Garkoti et al. 2024). I přes to, že mezofilní fermentace probíhá při nižší teplotě, a tím pádem při ní dochází k pomalejšímu rozkladu a nižší výtěžnosti bioplynu, dostává se této metodě pozornosti vzhledem k menším provozním nákladům s ohledem na nižší potřebnou teplotu v porovnání s termofilní fermentací (Meegoda et al. 2018).

Vstupní surovinou je organický materiál ze zemědělství i průmyslu – mezi suroviny původem ze zemědělství lze zařadit hnůj, energetické plodiny, odpad z rostlinné výroby a zahradní odpad. Průmyslovým odpadem se rozumí odpad původem například z potravinářského, mlékárenského, cukrovarnického, farmaceutického, papírenského a masného průmyslu. S ohledem na potravinářský průmysl je vhodné poznamenat, že největší potenciál pro produkci methanu má glycerin ($1196\text{ m}^3\text{ CH}_4/\text{tunu sušiny organické hmoty}$) (Chodkowska-Miszcuk & Szymańska 2013). Využití potravinového odpadu spolu s jinými materiály je účinné z hlediska dosažení vyváženého obsahu živin, snížení koncentrace toxických látek, zmírnění inhibice amoniaku a zvýšení výtěžku bioplynu (He et al. 2024). Anaerobní fermentace je považována za technologii zpracování odpadu, která je schopna zvýšit získávání energie z obnovitelných zdrojů a snížit obsah polutantů v těchto materiálech (Lü et al. 2021).

V anaerobních reaktorech BPS dochází k postupnému rozkladu organické hmoty, a to v průběhu čtyř fází – hydrolýza, acidogeneze, acetogeneze a methanogeneze (Nekhubvi 2024), které spolu s produkty znázorňuje níže vložený obrázek 2.



Obrázek 2 – Schéma průběhu fází rozkladu anaerobní fermentace s klíčovými sloučeninami (Uddin & Wright 2023, přepracováno)

4.2.1 Hydrolýza

Během hydrolytické fáze dochází k přeměně komplexních polymerů (polysacharidy, tuky a proteiny) na rozpustné monomery, jako jsou monosacharidy, mastné kyseliny a aminokyseliny. Rychlost této fáze je závislá například na velikosti částic a pH. Nepříznivé účinky velkých pevných částic mohou být minimalizovány předúpravou substrátu, což je velice nákladný proces, který může tvořit až 20-40 % celkových nákladů procesu anaerobní stabilizace v BPS (Nekhubvi 2024).

Fyzikální předúprava může zahrnovat tepelné zpracování, mechanickou či mikrovlnnou úpravu (Nayeri et al. 2024).

Chemická předúprava může napomáhat degradaci komplexních sloučenin s vysokou účinností a nízkými náklady, nicméně, jak už z názvu vyplývá, využívají se při tom chemická aditiva, a při vysokých koncentracích těchto chemických činidel může docházet k zamezení správného průběhu procesu anaerobní fermentace. Příkladem může být přidávání činidel jako NaOH, Ca(OH)_2 či CaO v případě nutného zvýšení pH. V případě opačném, kdy by bylo potřeba pH snížit, je možnost aplikovat kyseliny (He et al. 2024).

Enzymatická předúprava by byla účinnější a šetrnější k životnímu prostředí, i přes její vyšší náklady. Mezi běžně využívané enzymy patří celulóza, hemicelulóza, proteáza, lipáza, karbohydráza a β -glukanáza. Nicméně i tento typ předúpravy může přinášet určitá rizika, jako je akumulace mastných kyselin s dlouhými řetězci a nižších mastných kyselin, které mohou způsobit kyselé prostředí v systému (He et al. 2024).

Optimální teplota pro průběh hydrolýzy je 30–50 °C a optimální pH 5–7 (Meegoda et al. 2018).

4.2.2 Acidogeneze

V průběhu acidogenní fáze dochází k další přeměně produktů hydrolýzy – na nižší mastné kyseliny (zejména octová, propionová, mravenčí a mléčná kyselina), alkoholy (ethanol a methanol) a ketony (glycerol a aceton). Mimo to v procesu však také vznikají CO_2 , H_2 a NH_3 (Uddin & Wright 2023). Během procesu acidogeneze dochází k máselnému, propionovému a alkoholovému kvašení, které jsou zprostředkované acidogenními mikroorganismy – rychlost máselného a alkoholového kvašení zpravidla převyšuje rychlost propionového kvašení (Guo et al. 2024).

Produkce nižších mastných kyselin je úzce spjata s vlastnostmi substrátu – substráty s nízkým poměrem C : N čelí nežádoucí produkci nižších mastných kyselin. Koncentrace a množství nižších mastných kyselin vzniklých při acidogenezi jsou důležité z hlediska celkového výkonu anaerobní fermentace, jelikož jak kyselina octová, tak máselná, jsou preferovanými kyselinami pro tvorbu methanu (Nayeri et al. 2024). Acidogeneze je poměrně rychlý proces, přičemž je zde možnost rizika s ohledem na hromadění nižších mastných kyselin, které mohou, pokud jejich obsah není dostatečně kontrolován, způsobit toxické podmínky v procesu snižováním pH (Uddin & Wright 2023).

4.2.3 Acetogeneze

Po acidogenní fázi jsou vzniklé produkty a některé mastné kyseliny rozloženy acetogenními mikroorganismy na kyselinu octovou, H_2 a CO_2 (Uddin & Wright 2023; Guo et al. 2024), jelikož nemohou být přímo spotřebovány methanogenními mikroorganismy (Guo et al. 2024).

Účinnost hydrolýzy a acidogeneze může být navýšena zvýšením teploty, nicméně zvýšená teplota je následně problematická v acetogenní fázi. Pokud je systém zahříván pro zvýšení efektivity předchozích dvou fází, vzniklé mastné kyseliny mohou ovlivnit schopnosti acetogenních a methanogenních mikroorganismů, které tyto kyseliny přeměňují pomaleji, a tak dojde ke snížení pH, což inhibuje proces acetogeneze a methanogeneze. Je nutno také zohlednit fakt, že v praxi rozkladné procesy většinou probíhají najednou, a tak by se měly pH a teplota udržovat na hodnotách bez výrazných výkyvů, které budou vyhovovat v určitých mezích všem mikroorganismům podílejících se na procesu anaerobní fermentace (Nayeri et al. 2024).

4.2.4 Methanogeneze

V methanogenezi dochází k rozkladu produktů acidogeneze a acetogeneze methanogenními mikroorganismy na methan a oxid uhličitý. Kyselina octová je hlavním substrátem pro methanogenní mikroorganismy, tedy její zvýšená přeměna může zvýšit aktivitu a zkrátit dobu trvání této fáze (Nayeri et al. 2024).

Mezi faktory, které značně ovlivňují průběh methanogeneze, patří pH, koncentrace fosforečnanů a N-amon (amoniakální dusík) a teplota. Nejpodstatnějším faktorem je především pH, jelikož neutrální prostředí se ukázalo jako optimální při produkci bioplynu, zatímco jeho pokles v důsledku hromadění nižších mastných kyselin může působit drastický rozklad methanogenní biomasy (Guo et al. 2024). Většina mikroorganismů preferuje neutrální pH. Methanogenní mikroorganismy jsou velice citlivé na pH a preferují hodnoty okolo sedmi, hydrolytické a acidogenní mikroorganismy mezi pH 5,5-6,5 a acetogenní jsou tolerantní k vyšším hodnotám pH (Uddin & Wright 2023).

Amoniakální dusík se ve vodním prostředí objevuje především ve dvou formách, NH_4^+ a NH_3 . NH_3 , volný amoniak, který ať už přímo či nepřímo inhibuje proces anaerobní fermentace, má tendenci volně prostupovat membránou mikrobiálních buněk – především methanogenních mikroorganismů, které jsou nejméně tolerantní ke změnám podmínek v prostředí. Inhibice methanogenních mikroorganismů může způsobit nestabilní průběh

procesu vzhledem k akumulaci nižších mastných kyselin, čímž dojde ke snížení pH, a tím ke snížení účinnosti produkce bioplynu, při nejhorším až dokonce selhání procesu anaerobní fermentace (Yellezuome et al. 2022).

4.2.5 Bioplyn

Bioplyn je směs plynů vznikající při rozkladu organické hmoty mikroorganismy v anaerobním prostředí, tedy za nepřístupu kyslíku (Gadirli et al. 2024). Získání bioplynu tedy nepatří vyloženě jen k anaerobní fermentaci využívané v BPS, ale také k anaerobnímu čištění odpadní vody či také skládkám odpadu, na kterých vzniká skládkový plyn. Jeho extrakce v těchto případech slouží k pokrytí části provozních nákladů těchto zařízení (Jameel et al. 2024).

Bioplyn obsahuje různé koncentrace methanu (pohybující se mezi 50 a 80 %), spolu s CO₂ (20-40 %), a jiných plynů, jako je amoniak, dusík, kyslík, sirovodík, vodík a oxid dusný. Přesné složení se však může lišit v závislosti na původní organické hmotě. Jedná se o udržitelný zdroj energie, který lze získat z různých zdrojů (viz kapitola 4.1) (Gadirli et al. 2024). Bioplyn jako takový je plyn bez barvy s charakteristickým pachem po zkažených vejcích a nemá žádnou chuť, podobně jako CO₂, nicméně skleníkový efekt methanu v bioplynu obsaženém je výrazně vyšší jak CO₂ (Jameel et al. 2024).

Jako obnovitelný zdroj energie má potenciál zaopatřit až čtvrtinu celosvětové poptávky plynu a 6 % poptávky energie. V praxi však elektřina produkovaná anaerobní fermentací pokrývá pouze 0,2 - 0,4 % celosvětové produkce (Lü et al. 2021). Bioplyn lze následně zpracovat a využít jako přídavek do zemního plynu nebo jako zdroj výroby elektřiny přímo v místě BPS (Chojnacka & Moustakas 2024). Může být využit k produkci elektřiny ve spalovacích motorech, mikroturbínách nebo v inovativních palivových článcích (Pera et al. 2024).

Produkce bioplynu je potenciální náhradou využití fosilních paliv (Gadirli et al. 2024). V současné době je celosvětová poptávka po elektřině zastoupena z 80 % fosilními palivy (Rodero et al. 2024). Využití bioplynu tedy může zaručit obnovitelný a kontrolovatelný zdroj energie – jeho využití nejen že snižuje závislost na fosilních palivech, ale také má jeho produkce určitou roli v odpadovém hospodářství (vlivem zpracování organického odpadu v BPS), což je v souladu s cirkulární ekonomikou (Pera et al. 2024). Kvalita bioplynu a ekonomická výhodnost se zvyšuje úměrně s obsahem methanu ve vyprodukovaném bioplynu (Jameel et al. 2024).

I přes to, že je možné využívat bioplyn přímo v kogeneračních jednotkách k současné výrobě tepla a elektřiny, jeho rozdělení na CO_2 a CH_4 nám dovoluje využít každý z těchto plynů samostatně ve specifických aplikacích. CO_2 může být zachycen a skladován či využit, například k podpoření růstu rostlin ve sklenících. Separovaný methan, respektive biomethan, je pak možno využít do spalovacích motorů jako náhrada zemního plynu (Tjutju et al. 2024). Produkce elektřiny z bioplynu je daleko ekonomičtější než jeho přímé spalování (Jameel et al. 2024).

Důležitým je samozřejmě výběr substrátu – typ vstupní suroviny má významnou roli v určení účinnosti a výtěžnosti procesu anaerobní fermentace. Při výběru je nutno zohlednit nejen potenciál produkce methanu a obsah rozložitelných látek, ale také dopad na životní prostředí, dostupnost a cenu. Aby byl substrát vhodný pro proces fermentace, je nutno, aby měl vysoký obsah jednoduše rozložitelné organické hmoty, nízkou koncentraci inhibujících látek (sloučeniny dusíku, síry, těžké kovy, pesticidy, antibiotika) a surovina musí být lokálně dostupná v potřebném množství za přijatelnou cenu (je nutno, aby dopravní a provozní náklady nepřevýšily cenu produkovaného bioplynu) (Gadirli et al. 2024).

4.3 Fermentační zbytek

Fermentační zbytek (digestát) je směs zbytkové organické hmoty, mikrobiální biomasy a anorganických sloučenin vzniklých rozkladem původní biomasy (Aquino et al. 2023). Co do hmotnosti je také hlavním produktem procesu anaerobní fermentace (Guilayn et al. 2019).

Je bohatý na vitální živiny, jako dusík, fosfor a draslík, a může působit jako vhodný ke hnojení či úpravě půdy. Samozřejmostí je však jeho správná úprava a nakládání s ním kvůli ochraně životního prostředí (Chojnacka & Moustakas 2024). Jeho aplikace na půdu je běžnou praxí, nicméně existují určitá omezení, která se týkají půd a využití hnojiv, respektive zatížení půdy živinami. Je zde také nebezpečí odtoku živin a následné kontaminace podzemních vod (Guilayn et al. 2019).

Fermentační zbytek je velice bohatý na N-amon, zastoupení představuje až 70-90 % přítomného dusíku. Přímé využití fermentačního zbytku jako hnojiva na půdu je v současné době považováno za levnou alternativu jeho využití. Značná salinita a vysoká koncentrace N-amon a fosforu však může mít velmi nepříznivý dopad na vztah mezi rostlinou a půdou (Aquino et al. 2023).

4.3.1 Problematika produkce fermentačního zbytku a jeho využití

Produkce fermentačního zbytku se v Evropské Unii odhaduje na 180 milionů tun, přičemž polovina této produkce pochází Německa (Sobhi et al. 2024). V Evropě se 95 % fermentačního zbytku ze zemědělských BPS využívá jako hnojivo (Cathcart et al. 2023). Jedná se o udržitelný způsob jeho využití podporující cirkulární ekonomiku. Nejen že se tím eliminuje užívání minerálních hnojiv, ale také jejich dopad na životní prostředí. S využitím fermentačního zbytku ale plynou i určité problémy či výzvy, které je nutno řešit (Sobhi et al. 2024).

Fermentační zbytek je nutno před jeho využitím dále zpracovat. Obsahuje vysoké koncentrace amoniakálního dusíku (Palakodeti et al. 2021) – v Evropské Unii je zaveden striktní limit 170 kg N/ha pro aplikaci statkových hnojiv či fermentačního zbytku za účelem snahy omezit znečištění vodních toků dusičnany (Sobhi et al. 2024).

Volný amoniak může tékat do ovzduší a znečišťovat ho či může být oxidován na HNO_3 a přispívat tak k tvorbě kyselých dešťů (Palakodeti et al. 2021). Mimo ovzduší je také problém s možnou eutrofizací – smýváním z půd se živiny dostanou do povrchových a podzemních vod (Palakodeti et al. 2021; Sobhi et al. 2024). Může tím mimo jiné postupně

dojít ke snížení obsahu rozpuštěného kyslíku ve vodách, což vytvoří pro vodní organismy vysoce nepříznivé podmínky (Palakodeti et al. 2021). Zemědělství samo o sobě je považováno za jednu z hlavních příčin špatného stavu evropských vodních útvarů – jedná se především o znečištění dusičnany, fosforečnany a pesticidy (Cathcart et al. 2023). Zdroje znečištění vod, jako je splach z aplikací hnojiv, jsou odpovědné za 38 % náporu na povrchové vody a 35 % na podzemní vody (Cathcart et al. 2023). Mimo to lze ve fermentačním zbytku nalézt i různá antibiotika, jejichž vysoké koncentrace v životním prostředí mohou vést k rozvoji antibiotické rezistence u některých rodů mikroorganismů. Tato skutečnost může mít za následek vývoj rezistence u patogenních bakterií, což může potenciálně ohrozit ekosystémy a zdraví lidí (Wang & Yuan 2024).

Dalším faktorem je obsah těžkých kovů, patogenů, mikroplastů a dalších polutantů, které z velké míry ovlivňují možnost jeho aplikace na půdu (Sobhi et al. 2024).

Fermentační zbytek, respektive fugát, produkováný v současné době ve velkém množství je také nutné dopravit na místo, kde bude jeho využití vhodné, čímž dochází ke zvyšování výdajů. Problém však nastává i během jeho uskladnění, při kterém dochází k emisím amoniaku, a tak k velkým ztrátám dusíku (Švehla et al. 2017).

4.3.2 Pyrolýza fermentačního zbytku

Pyrolýza, jakožto vysokoteplotní termochemický proces, probíhající za nepřístupu kyslíku, přeměňuje vstupní materiál na uhlíkatou pevnou látku (biochar), bioolej a plyn, a může poskytnout významnou cestu využití fermentačního zbytku (Basinas et al. 2023). Fermentační zbytek obsahuje vyšší množství popelovin a využití vysokoteplotního zplyňování (teplota vyšší než 800 °C) nemusí být vhodné. Tradiční spalování se potýká s problémy, jako jsou vyšší emise znečišťujících látek a skleníkových plynů. V porovnání s tím je pyrolytický proces vhodnější pro biomasu fermentačního zbytku s nižší kvalitou (například obtížnější zpracovatelnost, nízký obsah živin) díky menšímu tepelnému výkonu (500-800 °C) (Wang et al. 2024b).

Produkce biocharu z fermentačního zbytku vede k získávání energie dvěma způsoby – ve formě bioplynu z BPS a biopaliva, v odlišných stádiích zpracování odpadních materiálů. Pyrolýzou dochází k imobilizaci uhlíku a vyšší nutriční stabilitě produktu. Kromě možného využití biocharu při aplikaci na půdu, je možno ho využít například při čištění odpadní vody od různých znečišťujících látek vzhledem k jeho porézní struktuře a velkému specifickému povrchu (Stefaniuk & Oleszczuk 2015). Vzniklý plyn lze přeměnit

na teplo nebo elektřinu (kombinace tepla a energie) a bioolej může být využit jako palivo či jako přídavek do ropných produktů (Basinas et al. 2023).

4.3.3 Separace fermentačního zbytku

Zpracování fermentačního zbytku může být založeno na několika procesech, přičemž separace pevné frakce (separátu) od kapalné (fugátu) je zpravidla hned prvním krokem (Carraro et al. 2024). Separát obvykle představuje 15–25 % objemu původního fermentačního zbytku a vyznačuje se poměrně vysokou hodnotou sušiny (obvykle vyšší než 20 %). Fugát tvoří 85 – 90 % objemu fermentačního zbytku a obsah jeho sušiny obvykle nepřesahuje 8 % (Aquino et al. 2023). Separace fugátu a separátu umožňuje snížení obsahu vlhkosti z digestátu, což snižuje ceny transportu separátu, který je také lépe skladovatelný (Guilayn et al. 2019).

Mezi běžná separační zařízení lze zařadit odstředivky, filtrační lisy, vibrační síta a šnekové lisy (Guilayn et al. 2019). Výběr separační technologie závisí převážně na vlastnostech produkovaného fermentačního zbytku v daném zařízení a na ceně provozu (Czekała et al. 2023).

4.3.3.1 Mechanická separace

Mezi nejčastěji využívané metody mechanické separace patří lisování a odstřeďování. Separace pomocí šnekového lisu funguje na základě vytlačování fermentačního zbytku proti sítu, které propouští kapaliny a pevné látky, které jsou menší než otvory v sítu, čímž dojde ke tvorbě kapalné frakce. Při využití odstředivky dochází k oddělení částic na základě hustoty – dochází k separaci částic nerozpuštěných látek pomocí odstředivé síly. Odstředivky jsou oproti lisu schopné oddělit menší částice, účinnost lisu je totiž omezena velikostí síta. Účinnost separátorů lze hodnotit podle procentuálního obsahu pevných látek obsažených v separátu oproti výchozímu materiálu (Cathcart et al. 2023).

4.3.4 Separát

Separát vzniká separací fermentačního zbytku (viz Kapitola 4.3.3) (Czekała et al. 2023), přičemž by jako pevná frakce měl ideálně obsahovat větší část nezpracovaného substrátu, organického dusíku a celkového fosforu z původního fermentačního zbytku (Carraro et al. 2024). Separát, jakožto pevná část se sníženým obsahem vlhkosti (obvykle

60-75 %), může být vhodným substrátem pro použití v kompostování. Významnou vlastností separátu je právě jeho vysoký obsah organické hmoty, která už nemusí být dobře biologicky rozložitelná, a sypká a porézní struktura (Czekała et al. 2023). Obsah organické hmoty v separátu poskytuje jakožto přídavek na půdu zdroj uhlíku za účelem zlepšení biologických, chemických i fyzikálních půdních charakteristik (Camilleri-Rumbau et al. 2021). Separát se běžně používá ke zlepšení kvality půdy. Alternativou může být jeho využití k produkci energie, jeho přeměně na biochar (Mancuso et al. 2024) či také jako podestýlka v chovech hospodářských zvířat, nicméně tam hrozí únik NH_3 , pokud digestát před separací neprojde nitrifikací (Setoguchi et al. 2022).

4.3.5 Fugát

Fugát, jakožto kapalná frakce fermentačního zbytku, obsahuje většinu vody, N-amon a celkového draslíku z původního fermentačního zbytku (Carraro et al. 2024). Koncentrace dusíku ve fugátu se může pohybovat od několika stovek miligramů do několika gramů na litr fugátu (Švehla et al. 2020a).

Fugát je čerpatelný a lze ho využít v zemědělství vstřikovacími technikami (Guilayn et al. 2019). Jeho možnost využití je však omezená legislativou, která upravuje hodnoty dusíku, které mohou přijít na zemědělskou půdu (Švehla et al. 2017).

Zatímco fugát může obsahovat větší množství mikro a makroživin, není úplně doporučována přímá aplikace na půdu bez jeho úpravy. Může totiž obsahovat velké množství patogenů – jako *Salmonella*, *Campylobacter*, *Cryptosporidium*. Mimo to také aplikaci ztěžuje jeho vysoká vlhkost, zápach a obsah N-amon (těkavost amoniaku). Důležité je také zmínit, že může obsahovat fytotoxické nižší mastné kyseliny v případě nesprávného průběhu anaerobní fermentace (Chojnacka & Moustakas 2024).

4.4 Zpracování separátu

Mezi zpracování separátu lze zařadit kompostování, vermikompostování, sušení/peletizaci a tepelnou přeměnu (Guilayn et al. 2019). Mimo zmíněné lze také využít zpracování separátu pro extrakci živin, a to konkrétně pro chemickou extrakci fosforu (Carraro et al. 2024).

4.4.1 Kompostování

Kompostování je jedním z biologických procesů zpracování odpadů a biomasy. Během procesu jsou substráty rozloženy při aerobních podmínkách. Během procesu anaerobní fermentace dochází k rozkladu vstupní biomasy na velmi malé částice, což je výhodné pro následný proces kompostování z hlediska zvětšeného povrchu pro mikroorganismy. Během fermentace dochází k rozložení části organické hmoty na bioplyn, takže dochází k redukci organické hmoty ve výsledném zbytku. Tu část substrátu, která nebyla úplně rozložena fermentací (dále rozložitelného substrátu je ve fermentačním zbytku již jen omezené množství), jde dále aerobně stabilizovat. Aby mohlo kompostování proběhnout, je nutné, aby byly v procesu přítomny mikroorganismy, které jsou zodpovědné za rozložení organické hmoty (bakterie, houby, aktinomycety). Separát určité množství těchto mikroorganismů obsahuje, což je důležité z hlediska snížení nákladů na proces, jelikož není třeba využívat dalších biologických úprav pro podporu rozkladu (Czekała et al. 2023).

Kompostování může představovat vhodnou metodu nejen pro nakládání se separátem, ale také pro zlepšení kvality výsledného materiálu, snížení zápachu, koncentrace těkavých látek, vlhkosti a potenciální fytotoxicity a zároveň přispívá k likvidaci patogenů (Bustamante et al. 2012).

Během procesu dochází k rozkladu komplexních sloučenin na jednodušší, přičemž se uvolňuje velké množství energie. Dochází především ke dvěma procesům – mineralizace a humifikace. Výsledkem humifikace je formace a syntéza huminových sloučenin. Kompostování lze provádět pro jeden druh substrátu nebo pro více pomocných substrátů, ze kterých je tvořena směs. Pro digestát je vhodnější postup jeho míchání s jinými substráty (Czekała et al. 2023).

4.4.2 Zplyňování

Zplyňování je obecně termický proces, který přeměňuje uhlíkaté materiály na plynné látky prostřednictvím tepla. Proces běžně probíhá při teplotě od 600 °C do 1000 °C za využití zplyňovacích činidel, jako páry, vzduchu, oxidu uhličitého či H_2 . Zplyňování přeměňuje materiály bohaté na uhlík, jako uhlí, biomasa, zbytky ropy nebo organický odpad na plyn (syngas, syntézní plyn), který se skládá převážně z H_2 , CO, CO_2 , CH_4 , N_2 a vody, v závislosti na vstupním materiálu. Vedlejšími produkty jsou v tomto případě olej, dehet, uhlí, popel, sloučeniny síry, CO_2 , voda a další. Zplyňování lze tedy využít i pro separát. Je to slibný proces manipulace s velkým objemem fermentačního zbytku, jehož výsledkem jsou plynné produkty s nízkým obsahem dehtu a biohnojiv (Mancuso et al. 2024). Biohnojiva jsou materiály živočišného, rostlinného či mikrobiálního původu, nebo původem z odpadů, zbytků či vedlejších produktů zemědělství či průmyslu. Vzhledem ke svému obsahu živin dostupných pro rostliny jsou vhodné k využití jako hnojivo (Albert & Bloem 2023).

Výsledná kvalita a složení syntézního plynu závisí na teplotě, teplotním profilu a tlaku v reaktoru, na vlhkosti paliva, typu zplyňovacího činidla a době zdržení paliva a plynu v reaktoru při vysoké teplotě (Milčák et al. 2024). Syngas se může dále využít například jako palivo pro spalování v elektrárnách nebo jako surový materiál pro využití v chemickém průmyslu (Timofeeva et al. 2023).

Pro porovnání – zplyňování probíhá na rozdíl od pyrolýzy při vyšších teplotách (600-1000°C) a omezeném přístupu vzduchu či páry. Také je důležité zmínit, že produktem zplyňování je především syngas (Mancuso et al. 2024), zatímco produktem pyrolýzy je biochar, bioolej a plyn. Pyrolýza probíhá za nepřístupu kyslíku (Basinas et al. 2023). Tradiční spalování (vysoké teploty, přístup kyslíku) za účelem výroby energie produkuje vyšší emise znečišťujících látek a skleníkových plynů (CO_2) (Wang et al. 2024b).

4.4.3 Hydrotermální karbonizace

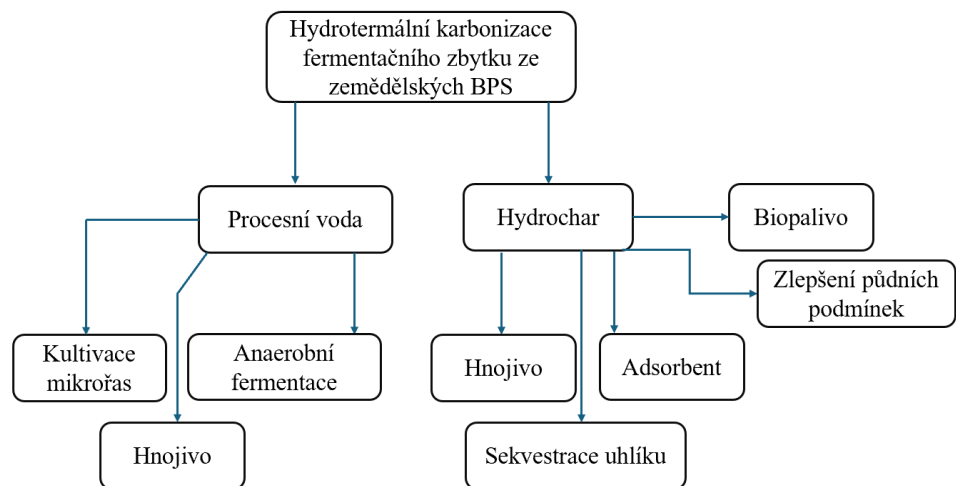
Při hydrotermální karbonizaci dochází ve vodním prostředí k zahřátí vstupního materiálu na teplotu v rozmezí 160 až 280 °C. Aby proces vůbec mohl proběhnout, je nutné, aby teplota převýšila hodnotu 100 °C (Mikusińska et al. 2023).

Oproti pyrolýze probíhá tedy hydrotermální karbonizace při nižších teplotách, a také při tomto procesu není nutné využívat energeticky náročné sušení. Mimo to proces snižuje vznik toxických vedlejších produktů a náklady na následné zpracování. Voda během procesu působí jako rozpouštědlo i katalyzátor a umožňuje uvolnění anorganických látek z biomasy do kapalné fáze (Roy et al. 2022). Kapalná fáze využitá při procesu může být recyklována (Mancuso et al. 2024).

Chemické procesy, které provází hydrotermální karbonizaci jsou hydrolýza, dehydratace, dekarboxylace, kondenzace, kondenzace polymerů a aromatizace. Je nutné, aby byl materiál ponořen ve vodě a pH bylo nižší než 7. Právě v přítomnosti vody probíhá hydrolýza, která vede k rozpadu esterů a etherových vazeb molekul, zatímco dehydratace glukózy vede k tvorbě organických kyselin, ketonů a fenolů – snížení pH. V návaznosti na interakci mezi hemicelulózou a ligninem (složky biomasy zemědělského původu) se očekává lepší rozpustnost jeho aromatických struktur – tvoří spolu stabilní oligomery. Z oligomerů vznikají monomery, z kterých následně vznikají organické kyseliny podporující dehydrataci a dekarboxylaci. Dehydratace vyústí ve snížení poměrů H : C a O : C v biomase. Při dekarboxylaci a aromatizaci dochází ke karbonizaci sacharidů. Ve fázi polymerizace jsou tvořeny rozpustné polymery na základě molekulární dehydratace a kondenzace aldolů (Mikusińska et al. 2023).

Hydrotermální karbonizace může potenciálně obohatit separát produkci pevného hydrocharu a procesní vody s vysokým obsahem organického uhlíku. Ne všechny suroviny však vykazují vyšší energetický obsah. Příkladem může být kal z čistíren odpadních vod, ze kterého lze produkovat biouhel s nízkou výhřevností, zatímco ze surovin, které obsahují značné množství ligninu, lze produkovat biouhel s vysokou výhřevností. Kombinace separátu s lignocelulózní biomasou tedy může zvýšit výhřevnost hydrocharu, a tím pomoci se zpracováním odolné biomasy pro výrobu bioplynu (Mancuso et al. 2024). Možná využití produktů hydrotermální karbonizace jsou uvedeny na obrázku 3.

Je to efektivní metoda, jak zajistit odvodnění a dezinfekci různých virů, bakterií a patogenů (Mikusińska et al. 2023).



Obrázek 3 – Využití produktů hydrotermální karbonizace (Mikusínska et al. 2023, přepracováno)

4.5 Zpracování fugátu

Fugát lze po separaci také dále zpracovávat, například pro získávání živin – membránová filtrace, stripování amoniaku či evaporace fugátu (Carraro et al. 2024). Může být mimo zmíněné zpracován také pomocí krystalizace struvitu (Guilayn et al. 2019).

4.5.1 Membránová separace

Metoda membránové separace využívá především speciální separační funkci membránových materiálů k separaci zbytkových nerozpuštěných látek z fugátu (Yang et al. 2022). Využití membránových technologií dává příležitost z fugátu získat významnou část permeátu s nízkým obsahem polutantů, který by mohl být potenciálně vypuštěn do kanalizace nebo opětovně využit k zavlažování. Koncentrovanou frakci, která se uchytlí na membránách, lze snadněji skladovat a mohla by být případně agronomicky využita (Aquino et al. 2023).

Lze sem zařadit například reverzní osmózu, membránovou destilaci či elektrodialýzu (Yang et al. 2022). Využití typu metody (membrány) závisí na velikosti částic, které je nutno separovat. Proces je založen na rozdílu tlaku na jednotlivých stranách membrány (Al Seadi et al. 2008). Nicméně, využití procesů, jako je nanofiltrace a reverzní osmóza, při zpracování vysoce koncentrovaného odpadu není moc vhodné, vzhledem k velkému zanášení membrán a vysoké spotřebě energie (Aquino et al. 2023). Hlavním faktorem, který ovlivňuje využití membrán, je jejich zanášení či blokáce organickými či anorganickými nečistotami. K tomu může dojít buď nahromaděním částic na membráně, adsorpcí látek na povrch membrány či ucpání pórů membrány. To vyústí ve snížení účinnosti a zvýšení nutnosti čištění membrány (Zielińska et al. 2022).

Membránová destilace je tepelně řízená separační metoda s nízkým zanášením membrán a vysokým koeficientem přenosu hmoty. V současnosti se metoda membránové destilace, založená na vzduchu propustné membráně, stala jednou z využívaných technologií pro separaci amoniaku. Stejně jako u stripování je však tento proces velmi závislý na pH a teplotě. Aby se předešlo nutnosti přidávání zásad, je často využíváno provzdušňování jako předúprava pro zvýšení pH a snížení nákladů o cca 70 % (Yang et al. 2022).

4.5.2 Tepelné zahušťování

Jako potenciální řešení zpracování fugátu se jeví také tepelné zahušťování, které využívá nejčastěji vakuového odpařování. Odpařená a následně zkondenzovaná voda odseparovaná z fugátu se označuje jako destilát, zatímco zbytek, který v materiálu po zpracování zůstává, se nazývá zahuštěný fugát. Destilát lze následně ochladit a využít (Eraky et al. 2022) například pro zředění substrátu vstupujícího do BPS (Švehla et al. 2020b)

Podstatnou stránkou věci je však to, že se do destilátu během tepelného zahušťování může dostat značná část N-amon obsaženého v surovém fugátu, což není úplně žádoucí, zvláště pokud by voda měla být následně využita (Švehla et al. 2020b). Dusík, jako cenná živina, je žádoucí spíše ve zbytkovém zahuštěném fugátu, který by se následně mohl využít jako hnojivo. Tento problém by se dal vyřešit úpravou pH, nicméně využitím tohoto postupu narůstají náklady na průběh procesu (Švehla et al. 2020b). Využití tepelného zahušťování s předřazenou nitrifikací pro přeměnu N-amon na N-NO_3^- by bylo také řešením vyskytnutého problému – dusičnanový dusík není těkavý, tudíž by došlo k zamezení vstupu sloučenin dusíku do destilátu (Švehla et al. 2020b; Eraky et al. 2022). Využití předřazené nitrifikace by také řešilo problém obsahu nižších mastných kyselin, které mají tendenci se akumulovat v destilátu (Eraky et al. 2022).

4.5.3 Stripování amoniaku

Stripování amoniaku se prokázalo jako jedna z vysoce efektivních fyzikálně-chemických metod pro separaci dusíku z fermentačního zbytku, respektive z fugátu (Mancuso et al. 2024).

Je založeno na změně podmínek umožňující přeměnu amonného iontu na plynný amoniak, který může být v rámci tohoto procesu účinně separován vzduchem z kapalné fáze (Guštin & Marinšek-Logar 2011). Je to relativně atraktivní technologie pro separaci/získávání dusíku právě proto, že proces není citlivý k pevným částicím v kapalné fázi a vyžaduje jen omezené množství provozní energie (Palakodeti et al. 2021). V procesu dochází ke konverzi NH_4^+ na volný amoniak, který je následně pomocí difúze převeden do plynné fáze (Guštin & Marinšek-Logar 2011; Palakodeti et al. 2021).

Prvním krokem procesu stripování je přeměna NH_4^+ na NH_3 , následována difuzí volného amoniaku z kapalné fáze na rozhraní mezi kapalnou a plynnou fází. Vzápětí je volný amoniak přenesen přes rozhraní do plynné fáze. Využitý plyn, nejčastěji vzduch, je následně odveden ze systému. Separovaný amoniak může být poté získán pomocí zachycení v silné kyselině (například kyselina sírová či dusičná) za vzniku soli (síran/dusičnan amonný), která může být následně použita místo komerčně vyráběných dusíkatých hnojiv k aplikaci na zemědělskou půdu (Guštin & Marinšek-Logar 2011).

Teoretická účinnost této technologie může být až 98 %, nicméně v praxi je účinnost cílena k 80-90 % vzhledem k provozním nákladům, nebo čistě z hlediska zajištění přípustné koncentrace amoniaku (Yellezuome et al. 2022).

Mezi klíčové parametry procesu patří pH, teplota, poměr vzduchu a kapaliny a tlak. Z těchto zmíněných faktorů nejvýznamnější dopad na stripování mají zvýšené hodnoty pH, případně rychlost proudění vzduchu a teplota (Mancuso et al. 2024). V řadě studií bylo demonstrováno zvýšení pH (obecně mezi 8-12) kapalné fáze za účelem zvýšení efektivity získání amoniaku. Předřazené stripování CO_2 lze využít jako formu předúpravy za účelem zvýšení pH bez využití zásad. V případě nutnosti je možno užít přídavku MgO , který nejen že zvýší pH, ale může být využit i pro získávání fosforu a dusíku skrze srážení ve formě struvitu (Palakodeti et al. 2021). Mezi činidla, která jsou často využívána za účelem úpravy pH, se dá zařadit NaOH (hydroxid sodný), KOH (hydroxid draselný), CaO (oxid vápenatý) a Ca(OH)_2 (hydroxid vápenatý), z nichž nejvyužívanější jsou NaOH a CaO (Yellezuome et al. 2022). Navýšení teploty by mělo podporovat separaci N-amon ze zpracovávaného materiálu, a kromě toho by zvýšená teplota měla navyšovat tlak nasycených par amoniaku v roztoku, čímž dochází k navýšení jeho přenosu z kapalné do plynné fáze (Palakodeti et al. 2021).

Stripování je možno provádět in-situ zároveň s průběhem anaerobní fermentace, což brání nahromadění N-amon ve fermentoru, a tím inhibici methanogenních mikroorganismů. Nebo se také využívá systém stripování ve vedlejším proudě, kdy se část digestátu odvede do oddělené stripovací kolony, kde proběhne samotné stripování amoniaku, načež je digestát navrácen zpět do procesu fermentace. Zde je důležité zmínit, že při využití stripování v oddělené stripovací koloně je možnost provozovat obě jednotky nezávisle, což je z hlediska teploty a pH velmi příhodné. Využití stripování zároveň s anaerobní fermentací v jednom

fermentoru může být problematické vzhledem k rozdílným požadavkům na pH a teplotu procesu. Možností je také stripování po procesu anaerobní fermentace. V tom případě se jedná o stripování digestátu za účelem jeho následné separace a úpravy pro snížení obsahu N-amon pro aplikaci na zemědělskou půdu. Případně se dá stripování využít až pro zpracování fugátu, tedy po procesu separace digestátu (Palakodeti et al. 2021).

4.5.4 Krystalizace struvitu

Krystalizace struvitu je proces, který zvládne simultánně získat fosfor a dusík obsažené ve fermentačním zbytku ve formě struvitu ($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$). Struvit se tvoří v alkalickém prostředí při ekvimolárních nárocích na Mg^{2+} , NH_4^+ a PO_4^{3-} . Koncentrace iontů a hodnota pH hrají během procesu významnou roli (Yang et al. 2022). Pro efektivní srážení struvitu je vhodná hodnota $\text{pH} > 7,5$. Některé studie ukázaly nelineární vztah mezi pH a srážením struvitu – s nejvyšší produkcí struvitu při hodnotě pH 9,5. Následně bylo také sledováno, jakým způsobem může původ fugátu ovlivňovat hodnotu pH.

Anaerobní fermentace surovin s vyšším obsahem pevných látek může obohatit fermentační zbytek o více živin. Vyšší poměr $\text{Mg}:\text{PO}_4$ má pozitivní dopad na získávání živin, přičemž optimální výsledky se ukázaly při poměru 4:1. Přítomnost dalších iontů (uhličitany, přítomnost vápníku) může vést k tvorbě amorfních sraženin, které mohou zamezit tvorbě struvitu (Mancuso et al. 2024).

Krystalizace struvitu je využívána k získávání fosforu, spolu s dusíkem. Pokud je cílem srážení struvitu získávání jak fosforečnanů, tak N-amon, je nutné přidat velké množství hořečnaté soli a fosforečnanů, nebo proces zkombinovat spolu s jinými procesy získávání N-amon – například se stripováním amoniaku vzduchem. Touto kombinací by mohlo dojít k získání až 90 % fosforu a dusíku (Yang et al. 2022).

4.5.5 Kultivace mikrořas

Kultivace mikrořas je proces sklizení biomasy řas, která efektivně váže a využívá ke svému nárůstu živiny, které jsou obsaženy ve fugátu. Sklizená biomasa může být následně využita k produkci biochemikálií, biopaliv, také jako zvířecí potrava, pomalu se uvolňující hnojivo nebo jako vstupní surovina do BPS (Mancuso

et al. 2024). Je nutno však vzít v úvahu toxicitu amoniaku (Matsumura et al. 2024). Mimo zmíněný obsah amoniaku, některé jiné vlastnosti fugátu, jako například silný zákal či přítomnost bakterií a jiných mikroorganismů, mohou inhibovat růst mikrořas. Běžnou praxí ke zmírnění těchto problémů je naředění fugátu. Optimální poměr N : P a C : N se pohybuje okolo 7 a 4-8 (Mancuso et al. 2024).

Kultivace mikrořas vyžaduje značnou spotřebu vody a živin, což představuje asi 20 % celkových nákladů procesu. Vzhledem k tomu, že ceny hnojiv v posledních letech rostou, odráží se to i v tomto odvětví. Při kultivaci mikrořas by mohlo dojít k využití odpadních vod a jiných kapalin bohatých na živiny, právě například fugátu (Veronesi et al. 2017). Proces nevyžaduje rozsáhlé plochy orné půdy, jelikož je prováděn v rybnících jako přírodních nádržích nebo fotobioreaktorech, což usnadňuje hospodaření s živinami a využití fugátu. Pokud je navíc plocha kultivace v blízkosti BPS, je možnost využít přídatku tepla (Pulgarin et al. 2021) a plynu bohatého na CO₂ (spaliny z kogenerační jednotky BPS bohaté na CO₂ (Chong et al. 2022)), čímž také dojde ke snížení provozních nákladů (Pulgarin et al. 2021). Využití fugátu při kultivaci mikrořas přispívá k recyklaci živin a produkci biomasy (Koutra et al. 2018).

Proběhlo již několik studií, které se zaměřovaly na využití fugátu ke kultivaci mikrořas, přičemž se lišily metodou procesu, podmínkami experimentu, původem nebo typem fugátu či využitou metodou předúpravy fugátu. Mezi často opakující se problémy, které většina z těchto studií uváděla, patří například neprůhlednost a zákal fugátu, což zamezuje průniku světla a kontaminuje biomasu řas pevnými částicemi, nebo také nevyvážený obsah živin, což může růst řas limitovat. Následně udávaly i problém s amoniakálním dusíkem, respektive s jednou z jeho forem – NH₃, který dokáže inhibovat růst řas (Pulgarin et al. 2021). Ve fugátu je také přítomno mnoho patogenů, bakterií, zooplanktonu, virů, hub, které mohou potenciálně působit jako konkurence pěstovaným mikrořasám. Vzhledem k tomu bude pro budoucí kultivaci nutno kontrolovat přítomnost jiných mikroorganismů ve fugátu (Chong et al. 2022).

4.5.6 Nitrifikace

Fermentační zbytek, respektive fugát, často obsahuje velké množství amoniakálního dusíku. Důvodem je jeho vznik při rozkladu bílkovin. Co se týče jiných forem dusíku, převážně těch organických, jako aminokyseliny a močovina,

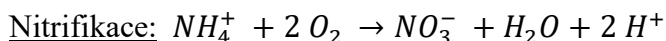
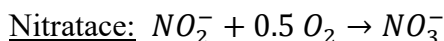
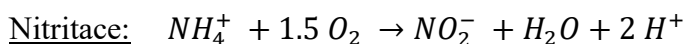
ty jsou schopné se během anaerobní fermentace ještě dále rozložit za vzniku amoniakálního dusíku (N-amon), ale N-amon pro další transformaci na oxidované formy dusíku potřebuje aerobní podmínky (Botheju et al. 2010).

Tato transformace je klíčovým procesem globálního dusíkového cyklu – nitrifikace je esenciální proces pro zemědělské, environmentální i ekonomické odvětví (Mohanty et al. 2019). Nitrifikace je proces biochemické oxidace N-amon na dusičnanový dusík, který se skládá ze dvou na sebe navazujících procesů – nitritace a nitratace (Rahimi et al. 2020).

Během nitritace dochází k oxidaci N-amon na dusitanový dusík (N-NO_2^-) pomocí bakterií oxidujících amoniakální dusík, AOB (ammonium oxidizing bacteria). V následující fázi během nitratace je N-NO_2^- oxidován na dusičnanový dusík (N-NO_3^-) bakteriemi oxidujícími dusitany, NOB (nitrite oxidizing bacteria) (Rodriguez-Caballero et al. 2013). Obě tyto skupiny mikroorganismů jsou řazeny mezi autotrofní mikroorganismy (Botheju et al. 2010).

Mezi AOB bakterie lze zařadit rody *Nitrosomonas*, *Nitrosospira*, *Nitrosolobus* a *Nitrosovibrio*. NOB bakterie byly popsány ve čtyřech rodech – *Nitrobacter*, *Nitrococcus*, *Nitrospina* a *Nitrospira* (Mohanty et al. 2019). Při vhodných podmínkách nitrifikační organismy rostou pomalu, s generační dobou od 8 hodin až po několik dní. Jejich růst závisí na mnoha faktorech, jako je pH, teplota, světlo, koncentrace substrátu a obsah rozpuštěného kyslíku. Běžně nitrifikační bakterie preferují prostředí s teplotou mezi 15-30 °C a pH 6,5-10 (Hossain et al. 2022).

Chemické rovnice průběhu nitrifikace (van Kessel et al. 2015):



4.5.7 Kombinace stripování-nitrifikace

Jak již bylo zmíněno výše (viz kapitola 4.5.3), stripování amoniaku funguje na principu vhánění vzduchu do fugátu za účelem přeměny NH_4^+ na NH_3 v plynné fázi. Vlivem tohoto procesu dojde ke snížení koncentrace amoniakálního dusíku ve fugátu (Guštin & Marinšek-Logar 2011; Palakodeti et al. 2021). Dané snížení obsahu N-amon pomocí stripování je vhodnou předúpravou fugátu před jeho nitrifikací (Vingerhoets et al. 2023). Vzhledem k tomu, že při procesu nitrifikace dochází ke spotřebě kyslíku nitrifikačními bakteriemi na oxidaci N-amon (Rahimi et al. 2020), došlo by vlivem snížení obsahu N-amon předřazeným stripováním ke snížení spotřeby kyslíku.

Stripování fugátu poskytuje řešení problému s hospodařením/zpracováním dusíku (Švehla et al. 2020b), vzhledem k tomu že se jedná o proces, při kterém dochází k separaci amoniaku z fugátu, Jak již bylo zmíněno výše (viz kapitola 4.5.3.), může se separovaný amoniak zachytit v kyselině sírové či dusičné za vzniku síranu/dusičnanu amonného, tedy soli, která se dá využít jako hnojivo (Guštin & Marinšek-Logar 2011).

Zavedením nitrifikace stripovaného fugátu dojde k oxidaci zbylého amoniakálního dusíku až na dusičnany (Rodriguez-Caballero et al. 2013). V případě jeho následného využití jako hnojiva na zemědělskou půdu, je důležité poznamenat, že dusičnany jsou v půdě (mimo to i při skladování a zapracování do půdy) daleko stabilnější a mobilnější formou dusíku než N-amon (Botheju et al. 2010), i když rostliny jsou schopné využít obě formy. Následně pak musí vynaložit energii na to, aby zredukovaly dusičnany, než dojde k využití dusíku na syntézu aminokyselin (Kuppe a Postma 2024). Mimo možné využití nitrifikovaného fugátu v zemědělství je na procesu pozitivní také značné snížení emisí amoniaku (vzhledem k přeměně N-amon na N-NO_3^-) (Švehla et al. 2023).

4.5.8 Kombinace nitrifikace-tepelné zahušťování

Vhodnou kombinací se jeví i systém nitrifikace-tepelné zahušťování, při kterém dochází k produkci tepelně zahuštěného nitrifikovaného fugátu, který je možno využít jako komplexní hnojivo (Švehla et al. 2023).

Mimo jiné z procesu vzniká i destilát (Švehla et al. 2020b; Eraky et al. 2022; Švehla et al. 2023), který může být využit jako vysoce kvalitní procesní voda.

Důležitou skutečností je také to, že ze systému nitrifikace/nitrifikace-tepelné zahušťování nevznikají žádné odpadní vody (Švehla et al. 2023).

5 Materiál a metody

5.1 Základní informace o fermentačním zbytku

V laboratoři se pracovalo s fermentačním zbytkem z bioplynové stanice Hroby, která je speciálně zřízená pro zpracování biomasy z produkce společnosti ZD Hroby. Fermentační zbytek byl odebrán jednorázově v srpnu 2024 a průměrná hodnota pH činila 8,48. Základní charakteristika surového fermentačního zbytku je uvedena níže v tabulce 1.

Jako hlavní substrát BPS Hroby využívá kukuřici na siláž a hovězí kejdu, jako doplněk pak odpadní brambory a jiné druhy zeleniny z třídiřny. Suroviny jsou rozmetány či dokonce rozdrceny a následně dávkovány do zásobního sila, odkud jsou vedeny šnekovým dopravníkem do fermentoru. Technologie BPS Hroby je založena na systému dvou reaktorů – fermentoru, kde probíhá vlastní proces anaerobní fermentace, a „dofermentoru“, kde dochází k dokončování rozkladu.

Tabulka 1 - Základní charakteristiky surového fermentačního zbytku

CHSK	33300	mg/l
N-amon	5230	mg/l
ρ(VL)	44,9	g/l
ρ(NL)	26,5	g/l
ρ(VL_{org})	22,7	g/l
Sušina	7,37	%
Org. sušina (% ze sušiny)	73,1	%

5.2 Stripování amoniaku

V laboratoři byla zprovozněna válcovitá stripovací kolona (obrázek 4), jejímž cílem bylo získat stripovaný fermentační zbytek, který byl následně využitý jako náhrada vstupu do reaktoru M2 místo původního fermentačního zbytku, zatímco v reaktoru M1 byl původní vstup nezměněn. Provozdušňování stripovací kolony bylo zprostředkováno vzduchovacím motorkem HAILEA ACO-388D (obrázek 5) (příkon 70 W, průtok vzduchu 80 l/min). Testovací stripování bylo provedeno ve dnech 21. - 24. 1. 2025. Průběh stripování fermentačního zbytku byl kontrolován odebráním vzorků po 0, 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 24, 32, 48, 56 a 72 hodinách. Ve vzorcích byla poté stanovena koncentrace N-amon ve třech opakováních. V průběhu testu byla také sledována teplota a hodnota pH.

Stripování fermentačního zbytku bylo provedeno 3x v průběhu tří měsíců (leden-duben 2025) a pokaždé bylo stripováno 5 l fermentačního zbytku.



Obrázek 4 – Stripovací kolona



Obrázek 5 – Vzduchovací motorek HAILEA ACO-388D

5.3 Nitrifikační reaktory

V laboratoři byly provozovány dva nitrifikační reaktory (označené jako M1 a M2 – obrázek 6 a 7). Do obou modelů byl při založení pokusu 25. 9. 2024 do celého objemu naočkován aktivovaný kal z proudu vratného kalu z městské čistírny odpadních vod ($\rho(\text{NL}) = 10 \text{ g/l}$), který měl v reaktorech zajistit dostupnost potřebných mikroorganismů pro proces nitrifikace (nitrifikační bakterie). Pracovní objem reaktoru M1 byl 5 l a reaktoru M2 5,5 l.

Fermentační zbytek byl do reaktorů dávkován čerpadlem, kterým se řídil průtok, respektive intenzita přítoku fermentačního zbytku do samotného reaktoru. Vstupující surový fermentační zbytek byl ředěn 4x vodovodní vodou. Vzhledem k tomu, že došlo před zahájením čerpání fermentačního zbytku do nitrifikačních reaktorů k jeho naředění, lze výsledky z tohoto experimentu předpokládat jen pro ředěný fermentační zbytek. Ředění proběhlo převážně za účelem zamezení ucpávání hadiček, kterými je veden fermentační zbytek, a jiných technických problémů. V provedení ve velkém měřítku v praxi by tento jev měl být více méně eliminován širokými trubkami.

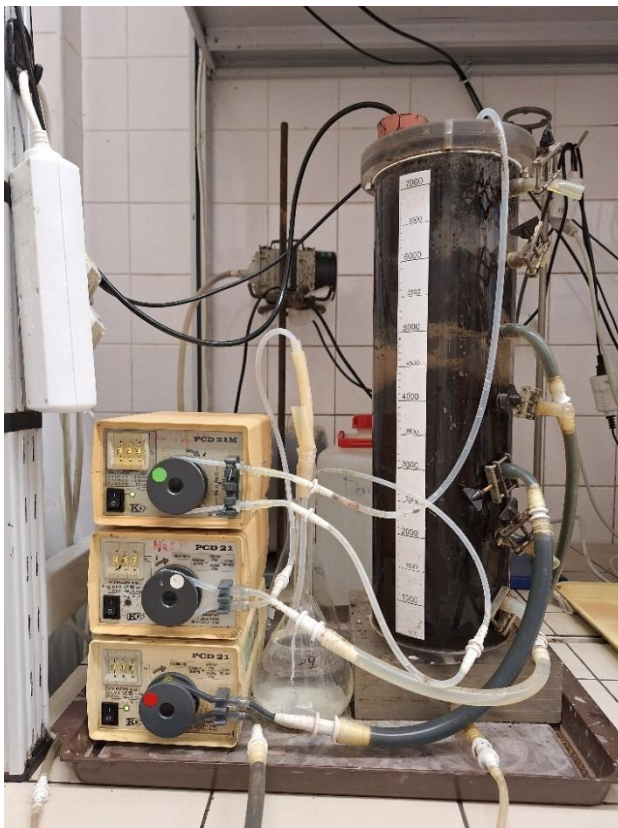
13. 2. 2025 (141. den experimentu) došlo k nahrazení vstupu do reaktoru M2 stripovaným fermentačním zbytkem, zatímco původní vstup do reaktoru M1 (surový ředěný fermentační zbytek) byl zachován. Tímto způsobem došlo k získání dat potřebných pro porovnání procesů samostatné nitrifikace a systému stripování-nitrifikace.

Další dvě zapojená čerpadla do reaktoru přiváděla roztok NaOH (100 g/l) a odpěňovač BASF Burst EP 8100. V obou reaktorech byla nastavena hodnota pH na 6,0 – udržování hodnoty pH bylo řízeno systémem GRYF (Magic XBC) a dávkováním roztoku NaOH. Reaktory byly provzdušňovány s využitím vzduchovacích motorků HAILEA ACO-328 (příkon 50 W, průtok vzduchu 70 l/min)

V laboratorních reaktorech, respektive ve vstupu i odtoku z reaktorů, byly průběžně spektrofotometricky stanovovány koncentrace amoniakálního dusíku a CHSK, zatímco koncentrace dusičnanového a dusitanového dusíku byly stanovovány jen v odtoku z reaktorů.

Obsah veškerých, rozpuštěných a nerozpuštěných látek byl stanovován gravimetricky. Také byla následně stanovena ztráta žiháním za účelem rozlišení anorganických a organických látek ve vzorku. Průběžně byla v reaktorech také sledována hodnota pH, teplota a koncentrace rozpuštěného kyslíku.

Stanovení CHSK, N-amon, N-NO_2^- a N-NO_3^- bylo prováděno ve vzorcích, u kterých došlo k odstranění nerozpuštěných látek odstředěním.



Obrázek 6 – Nitrifikační reaktor M1



Obrázek 7 – Nitrifikační reaktor M2

5.4 Měření průtoku

Denní průtok v reaktorech M1 a M2 byl měřen pomocí odměrného válce o objemu 100 ml, do kterého bylo nalito 100 ml fermentačního zbytku. Do válce byla následně umístěna trubice vedoucí fermentační zbytek do reaktoru pomocí čerpadla. Po uplynutí jedné hodiny se zjistil odčerpaný objem, který byl následně vynásoben 24x, čímž došlo ke zjištění hodnoty průtoku za den.

5.5 Využité analytické metody

5.5.1 Spektrofotometrické stanovení chemické spotřeby kyslíku

Princip měření je založen na redukci Cr^{6+} na Cr^{3+} (Li et al. 2009), přičemž při této metodě dochází ke stanovení koncentrace vzniklých Cr^{3+} iontů (Švehla 2012).



Obrázek 8 - Mineralizační box HACH DRB200



Obrázek 9 – Spektrofotometr HACH DR3900

Postup stanovení: Do zkumavky HACH o průměru 16 mm bylo pipetováno 2,5 ml předem naředěného vzorku, do kterého bylo následně pístoventilovým dávkovačem přidáno 3,5 ml katalyzátorového roztoku (roztok kyseliny sírové a síranu stříbrného) a 1,5 ml oxidačního roztoku (roztok kyseliny sírové, $K_2Cr_2O_7$ a síranu rtuťnatého). Po uzavření zkumavky byla reakční směs důkladně promíchána. Následně byla zkumavka se směsí umístěna do mineralizačního boxu HACH DRB200 (obrázek 8) předem vytemperovaného na 150 °C, ve kterém byla po dobu 2 hodin zahřívána. Po uplynutí této doby byla zkumavka vyjmuta z mineralizačního boxu a ochlazená na laboratorní teplotu na vzduchu či ve studené vodě. Po ochlazení byl vzorek měřen na spektrofotometru HACH DR3900 (obrázek 9) při vlnové délce $\lambda = 600$ nm. Výsledná hodnota byla následně násobena ředícím poměrem, který byl využit pro zředění vzorku (Horáková et al. 2003; Švehla 2012).

5.5.2 Stanovení N-amon indofenolovou metodou

Stanovení probíhá na základě reakce mezi NH_3 , salicylanem a chlornanem, při které je tvořena sloučenina typu indofenolu. U té následně dochází k disociaci na modré barvivo. Vzhledem k tomu, že jako katalyzátor je využíván nitroprusid sodný, který má žluté zbarvení, výsledné zbarvení stanovovaných roztoků bývá zelené (obrázek 10) (Horáková et al. 2003; Švehla 2012).



Obrázek 10 – Stanovení N-amon

Postup stanovení: Do odměrné baňky o objemu 50 ml s objemem 40 ml námi zředěného vzorku byly pístoventilovým dávkovačem přidány 4 ml vybarvovacího činidla. Směs byla důsledně promíchána. Následně byly do směsi pístoventilovým dávkovačem přidány 4 ml

roztoku dichlorisokyanuratanu. Směs byla opět důsledně promíchána a odměrná baňka byla po rysku doplněna demineralizovanou vodou. Odměrná baňka se směsí byla nechána stát po dobu minimálně 60 minut. Vlastní vzorek byl po uplynutí této doby měřen v kulatých kyvetách (zkumavkách) HACH o průměru 16 mm na spektrofotometru při vlnové délce $\lambda = 655$ nm. Výsledná hodnota byla následně násobena ředícím poměrem, který byl využit pro zředění vzorku (Horáková et al. 2003; Švehla 2012).

5.5.3 Spektrofotometrické stanovení dusičnanového dusíku

Principem stanovení dusičnanů je jejich reakce s 2,6-dimethylfenolem v kyselém prostředí zprostředkovaném směsí koncentrovaných kyselin – fosforečné a sírové – za vzniku 4-nitro-2,6-dimethylfenolu. 4-nitro-2,6-dimethylfenol je zabarvený do červena a intenzita zbarvení je přímo úměrná koncentraci dusičnanů ve vzorku (Horáková 2003; Švehla 2012).

Postup stanovení: Do zkumavky HACH o průměru 16 mm bylo pipetováno 500 μ l předem zředěného vzorku, do kterého bylo přidáno 350 μ l kyseliny amidosírové. Po uzavření zkumavky byla reakční směs důkladně promíchána. Poté bylo do zkumavky pístoventilovým dávkovačem přidáno 3,5 ml směsi kyselin H_2SO_4 a H_3PO_4 a po uzavření zkumavky byla reakční směs opět důkladně promíchána. Následně bylo do zkumavky pomocí pístoventilového dávkovače přidáno 0,5 ml roztoku 2,6-dimethylfenolu. Po uzavření zkumavky byla reakční směs opět důkladně promíchána a nechána stát po dobu 10 minut. Přesně po uplynutí této doby byl vzorek měřen na spektrofotometru HACH DR3900 při vlnové délce $\lambda = 324$ nm. Výsledná hodnota byla následně násobena ředícím poměrem, který byl využit pro zředění vzorku (Horáková et al. 2003; Švehla 2012).

5.5.4 Spektrofotometrické stanovení dusitanového dusíku

Princip stanovení spočívá v reakci amidu kyseliny sulfanilové s kyselinou dusitou, která vzniká z dusitanů při nízkém pH způsobeném okyselením vzorku kyselinou fosforečnou. Produktem je diazoniová sůl, která v reakci spolu s N-(1-naftyl)-1,2-ethylendiamin-dihydrochloridem produkuje červené azobarvivo. Intenzita jeho zbarvení určuje koncentraci dusitanů ve vzorku (obrázek 11) (Horáková et al. 2003; Švehla 2012).



Obrázek 11 – Stanovení dusitanů

Postup stanovení: Do odměrné baňky o objemu 50 ml s objemem 40 ml námi zředěného vzorku byl dávkován 1 ml vybarvovacího činidla, které obsahuje kyselinu fosforečnanovou, amid kyseliny sulfanilové a N-(1-naftyl)-1,2-ethylendiamin-dihydrochlorid. Směs byla důsledně promíchána a odměrná baňka byla po rysku doplněna demineralizovanou vodou. Odměrná baňka se směsí byla nechána stát po dobu minimálně 20 minut. Po přelití vzorku do jednopalcové kyvety proběhlo vlastní měření koncentrace dusitanového dusíku pomocí spektrofotometru HACH DR3900 při vlnové délce $\lambda = 540$ nm. Výsledná hodnota byla následně násobena ředícím poměrem, který byl využit pro zředění vzorku. Nulová koncentrace se běžně nastavuje pomocí demineralizované vody, nicméně v našem případě došlo k nastavení nulové koncentrace na stejný vzorek, u jakého se stanovovala koncentrace dusitanů. Vzorky s nižším ředícím poměrem mohly být více zbarvené vzhledem k barvě původního vzorku, a tím způsobovat chybu při stanovení. Nulováním na stejný vzorek tak dojde k eliminaci této chyby (Horáková et al. 2003; Švehla 2012).

5.5.5 Gravimetrické stanovení – veškeré látky (VL), rozpuštěné látky (RL), nerozpuštěné látky (NL), stanovení ztráty žíhání

Gravimetrické stanovení veškerých (VL), rozpuštěných (RL) a nerozpuštěných látek (NL) určuje obsah látek různých základních frakcí vyskytujících se ve vzorku. Stanovení rozpuštěných látek se určuje po odstředění či filtraci vzorku a určuje koncentraci rozpuštěných látek ve vzorku. Koncentrace nerozpuštěných látek se zjistí z rozdílu koncentrace veškerých látek a rozpuštěných látek (Švehla 2012).

Postup stanovení: Do předem zvážených misek z hliníkové fólie bylo pipetováno 10 ml vzorku. Misky byly následně umístěny na vodní lázni (obrázek 13) na topnou ploténku STUART CB500 k odpaření kapaliny. Poté byly misky umístěny do sušárny BMT Ecocell 55 (obrázek 12), kde se nechaly při teplotě 105 °C sušit po dobu dvou hodin. Po uplynutí této doby byly misky umístěny do exsikátoru (obrázek 14) k jejich vychladnutí, a poté byly opět zváženy na analytických vahách Denver Instruments SI 234 (obrázek 15).



Obrázek 12 - Sušárna BMT Ecocell55



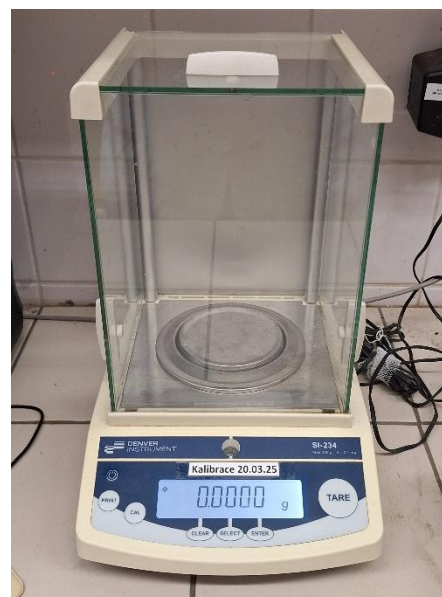
Obrázek 13 – Misky se vzorky na vodní lázni

Obsah veškerých látek byl následně vypočítán pomocí rovnice 9. Stanovení rozpuštěných látek proběhlo stejnou metodou, jen se vzorek před pipetováním do misky nechal odstředit v centrifuze Sigma 2-16P (obrázek 16). Obsah rozpuštěných látek byl následně zjištěn pomocí Rovnice 9. Obsah nerozpuštěných látek byl následně zjištěn výpočtem (rovnice 10).

Po stanovení veškerých či rozpuštěných látek se misky umístily žíhat na 1 hodinu do pece ELSKLO MF5 (obrázek 17) při teplotě 550 °C. Po uplynutí této doby byly misky opět umístěny do exsikátoru k jejich vychladnutí (Švehla 2012).



Obrázek 14 - Exsikátor



Obrázek 15 – Analytické váhy Denver Instruments SI 234

Následujícím zvážením misek a doplněním hodnot do vzorců (rovnice 11) se zjistil obsah veškerých či rozpuštěných organických látek. Obsah nerozpuštěných organických látek byl následně zjištěn výpočtem (rovnice 12).



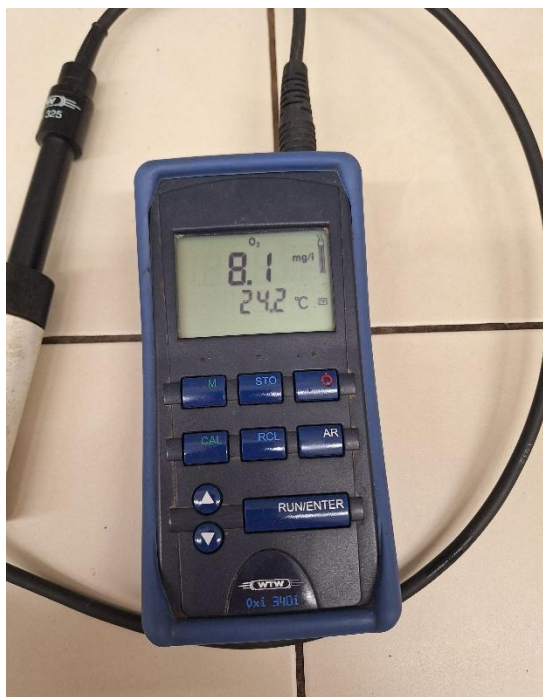
Obrázek 16 – Centrifuga Sigma 2-16P



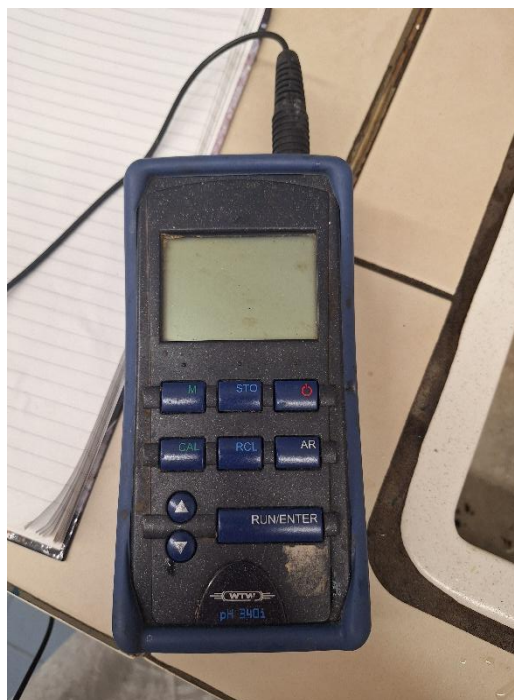
Obrázek 17 – Muflová pec ELSKLO MF5

5.6 Stanovení hodnoty pH, teploty a koncentrace rozpuštěného kyslíku

Měření koncentrace rozpuštěného kyslíku a teploty bylo prováděno přímo v reaktorech pomocí oximetru Oxi 340i od firmy WTW (Obrázek 18). Měření hodnoty pH bylo v reaktorech prováděno pH metrem pH 340i od firmy WTW (Obrázek 19).



Obrázek 18 – oximetr Oxi 340i



Obrázek 19 – pH metr pH 340i

5.7 Kinetický test hodnotící rychlost spotřeby kyslíku v nitrifikačním reaktoru

Během kinetického testu došlo nejprve k (v daných podmínkách) maximálnímu dosažitelnému nasycení celého objemu reaktoru kyslíkem pomocí kompresoru. Do reaktoru bylo vloženo míchadlo, které po nasycení reaktoru kyslíkem a následném vypnutí kompresoru zajišťovalo mechanické promíchávání obsahu reaktoru, aniž by došlo k jeho provzdušňování.

Na začátku byla změřena hodnota pH pomocí pH metru 340i a během celého procesu byla měřena koncentrace O_2 pomocí oximetru Oxi 340i. U každého reaktoru došlo vždy ke třem opakováním celého testu. Po každém z opakování byl reaktor podroben „odpočinku“ po dobu cca 30 minut.

Kinetický test byl proveden třikrát – první měření proběhlo ještě před zahájením dávkování stripovaného fermentačního zbytku do reaktoru M2.

5.8 Výpočty

5.8.1 Objemové zatížení Bv-CHSK

Objemové zatížení CHSK bylo vypočteno podle vztahu:

Rovnice 1

$$B_v - CHSK = \frac{Q_1 \cdot \rho_1}{V}$$

kde Q_1 je průtok fermentačního zbytku (ml/d), ρ_1 je hodnota CHSK ve vstupu (mg/l) a V je objem reaktoru (l). Výsledek je následně vyjádřen v mg/(l.d) (Švehla 2012).

5.8.2 Účinnost odstranění E-CHSK

Účinnost odstranění CHSK byla vypočtena podle vztahu:

Rovnice 2

$$E - CHSK = \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_1} \cdot 100 (\%)$$

kde ρ_1 je hodnota CHSK na vstupu do reaktoru (mg/l) a ρ_2 je hodnota CHSK v odtoku z reaktoru (mg/l). Výsledek je vyjádřen v % (Švehla 2012).

5.8.3 Objemové zatížení Bv-N-amon

Objemové zatížení N-amon bylo vypočteno podle vztahu:

Rovnice 3

$$B_v - N - amon = \frac{Q_1 \cdot \rho_1}{V}$$

kde Q_1 je průtok fermentačního zbytku (ml/d), ρ_1 je koncentrace N-amon ve vstupu (mg/l) a V je objem reaktoru (l). Výsledek je následně vyjádřen v mg/(l.d) (Švehla 2012).

5.8.4 Účinnost odstranění E-N-amon

Účinnost odstranění N-amon byla vypočtena podle vztahu:

Rovnice 4

$$E - N - amon = \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_1} \cdot 100 (\%)$$

kde ρ_1 je koncentrace N-amon na vstupu do reaktoru (mg/l) a ρ_2 je koncentrace N-amon v odtoku z reaktoru (mg/l). Výsledek je vyjádřen v % (Švehla 2012).

5.8.5 Objemová rychlost odstranění r_v -N-amon

Objemová rychlost odstranění N-amon byla vypočtena podle vztahu:

Rovnice 5

$$r_v - N - amon = \frac{Q_1 \cdot (\rho_1 - \rho_2)}{V}$$

kde Q_1 je průtok fermentačního zbytku (ml/d), ρ_1 je koncentrace N-amon ve vstupu (mg/l), ρ_2 je koncentrace N-amon v odtoku z reaktoru (mg/l) a V je objem reaktoru (l). Výsledek je následně vyjádřen v mg/(l.d) (Švehla 2012).

5.8.6 Zastoupení $N-NO_2^-$ a $N-NO_3^-$ mezi produkty nitrifikace v odtoku z reaktorů

Zastoupení $N-NO_2^-$ mezi produkty nitrifikace v odtoku z reaktorů bylo vypočteno podle vztahu:

Rovnice 6

$$N - NO_2^- \% = \frac{\rho(N - NO_2^-)}{\rho(N - NO_2^-) + \rho(N - NO_3^-)} \cdot 100 (\%)$$

kde $\rho(N-NO_2^-)$ je koncentrace dusitanového dusíku v odtoku z reaktoru (mg/l) a $\rho(N-NO_3^-)$ je koncentrace dusičnanového dusíku v odtoku z reaktoru (mg/l). Výsledek je vyjádřen v % (Švehla et al. 2023).

Zastoupení $N-NO_3^-$ mezi produkty nitrifikace v odtoku z reaktoru bylo vypočteno podle vztahu:

Rovnice 7

$$N - NO_3^- \% = \frac{\rho(N - NO_3^-)}{\rho(N - NO_2^-) + \rho(N - NO_3^-)} \cdot 100 (\%)$$

Rovnice 8

$$N - NO_3^- \% = 100 \% - (N - NO_2^- \%)$$

kde $\rho(N-NO_2^-)$ je koncentrace dusitanového dusíku v odtoku z reaktoru (mg/l) a $\rho(N-NO_3^-)$ je koncentrace dusičnanového dusíku v odtoku z reaktoru (mg/l). Výsledek je vyjádřen v % (Švehla et al. 2023).

5.8.7 Stanovení veškerých, rozpuštěných a nerozpuštěných látek, stanovení ztráty žíháním

Rovnice 9

$$\rho(VL, \text{respektive } RL) = (m_2 - m_1) \cdot 1000 / V_{VZ}$$

Rovnice 10

$$\rho(NL) = \rho(VL) - \rho(RL)$$

Rovnice 11

$$\rho(VL_{org}, \text{respektive } RL_{org}) = (m_2 - m_3) \cdot 1000 / V_{VZ}$$

Rovnice 12

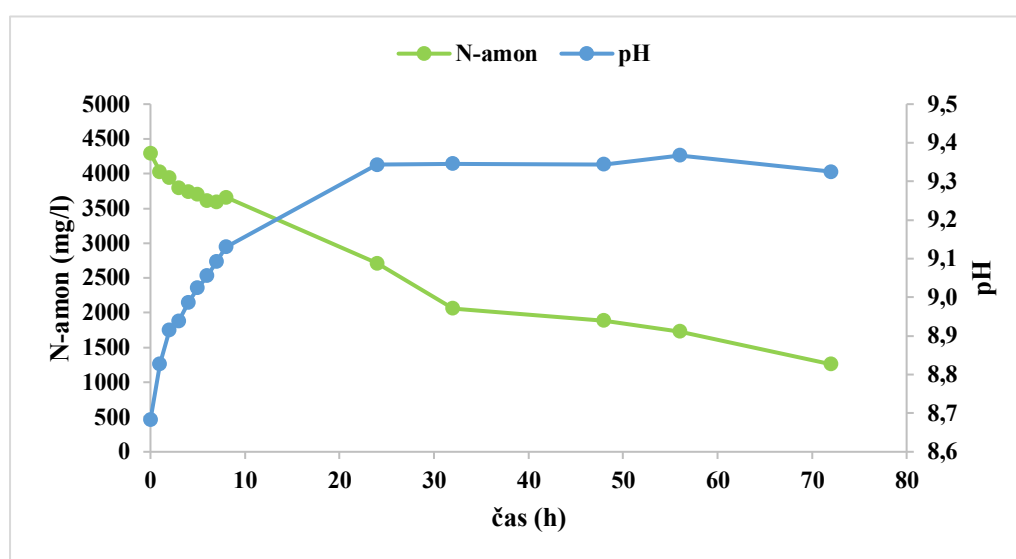
$$\rho(NL_{org}) = \rho(VL_{org}) - \rho(RL_{org})$$

kde $\rho(VL)$ je hmotnostní koncentrace veškerých látek (g/l), $\rho(RL)$ je hmotnostní koncentrace rozpuštěných látek (g/l), $\rho(NL)$ je hmotnostní koncentrace nerozpuštěných látek (g/l), $\rho(VL_{org}, \text{respektive } RL_{org})$ je hmotnostní koncentrace veškerých/rozpuštěných organických látek (g/l), $\rho(NL_{org})$ je hmotnostní koncentrace nerozpuštěných organických látek (g/l), m_1 je hmotnost misky (g), m_2 je hmotnost misky po vysušení v sušárně (g), m_3 je hmotnost misky po ztrátě žíháním (g) a V_{VZ} je objem vzorku (ml) (Švehla 2012).

6 Výsledky

6.1 Průběh stripování fermentačního zbytku

Na grafu 1 lze sledovat průběh stripování N-amon v surovém fermentačního zbytku. Nejvyšší koncentrace N-amon byla naměřena před začátkem stripování a to 4290 mg/l, přičemž na počátku bylo pH nejnižší s hodnotou cca 8,7. V průběhu stripování došlo postupně ke snižování koncentrace N-amon a zvyšování hodnoty pH. Je však nutné podotknout, že při měření koncentrace ve vzorku, který byl už 8 hodin stripován, došlo k mírnému nárůstu, respektive odchylce v měření.

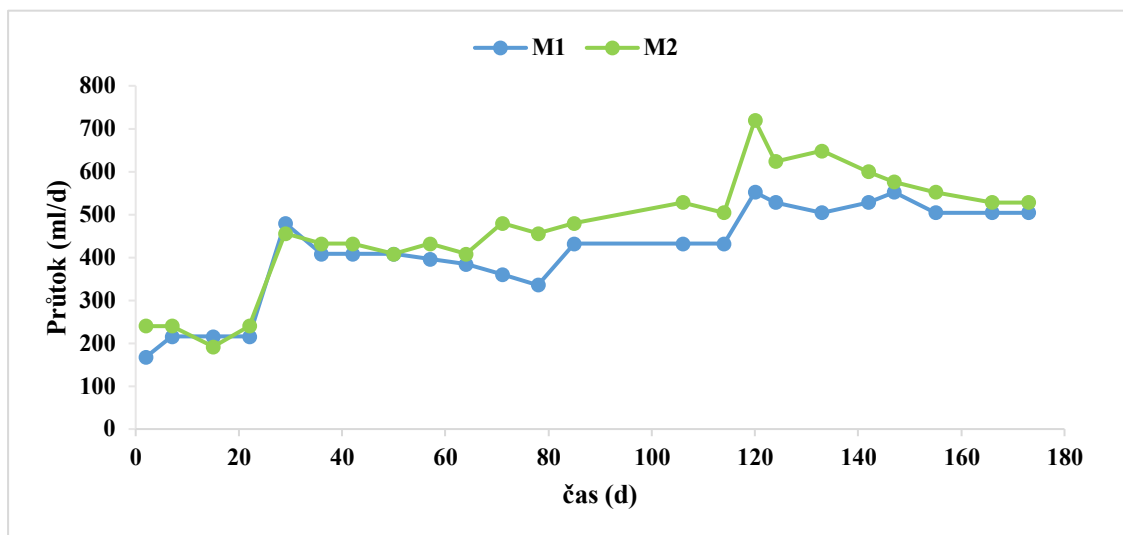


Graf 1 – Průměrná koncentrace N-amon a pH v průběhu stripování fermentačního zbytku

6.2 Nitrifikační reaktory

6.2.1 Sledování průtoku

Pomineme-li případné technické problémy při provozu čerpadel, byl průtok v reaktorech cíleně regulován nastavením výkonu čerpadel dávkujících do reaktorů fermentační zbytek. Nejnižší hodnoty průtoků byly v nitrifikačních reaktorech zaznamenány v prvních dnech po založení pokusu, než došlo k jeho zvýšení. 27. den po založení pokusu byl průtok u reaktoru M1 zdvojnásoben na cca 400 ml/den a u reaktoru M2 na cca 480 ml/den. K dalšímu zvýšení průtoku došlo 106. den po založení pokusu. Níže vložený graf 2 znázorňuje vývoj průtoku v čase.

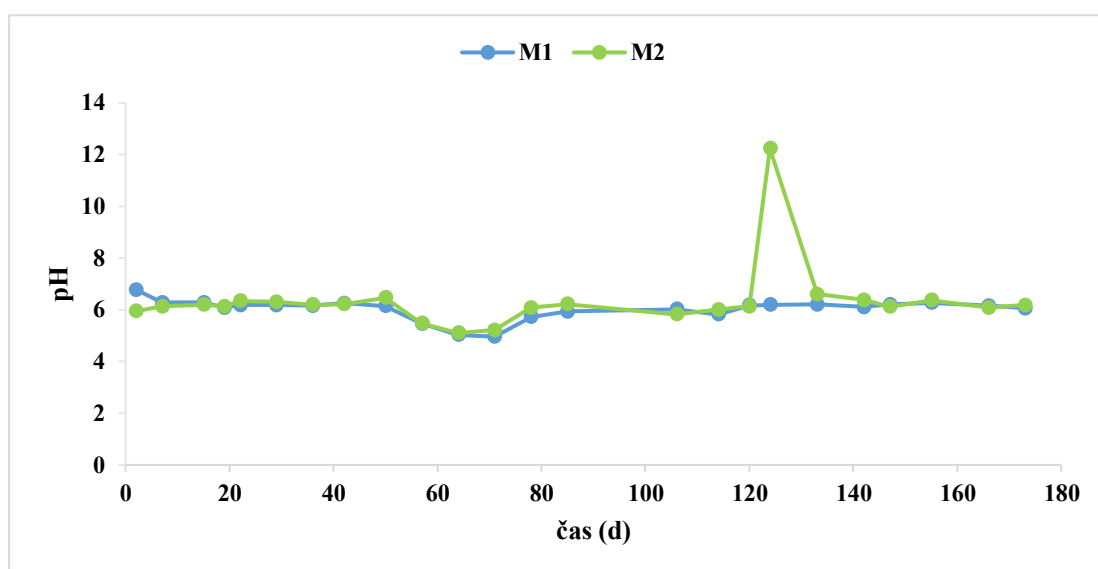


Graf 2 – Průtok v reaktorech M1 a M2

6.2.2 Hodnota pH

Průměrná hodnota pH v reaktoru M1 se pohybovala okolo pH 6,03, v reaktoru M2 zase pH 6,33. Nejnižší naměřenou hodnotou v reaktoru M1 bylo pH 4,96 (71. den po založení pokusu), zatímco nejvyšší naměřenou hodnotou bylo pH 6,8 (2. den).

Nejnižší naměřenou hodnotou v reaktoru M2 bylo pH 5,1 (64. den). Nejvyšší naměřenou hodnotou v reaktoru bylo pH 12,2 – 124. den. Na grafu 3 lze pozorovat vývoj hodnoty pH v reaktorech M1 a M2.

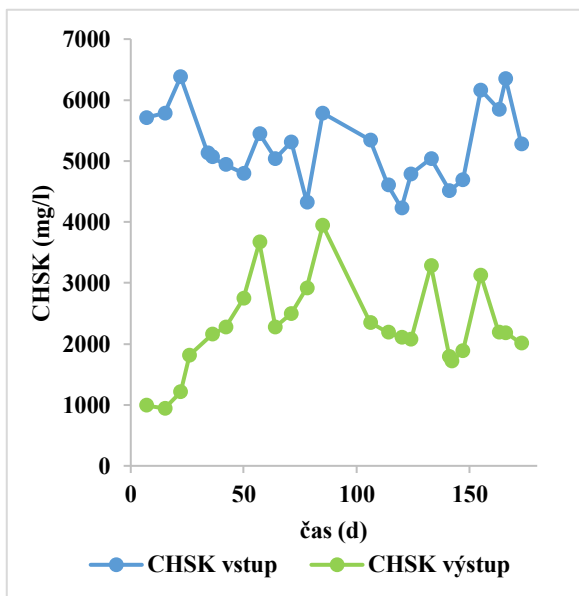


Graf 3 – Hodnota pH v reaktoru M1 a M2

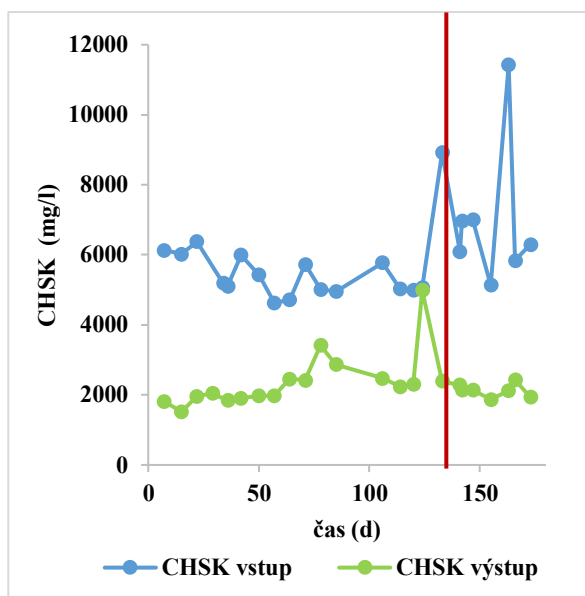
6.2.3 Chemická spotřeba kyslíku

Hodnota CHSK se ve vstupu do reaktoru M1 průměrně pohybovala kolem 5240 mg/l, v odtoku z reaktoru M1 okolo 2260 mg/l. Nejvyšší hodnotou CHSK, která byla naměřena v odtoku z reaktoru M1, byla z 85. dne, a to 3940 mg/l, nejnižší naopak 943 mg/l z 15. dne. Pakliže bychom se zaměřili na objektivitu výsledků, kdy je nutno vzít v úvahu dobu, než se vymění pracovní objem v reaktoru (což platí i pro jiné ukazatele), nejnižší naměřená hodnota by v tomto případě činila 1710 mg/l ze 142. dne. Z grafu 4 vloženého níže je možné vidět, že se hodnota CHSK v odtoku z reaktoru M1 výrazně snížila oproti její hodnotě ve vstupu.

Ve vstupu do reaktoru M2 se hodnota CHSK pohybovala okolo 5990 mg/l, průměrnou hodnotou v odtoku z reaktoru M2 byla 2310 mg/l. Nejvyšší naměřená hodnota CHSK v odtoku z reaktoru byla 124. den, a to 4990 mg/l, nejnižší naopak 1520 mg/l z 15. dne. Pakliže bychom se zaměřili na objektivitu výsledků (výměna pracovního objemu v reaktoru), nejnižší naměřená hodnota by v tomto případě činila 1840 mg/l ze 36. dne experimentu. Z grafu 5 vloženého níže je možné vidět, že se hodnota CHSK v odtoku z reaktoru M2 výrazně snížila oproti její hodnotě ve vstupu. Až do 124. dne se jevily výsledky (jak u vstupu, tak i odtoku z reaktoru M2) relativně konstantní. I přes tento fakt se v měření objevily určité odchylky, respektive extrémní hodnoty, které mohly nastat například vlivem analytické chyby.



Graf 4 – Hodnota CHSK ve vstupu a odtoku z reaktoru M1

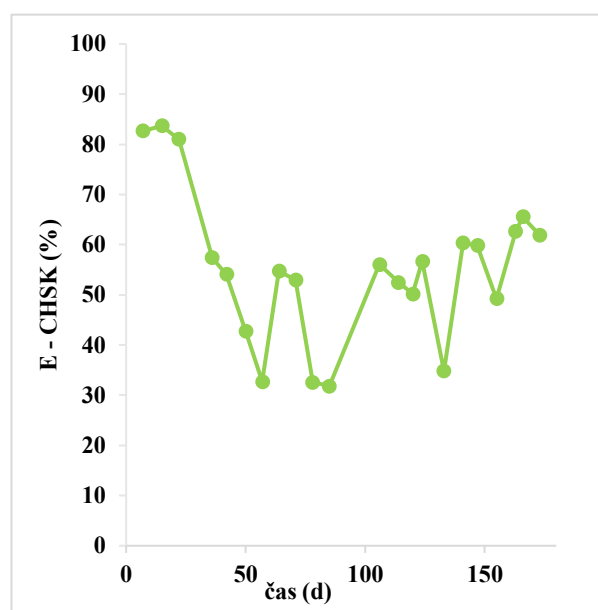


Graf 5 – Hodnota CHSK ve vstupu a odtoku z reaktoru M2

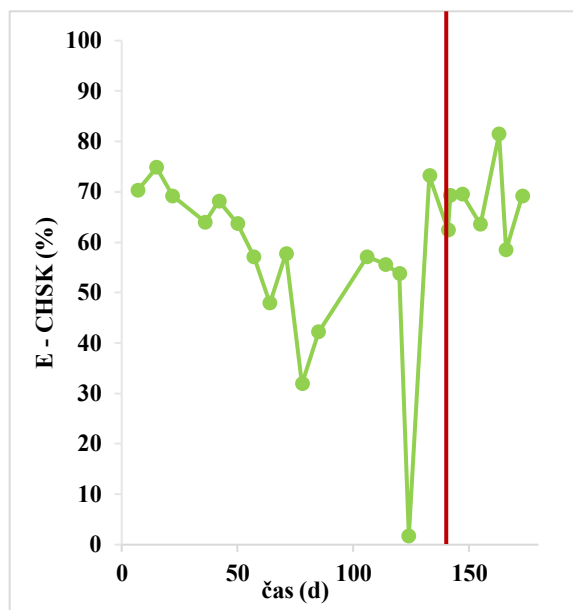
6.2.3.1 Účinnost odstranění CHSK

Průměrná účinnost odstranění CHSK v reaktoru M1 byla 55,3 %, což lze vidět i z naměřených hodnot CHSK v odtoku z reaktoru M1, které se zpravidla liší zhruba o polovinu od hodnot CHSK naměřených ve vstupu (graf 4). Minimální účinnost byla vypočtena pro 85. den (31,8 %), maximální naopak pro 15. den (83,7 %). Pakliže bychom se zaměřili na objektivitu výsledků (výměna pracovního objemu v reaktoru), nejnižší účinnost odstranění CHSK by v tomto případě činila 65,6 % ze 166. dne experimentu. Níže vložený graf 6 znázorňuje křivku účinnosti odstranění CHSK v průběhu provozování pokusu v reaktoru M1.

Průměrná účinnost odstranění CHSK v odtoku z reaktoru M2 byla 59,2 %, což lze vidět z naměřených hodnot CHSK v odtoku z reaktoru M2, které se zpravidla liší zhruba o polovinu od hodnot CHSK naměřených ve vstupu do reaktoru M2 (podobně jako u reaktoru M1). Minimální účinnost odstranění CHSK byla vypočtena pro 124. den, maximální naopak pro 163. den (81,4 %). Účinnost odstranění CHSK 124. den činila 1,72 % - pravděpodobně nastalo chybné měření CHSK ve vzorku. Níže vložený graf 7 znázorňuje křivku účinnosti odstranění CHSK v průběhu provozování pokusu v reaktoru M2.



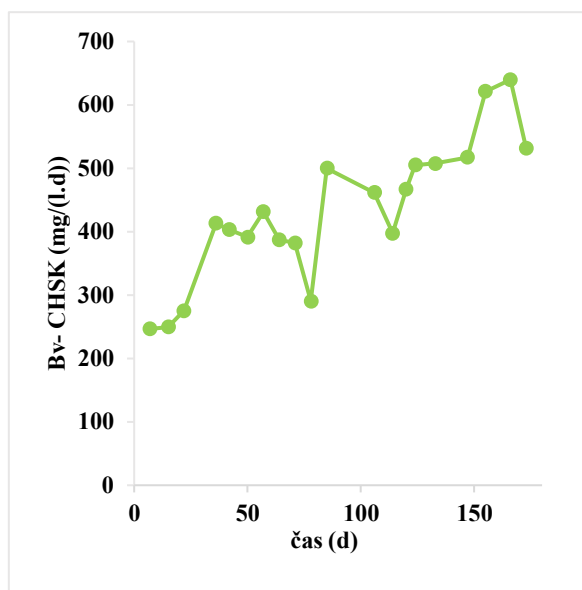
Graf 6 – Účinnost odstranění CHSK v odtoku z reaktoru M1



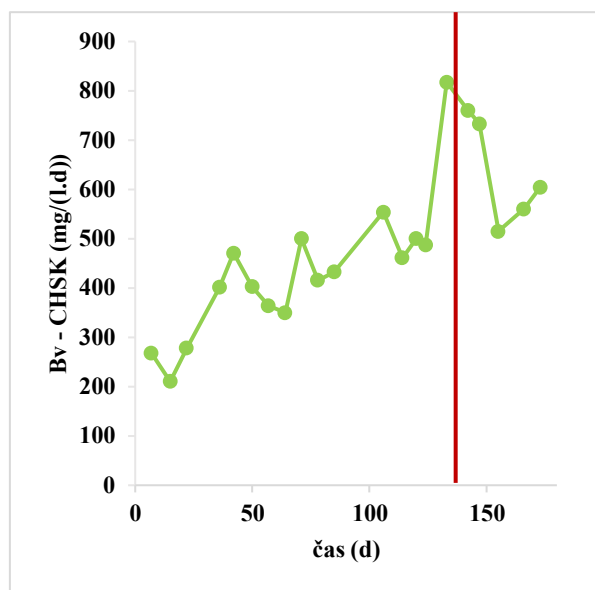
Graf 7 – Účinnost odstranění CHSK v odtoku z reaktoru M2

6.2.3.2 Objemové zatížení CHSK

Objemové zatížení CHSK reaktoru M1 se pohybovalo od 247 mg/(l.d) do 640 mg/(l.d) zatímco průměrná hodnota objemového zatížení reaktoru M1 byla 431 mg/(l.d). Objemové zatížení CHSK reaktoru M2 se pohybovalo od 231 mg/(l.d) do 899 mg/(l.d) a průměrná hodnota objemového zatížení reaktoru M2 byla 528 mg/(l.d). S postupně zvyšujícím se průtokem se úměrně zvyšovala i hodnota objemového zatížení (viz kapitola 6.2.1.). Grafy 8 a 9 znázorňují vývoj objemového zatížení reaktorů M1 a M2 CHSK.



Graf 8 – Objemové zatížení v parametru CHSK (Bv - CHSK) reaktoru M1

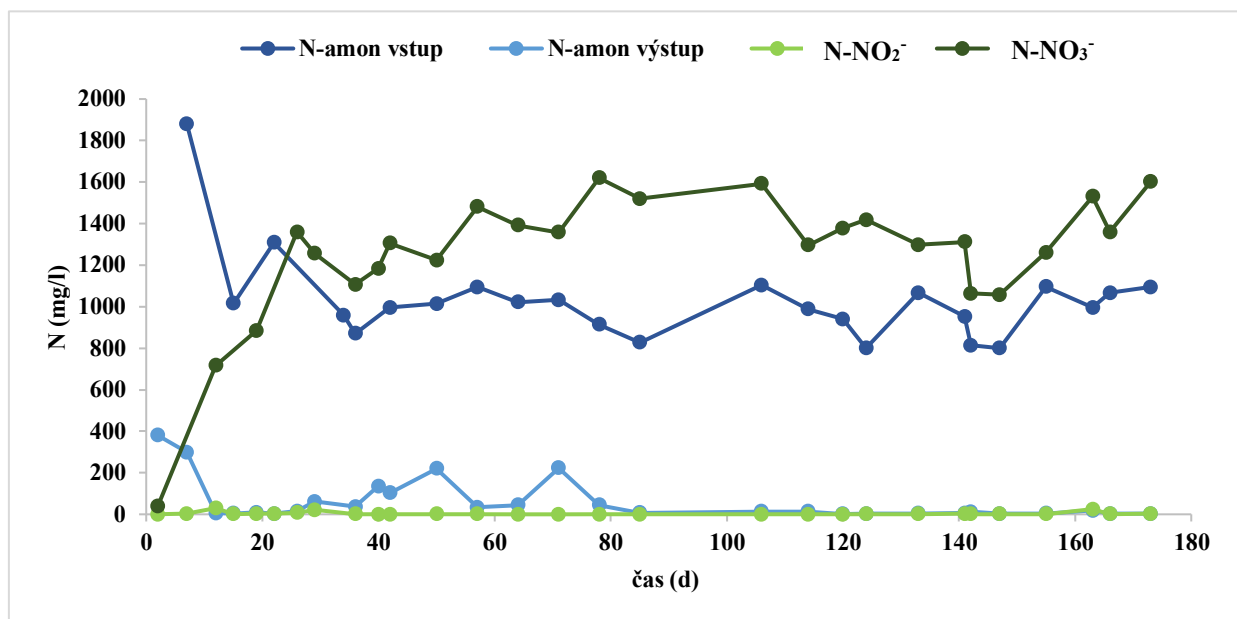


Graf 9 – Objemové zatížení v parametru CHSK (Bv - CHSK) reaktoru M2

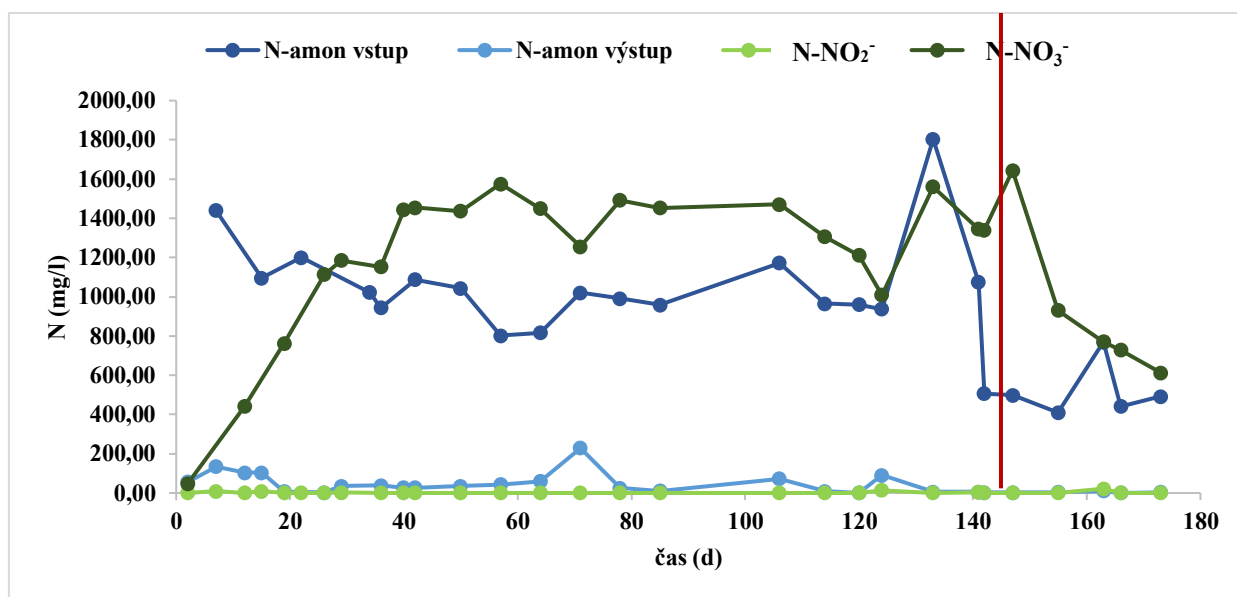
6.2.4 Vývoj koncentrace forem dusíku v reaktorech

Níže vložené grafy 10 a 11 ukazují průběžné sledování koncentrace forem N v reaktorech M1 a M2 a koncentrace N-amon ve vstupu do reaktorů. Průměrná koncentrace N-amon na vstupu do reaktoru M1 činila 1030 mg/l. Ve vstupu do reaktoru M2 byla průměrná koncentrace 936 mg/l, nicméně od zahájení čerpání stripovaného fermentačního zbytku jakožto vstupu do reaktoru M2 se průměrná koncentrace na vstupu do reaktoru M2 pohybovala kolem 520 mg/l.

V odtocích z reaktorů se koncentrace N-amon a N-NO_2^- pohybovaly velmi nízko. V odtoku z reaktoru M1 byla zaznamenána průměrná koncentrace N-amon 59 mg/l a N-NO_2^- 3,72 mg/l. V reaktoru M2 byla průměrná koncentrace N-amon 40,9 mg/l a N-NO_2^- 2,54 mg/l. Koncentrace N-NO_3^- , jakožto finálního produktu nitrifikace, se v odtoku z reaktoru M1 pohybovala průměrně okolo 1250 mg/l, v odtoku z reaktoru M2 okolo 1160 mg/l.



Graf 10 – Vývoj forem dusíku ve vstupu a výstupu z reaktoru M1



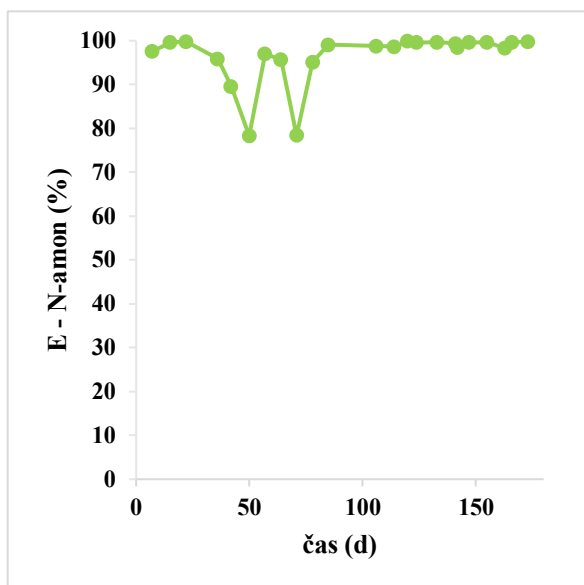
Graf 11 – Vývoj forem dusíku ve vstupu a výstupu z reaktoru M2

6.2.5 Amoniakální dusík

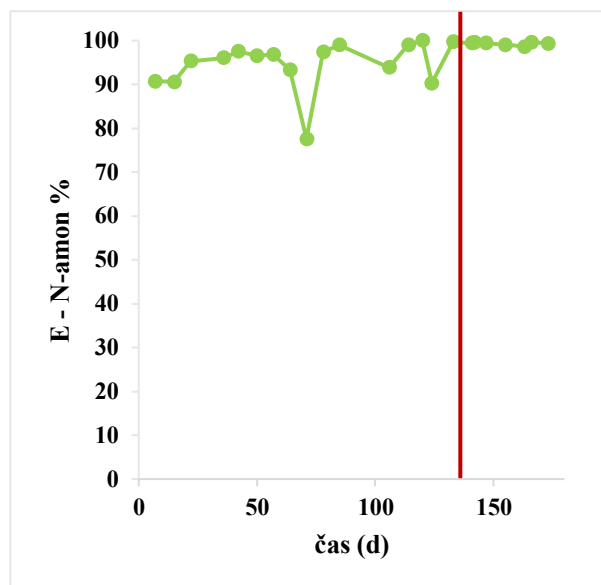
6.2.5.1 Účinnost odstranění N-amon

Účinnost odstranění N-amon v reaktoru M1 se bez dvou odchylek 50. a 71. den pohybovala stabilně okolo průměrné hodnoty 96,4 %. Maximální účinnost v reaktoru M1 byla vypočtena pro 120. den s hodnotou 99,9 %. Nejnižší hodnota účinnosti odstranění N-amon v reaktoru M1 byla vypočtena pro 50. den – 78,3 %. Níže vložený graf 12 znázorňuje křivku účinnosti odstranění N-amon v průběhu provozování pokusu v reaktoru M1.

V reaktoru M2 se průměrně účinnost odstranění N-amon pohybovala okolo hodnoty 96,03 % (po zahájení čerpání stripovaného fermentačního zbytku cca 99,3 %). Byly zaznamenány dvě výrazněji odchýlené hodnoty, a to 71. den s nejnižší naměřenou hodnotou 77,6 % a 124. den s hodnotou 90,3 %. Nejvyšší účinnost odstranění N-amon byla vypočítána pro 120. den s hodnotou 99,9 %. Níže vložený graf 13 znázorňuje křivku účinnosti odstranění N-amon v průběhu provozování pokusu v reaktoru M2.



Graf 12 – Účinnost odstranění N-amon v reaktoru M1



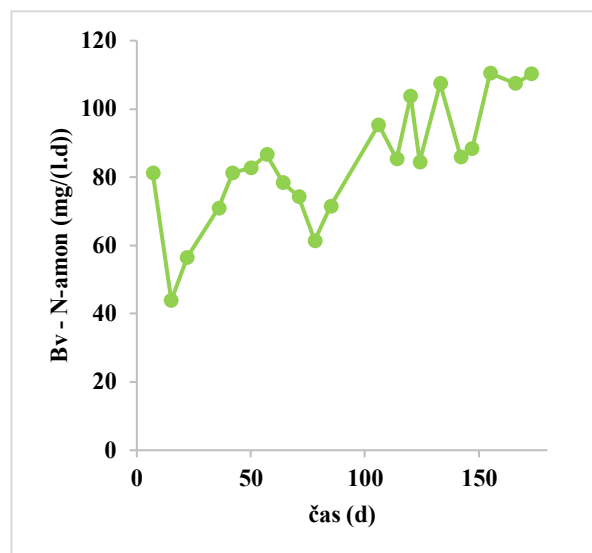
Graf 13 – Účinnost odstranění N-amon v reaktoru M2

6.2.5.2 Objemové zatížení N-amon

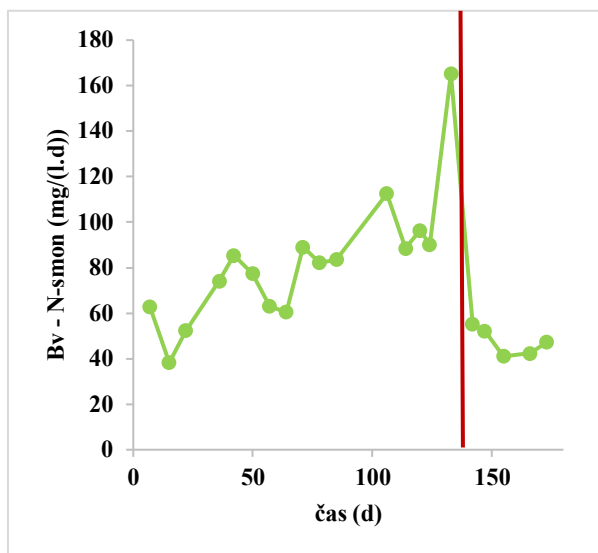
Průměrná hodnota objemového zatížení amoniakálním dusíkem se v reaktoru M1 pohybovala kolem 84,2 mg/(l.d). Nejnižší hodnota byla vypočtena pro 15. den, zatímco nejvyšší pro 155. den (111 mg/(l.d)). V průběhu uplynuté doby se zvyšujícím se průtokem se úměrně zvyšovala i hodnota objemového zatížení reaktoru M1 (graf 14).

Objemové zatížení reaktoru M2 amoniakálním dusíkem se průměrně pohybovalo kolem 74,3 mg/(l.d). Nejnižší hodnotu lze pozorovat 15. den od založení pokusu s 38,3 mg/(l.d),

naopak nejvyšší hodnotu 133. den, a to 165 mg/(l.d). Objemové zatížení reaktoru dusíkem od 133. dne výrazně kleslo, což je zapříčiněno zahájením čerpání stripovaného fermentačního zbytku do reaktoru M2. Vzhledem ke sníženému obsahu N-amon ve vstupu tak došlo ke snížení zatížení reaktoru M2 (graf 15).



Graf 14 – Objemové zatížení reaktoru M1 Bv N-amon

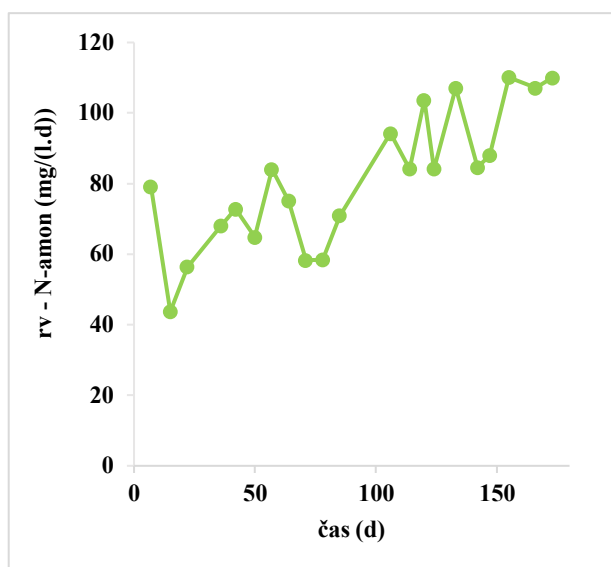


Graf 15 – Objemové zatížení reaktoru M2 Bv N-amon

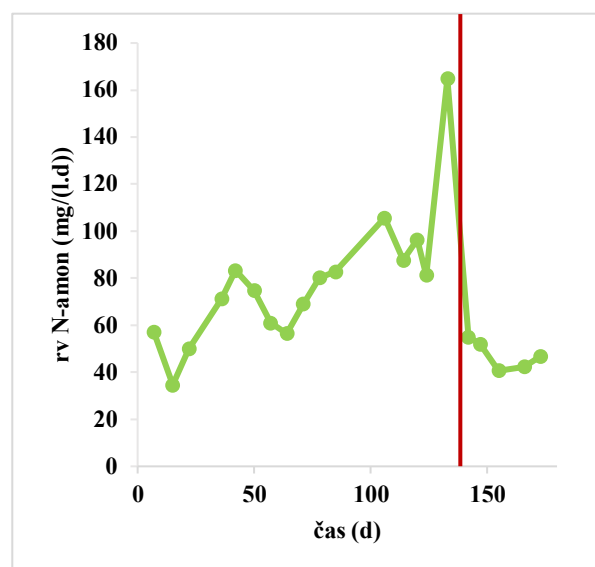
6.2.5.3 Objemová rychlost odstranění N-amon

Průměrně se objemová rychlost odstranění N-amon v reaktoru M1 pohybovala kolem 81,2 mg/(l.d). Nejnižší hodnota byla naměřena 15. den s 43,7 mg/(l.d), zatímco nejvyšší hodnota objemové rychlosti odstranění N-amon byla vypočtena pro 155. den po založení pokusu (110 mg/(l.d)). Pakliže bychom se zaměřili na objektivitu výsledků, kdy je nutno vzít v úvahu dobu, než se vymění pracovní objem v reaktoru, nejnižší vypočtená objemová rychlost odstranění N-amon by byla v tom případě ze 71. dne – 52,3 mg/(l.d). Vývoj objemové rychlosti odstranění N-amon v reaktoru M1 lze pozorovat na grafu 16.

Objemová rychlost odstranění N-amon se v reaktoru M2 pohybovala průměrně kolem hodnoty 71,1 mg/(l.d). Nejnižší hodnota objemové rychlosti odstranění N-amon v reaktoru M2 byla naměřena 15. den s 34,7 mg/(l.d) (objektivně 155. den s hodnotou 44,8 mg/(l.d)), nejvyšší hodnotou naopak bylo 165 mg/(l.d) (133. den). V níže přiloženém grafu 17 lze vidět, že hodnota objemové rychlosti odstranění N-amon při zahájení čerpání stripovaného fermentačního zbytku do reaktoru M2 výrazně poklesla. Výrazně to souvisí s objemovým zatížením reaktoru amoniakálním dusíkem, které se zahájením čerpání stripovaného fermentačního zbytku pokleslo taktéž.



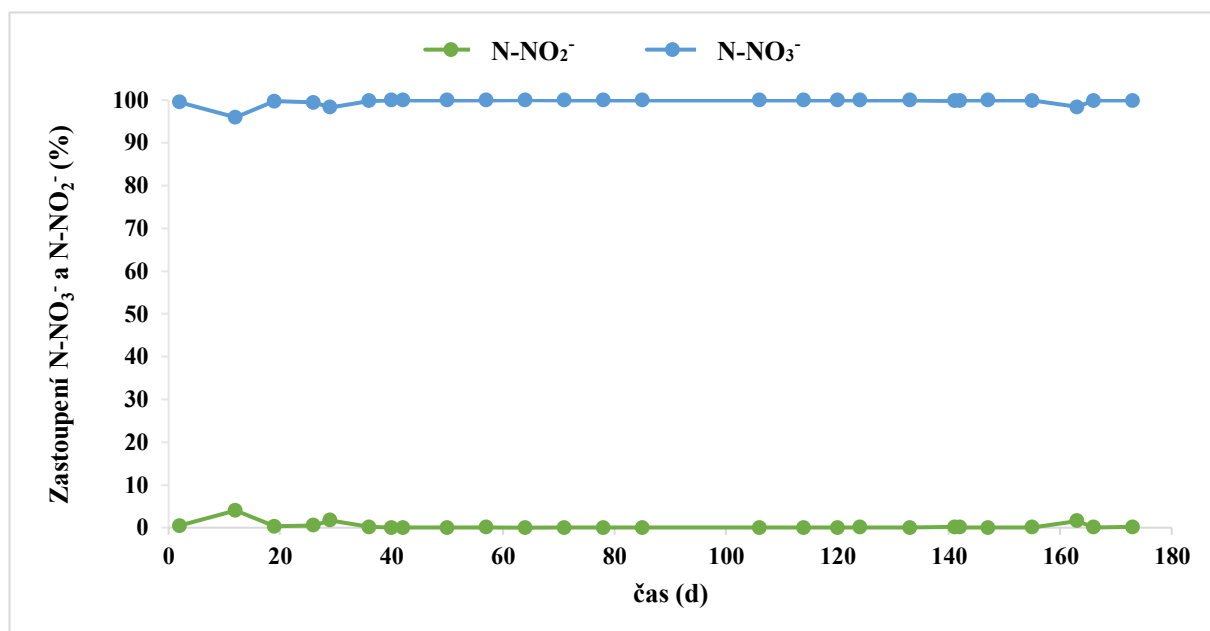
Graf 16 – Objemová rychlost odstranění N-amon v reaktoru M1



Graf 17 – Objemová rychlost odstranění N-amon v reaktoru M2

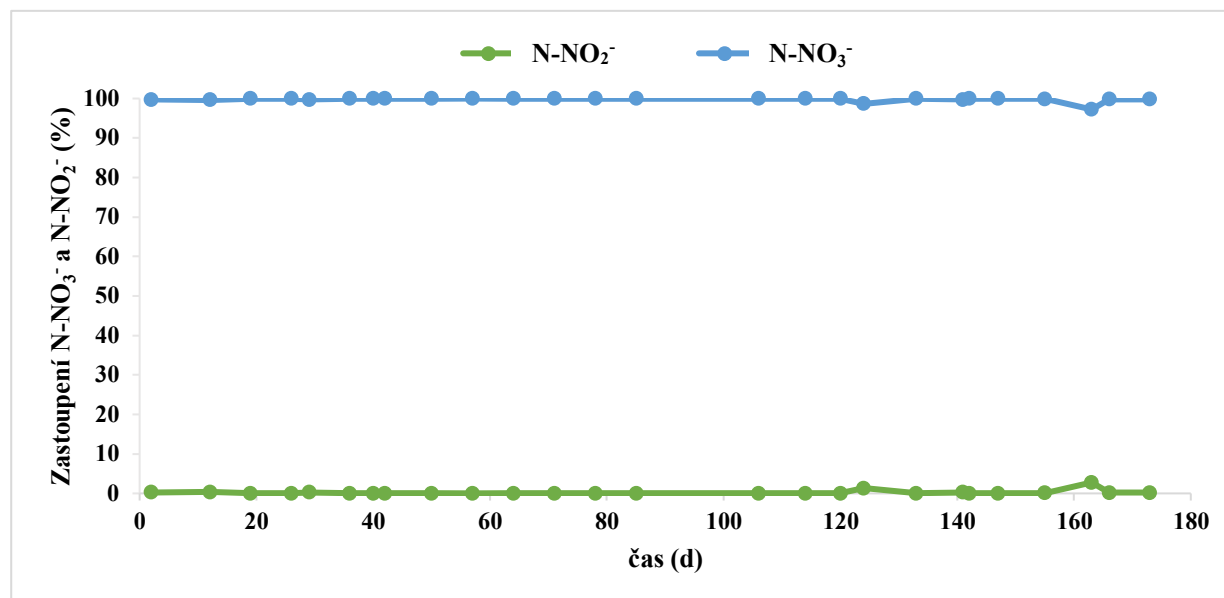
6.2.6 Zastoupení N-NO_3^- a N-NO_2^- mezi produkty nitrifikace

Průměrné zastoupení N-NO_2^- mezi produkty nitrifikace v odtoku z reaktoru M1 bylo 0,40 %. Mírné odchylky nastaly 12., 29. a 163. den po založení pokusu, jak je možno vidět na grafu 18, jinak byly koncentrace N-NO_2^- v průběhu celého procesu relativně konstantní a nízké. Průměrné zastoupení N-NO_3^- mezi produkty nitrifikace v odtoku z reaktoru M1 bylo 99,6 %.



Graf 18 – Zastoupení N-NO_3^- a N-NO_2^- mezi produkty nitrifikace v reaktoru M1

Průměrné zastoupení N-NO_2^- mezi produkty nitrifikace v odtoku z reaktoru M2 bylo cca 0,20 %. Mírné odchylky byly zaznamenány 124. a 163. den od založení pokusu. Jak je možno vidět na grafu 19, koncentrace N-NO_2^- byly v průběhu celého procesu relativně konstantní a nízké. Průměrné zastoupení N-NO_3^- mezi produkty nitrifikace v odtoku z reaktoru M2 bylo 99,8 %.

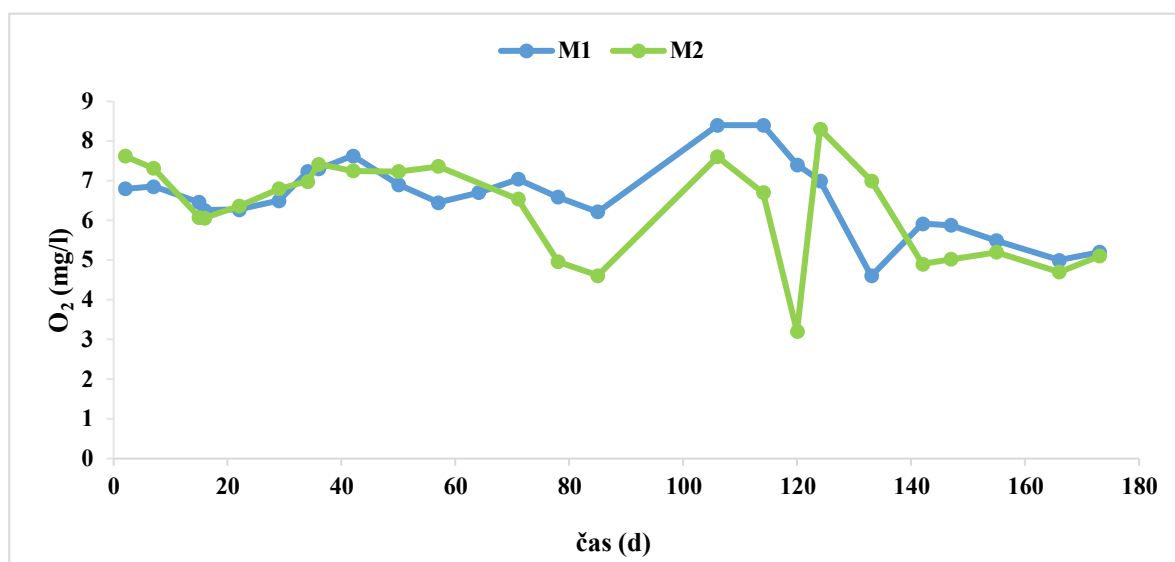


Graf 19 – Zastoupení N-NO_3^- a N-NO_2^- mezi produkty nitrifikace v reaktoru M2

6.2.7 Koncentrace rozpuštěného kyslíku a teplota

Průměrná koncentrace rozpuštěného kyslíku v reaktoru M1 činila 6,58 mg/l. Prvních cca 30 dní pokusu se pohybovala okolo 6 mg/l, poté mírně vzrostla na hodnotu okolo 7 mg/l, následně však docházelo k výkyvům. Nejnižší naměřenou koncentrací rozpuštěného kyslíku v reaktoru M1 bylo 4,6 mg/l 133. den, nejvyšší naopak 8,4 mg/l naměřených 106. a 114. den po založení pokusu. Od 142. dne se hodnota pohybovala mezi 5-6 mg/l.

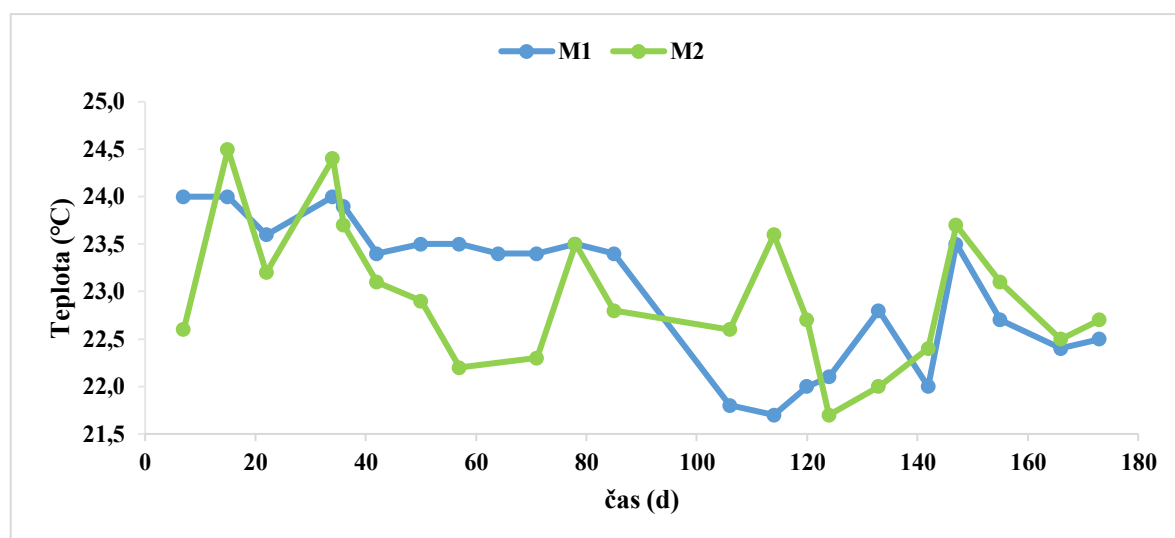
V reaktoru M2 byla zaznamenána průměrná koncentrace rozpuštěného kyslíku 6,26 mg/l. Značný pokles byl zaznamenán 78. den, kdy se koncentrace O_2 snížila na 4,96 mg/l, a pak také 120. den s naměřenou hodnotou 3,20 mg/l, která byla také tou nejnižší naměřenou v reaktoru M2. Od 142. dne se koncentrace rozpuštěného kyslíku pohybovala v rozmezí 4,7-5,1 mg/l. Maximální naměřenou koncentrací v reaktoru M2 bylo 8,30 mg/l 124. den od založení pokusu. Na níže vloženém grafu 20 lze sledovat průběžný vývoj koncentrace rozpuštěného kyslíku v reaktorech.



Graf 20 – Koncentrace rozpuštěného kyslíku v reaktorech M1 a M2

V reaktoru M1 byla naměřena průměrně teplota okolo 23,1 °C. V průběhu měření se vyskytovaly výkyvy, nicméně teplota se celou dobu pohybovala v rozmezí 21,7-24,0 °C. Nejčastěji naměřenou teplotou bylo 23,4 °C. Reaktor M1 byl do 23.1. 2025 uložen v termostatované skříni, ve které byla udržována teplota, která byla v maximální dosažitelné míře identická s teplotou v laboratoři.

V reaktoru M2 byla zjištěna průměrná teplota 22,96 °C. Teplota se celou dobu pohybovala v rozmezí 21,7-24,5 °C a nejčastěji se vyskytující se hodnotou bylo 22,6 °C. Teplotní vývoj v obou modelech je znázorněn na grafu 21.



Graf 21 – Teplota v reaktorech M1 a M2

6.2.8 Veškeré látky, rozpuštěné látky, nerozpuštěné látky, stanovení ztráty žiháním

Níže vložená tabulka 2 představuje průměrné koncentrace veškerých látek (VL), rozpuštěných látek (RL) a nerozpuštěných látek (NL) stanovené gravimetricky sušením. Mimo to lze v tabulce vidět i průměrné koncentrace veškerých látek organických (VL_{org}) a nerozpuštěných látek organických (NL_{org}) stanovené ztrátou žiháním. Hodnoty jsou uvedeny pro oba reaktory a vstupy v g/l.

Tabulka 2 – Koncentrace veškerých (org.), rozpuštěných, nerozpuštěných (org) látek ve vstupu a odtoku z reaktorů

M1	$\rho(VL)$ (g/l)	$\rho(RL)$ (g/l)	$\rho(NL)$ (g/l)	$\rho(VL_{org})$ (g/l)	$\rho(NL_{org})$ (g/l)
VSTUP	9,19	5	4,19	5,93	3,43
REAKTOR	17,64	12,28	5,11	9,6	6,18
M2	$\rho(VL)$ (g/l)	$\rho(RL)$ (g/l)	$\rho(NL)$ (g/l)	$\rho(VL_{org})$ (g/l)	$\rho(NL_{org})$ (g/l)
VSTUP	8,39	5,69	2,7	5,43	2,12
REAKTOR	15,89	10,51	5,38	8,68	5,34

6.3 Spotřeba NaOH

Níže vložená tabulka 3 znázorňuje spotřebu roztoku hydroxidu sodného pro úpravu pH v reaktorech M1 a M2. V tabulce lze pozorovat i vypočtenou průběžnou denní spotřebu NaOH v reaktorech, z které byl následně vypočítán průměr. Průměrná denní spotřeba v reaktoru M1 vycházela nižší než v reaktoru M2, nicméně se zahájením dávkování stripovaného fermentačního zbytku do reaktoru M2 (13. 2. 2025) lze pozorovat výrazný pokles spotřeby alkalizačního činidla – v případě porovnání průměrné denní spotřeby NaOH v reaktorech během období 10. 2. - 11. 4. 2025 vychází průměrná denní spotřeba v reaktoru M2 cca o 50,5 % nižší než spotřeba v reaktoru M1.

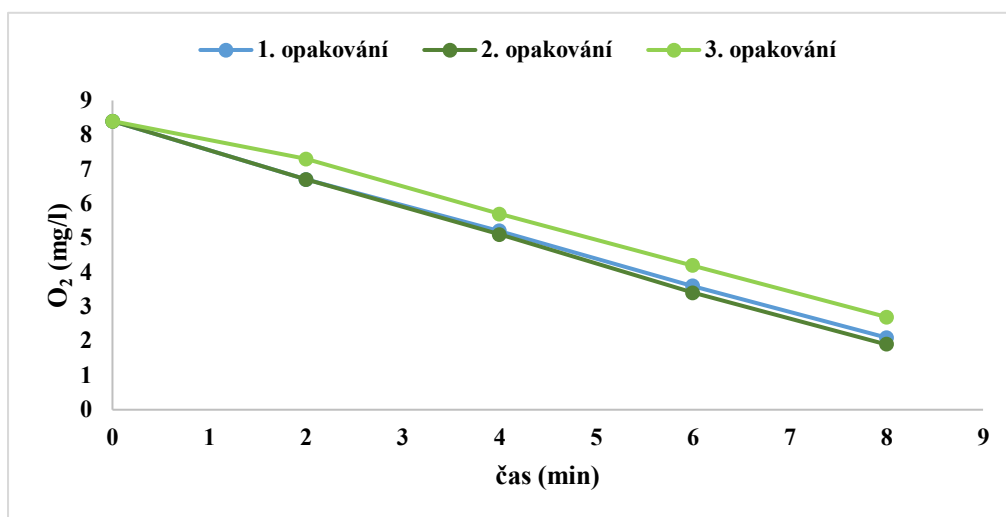
Tabulka 3 - Spotřeba NaOH v reaktorech v časovém rozmezí

Časové rozmezí	Spotřeba M1 (ml)	Spotřeba M2 (ml)	Čas (d)	Spotřeba M1 (ml/d)	Spotřeba M2 (ml/d)
25. 9. - 11. 10. 2024	100	172	16	6,25	10,8
11. 10. - 1. 11. 2024	350	244	21	16,7	11,6
1. 11. - 18.11. 2024	140	236	17	8,24	13,9
18. 11. - 6. 12. 2024	148	102	18	8,22	5,67
6. 12. - 20.12. 2024	186	260	14	13,3	18,6
20. 12. 2024 - 20. 1. 2025	488	470	31	15,7	15,2
20. 1. - 10. 2. 2025	328	485	21	15,6	23,1
10. 2. - 11. 4. 2025	878	435	60	14,6	7,25
Průměr				12,3	13,2

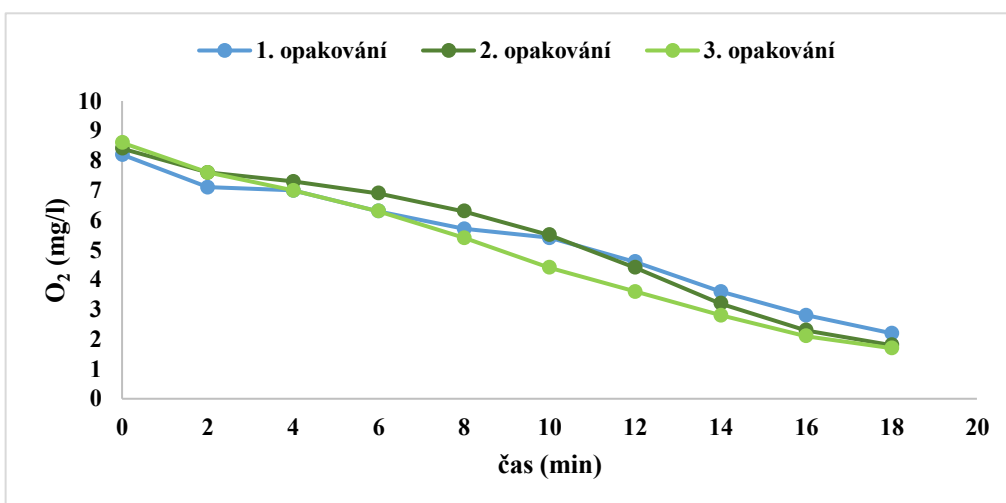
6.4 Kinetický test hodnotící rychlost spotřeby kyslíku v nitrifikačních reaktorech

6.4.1 Průběh prvního testu (23. 1. 2025)

V každém reaktoru proběhly tři opakování kinetického testu, který sledoval pokles koncentrace rozpuštěného kyslíku v čase (do koncentrace O_2 cca 2 mg/l) s cílem kvantifikovat spotřebu kyslíku. V reaktoru M1 došlo k velmi rychlému poklesu koncentrace O_2 na hodnotu 2 mg/l, proto byl test ukončen po 8 minutách. U reaktoru M2 byl pokles pomalejší, ale i tak byl test ukončen po 18 minutách, kdy koncentrace poklesla na 2 mg/l. Níže vložené grafy 22 a 23 znázorňují průběh prvního kinetického testu v reaktorech M1 a M2.



Graf 22 – Průběh kinetického testu v reaktoru M1



Graf 23 – Průběh kinetického testu v reaktoru M2

6.4.2 Průběh druhého testu (27. 3. 2025)

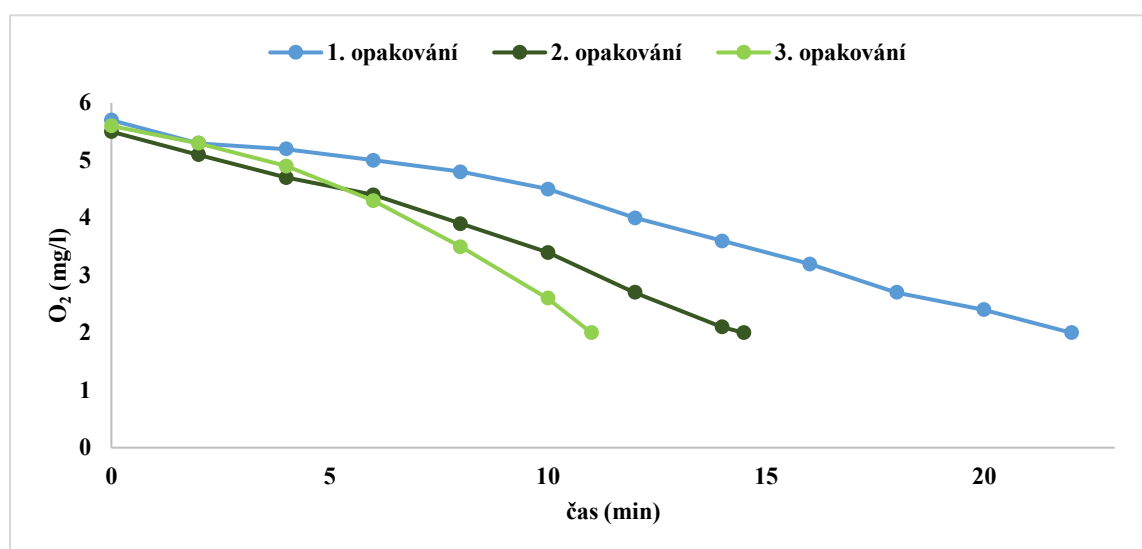
Průběh druhého kinetického testu se výrazně lišil od prvního testu provedeného 23. 1. 2025. Je důležité zmínit, že 13. 1. 2025 bylo zahájeno dávkování stripovaného fermentačního zbytku do reaktoru M2, čímž následně došlo ke snížení zatížení reaktoru dusíkem.

I během druhého testování došlo ke třem opakování, které sledovaly pokles koncentrace rozpuštěného kyslíku v čase. Druhý kinetický test hodnotící rychlost spotřeby rozpuštěného kyslíku v nitrifikačních reaktorech probíhal při maximálním nasycení reaktorů kyslíkem cca 5,5 mg/l.

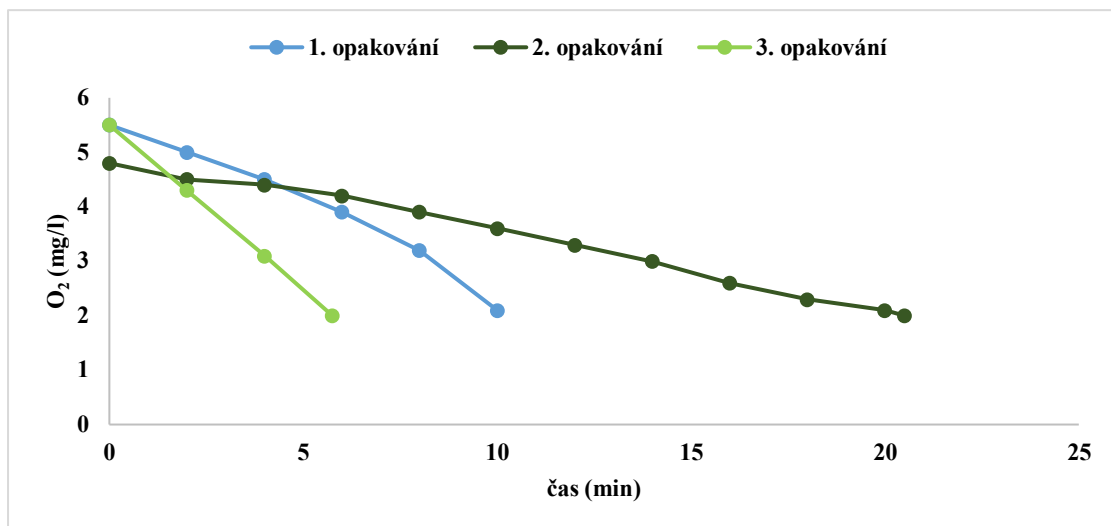
V reaktoru M1 došlo v každém z opakování k velmi rozdílným výsledkům. V prvním opakování došlo k ukončení pokusu (tedy k situaci, kdy klesla koncentrace O_2 na cca 2 mg/l) po 22 minutách, v druhém po 14,5 minutách a ve třetím po 11 minutách.

Při měření spotřeby rozpuštěného kyslíku v reaktoru M2 došlo také k výrazným rozdílům v průběhu třech opakování. V prvním opakování došlo k ukončení pokusu po 10 minutách, v druhém po 20,5 minutách a ve třetím po 5,75 minutách.

Vzhledem k velkým výkyvům hodnot v jednotlivých opakováních se předpokládala chyba průběhu druhého kinetického testu, a proto byl proveden ještě třetí kinetický test hodnotící spotřebu rozpuštěného kyslíku v reaktorech. Níže vložené grafy 24 a 25 znázorňují průběh druhého kinetického testu v reaktorech M1 a M2.



Graf 24 – Průběh kinetického testu v reaktoru M1

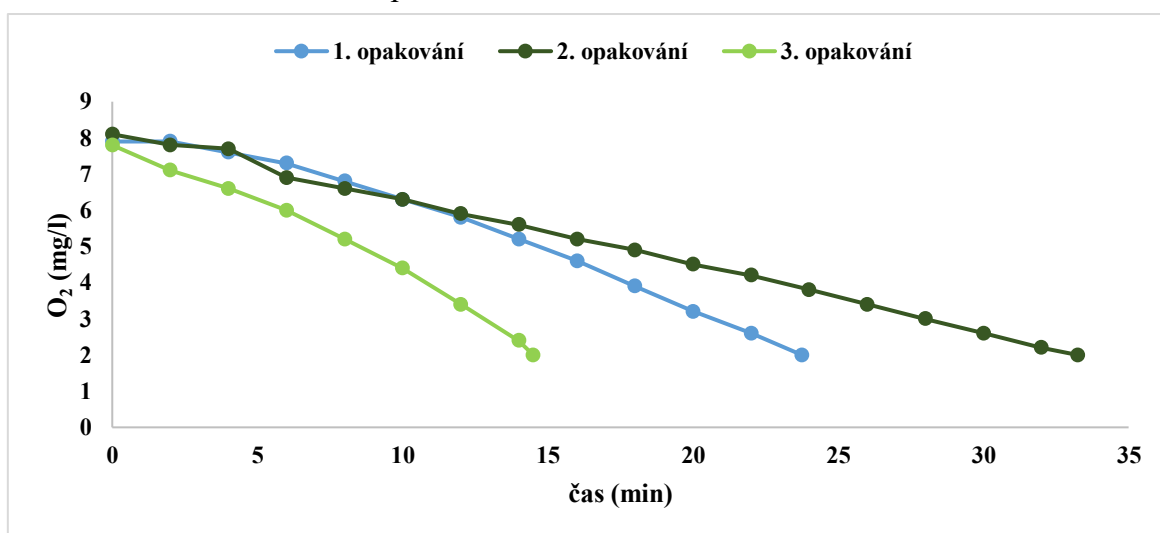


Graf 25 – Průběh kinetického testu v reaktoru M2

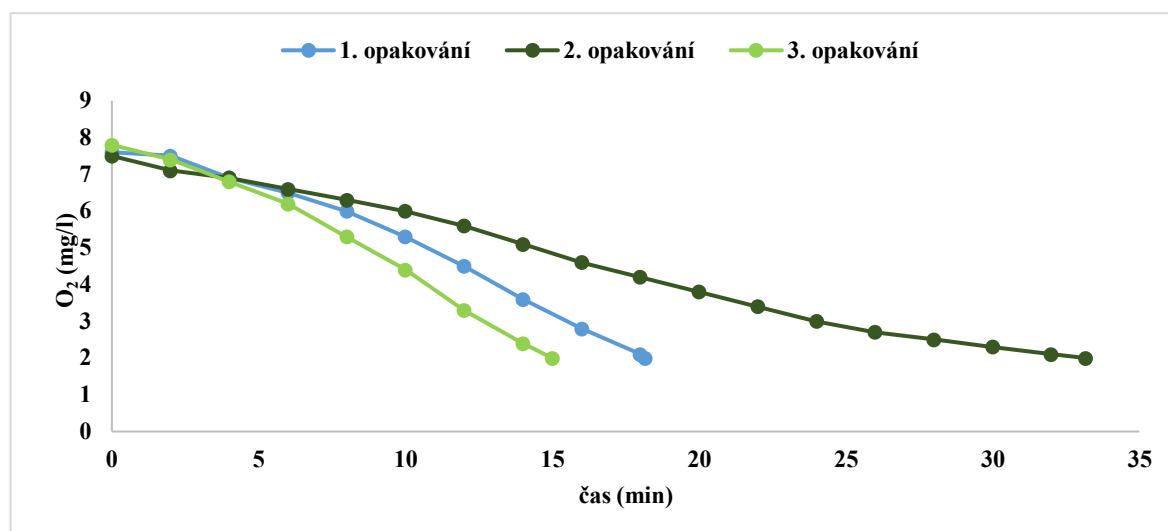
6.4.3 Průběh třetího testu (4. 4. 2025)

Třetí kinetický test probíhal již podobně jako ten první (23. 1. 2025), kdy se podařilo reaktory nasytit kyslíkem na cca 8 mg/l. Následně se postupovalo stejně jako u předešlých testů.

Jednotlivá opakování testu hodnotícího rychlost spotřeby rozpuštěného kyslíku v reaktoru M1 lze pozorovat na grafu 26. I zde při každém z opakování byly zaznamenány rozdílné výsledky, respektive odlišné rychlosti spotřeby kyslíku. V prvním opakování došlo k ukončení pokusu (tedy k situaci, kdy klesla hodnota koncentrace O_2 na cca 2 mg/l) po cca 24 minutách, v druhém po cca 33 minutách a ve třetím po 14,5 minutách. Hodnocení spotřeby rozpuštěného kyslíku v čase v reaktoru M2 je znázorněno na grafu 27. V prvním opakování (v reaktoru M2) došlo k ukončení pokusu po cca 18 minutách, v druhém po cca 33 minutách a ve třetím po 15 minutách.



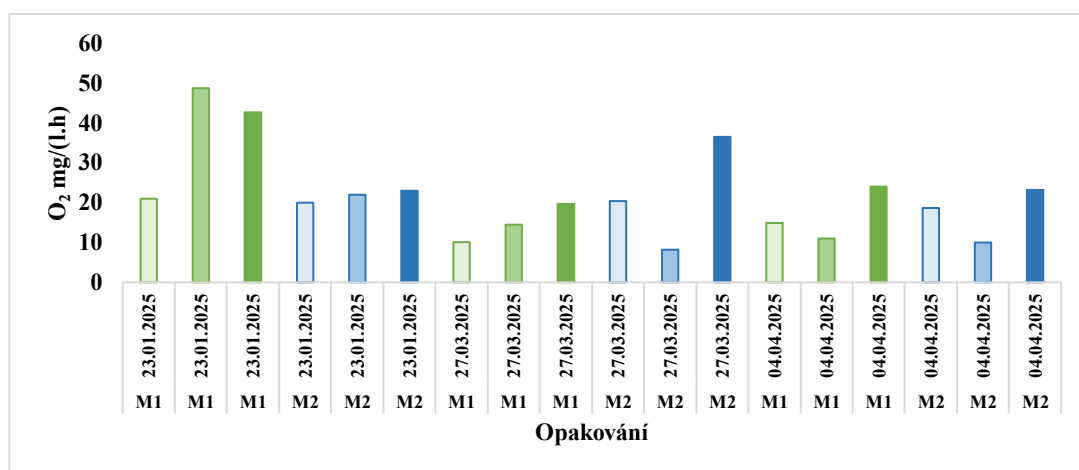
Graf 26 – Průběh kinetického testu v reaktoru M1



Graf 27 – Průběh kinetického testu v reaktoru M2

6.4.4 Rychlost spotřeby rozpuštěného kyslíku

Spotřeba rozpuštěného kyslíku (graf 28) byla vypočtena podílem rozdílu koncentrací O_2 (mg/l) a hodnoty času (hod). Výsledek je uveden v mg/(l.h) (tabulka 4). Průměrná rychlost spotřeby rozpuštěného kyslíku činila v reaktoru M1 23,0 mg/(l.h) a v reaktoru M2 20,2 mg/(l.h).



Graf 28 – Sloupcový graf rychlostí spotřeby rozpuštěného kyslíku ve třech opakováních pro každý z testů

Tabulka 4 – Přehled hodnot pro výpočet rychlosti spotřeby rozpuštěného kyslíku v reaktorech M1 a M2

Reaktor	Kinetický test	Opakování	Počáteční koncentrace O ₂ (mg/l)	Finální koncentrace O ₂ (mg/l)	Čas (hod)	Rychlost spotřeby O ₂ mg/(l.h.)
M1	23.01.2025	První	8,4	2,1	0,3	21,0
M1	23.01.2025	Druhé	8,4	1,9	0,1	48,8
M1	23.01.2025	Třetí	8,4	2,7	0,1	42,8
M2	23.01.2025	První	8,2	2,2	0,3	20,0
M2	23.01.2025	Druhé	8,4	1,8	0,3	22,0
M2	23.01.2025	Třetí	8,6	1,7	0,3	23,0
M1	27.03.2025	První	5,7	2	0,4	10,1
M1	27.03.2025	Druhé	5,5	2	0,2	14,5
M1	27.03.2025	Třetí	5,6	2	0,2	19,6
M2	27.03.2025	První	5,5	2,1	0,2	20,4
M2	27.03.2025	Druhé	4,8	2	0,3	8,2
M2	27.03.2025	Třetí	5,5	2	0,1	36,5
M1	04.04.2025	První	7,9	2	0,4	14,9
M1	04.04.2025	Druhé	8,1	2	0,6	11,0
M1	04.04.2025	Třetí	7,8	2	0,2	24,0
M2	04.04.2025	První	7,6	2	0,3	18,7
M2	04.04.2025	Druhé	7,5	2	0,6	10,0
M2	04.04.2025	Třetí	7,8	2	0,3	23,2

7 Diskuze

7.1 Stripování fermentačního zbytku

7.1.1 Stripování N-amon

Stripování fermentačního zbytku proběhlo za účelem snížení koncentrace amoniakálního dusíku ve vstupu do nitrifikačního reaktoru, a tím následně ke snížení zatížení nitrifikačního reaktoru, spotřeby kyslíku a alkalizačního činidla (NaOH) při procesu nitrifikace. Ke snížení koncentrace amoniakálního dusíku přibližně na polovinu došlo kolem 32. hodiny stripování. Polanková (2024) v praktické části diplomové práce obdobně pracovala s reaktory označovanými M1 a M2 při zpracování fugátu systémem stripování-nitrifikace. Uvádí, že při sledování stripování fugátu došlo k naměření počáteční koncentrace amoniakálního dusíku 2840 mg/l. V experimentu v rámci diplomové práce Polankové (2024) došlo k nahrazení obou vstupů (do M1 i do M2) stripovaným fugátem. Do reaktoru M1 byl čerpán fugát, u kterého proběhlo stripování po dobu cca 24 hodin, kdy koncentrace N-amon klesla na 67 % původní koncentrace N-amon, zatímco do reaktoru M2 byl dávkován fugát, u kterého došlo po cca 55 hodinách ke snížení koncentrace o cca 62-65 %, respektive obsahoval přibližně 35-38 % z původní koncentrace N-amon. Ke snížení koncentrace N-amon v jejím experimentu přibližně na polovinu z původního obsahu N-amon došlo po cca 40 hodinách (zjištěno z grafu vloženého u sledování stripování fugátu, koncentrace N-amon mezi 1200 a 1500 mg/l blízké polovině počáteční hodnoty bylo v průběhu stripování dosaženo cca mezi 36. a 42. hodinou procesu). V rámci této diplomové práce došlo k dávkování stripovaného fermentačního zbytku jen do reaktoru M2, a to po stripování po dobu cca 32 hodin, kdy koncentrace N-amon klesla přibližně o 50 %. Počáteční koncentrace N-amon v surovém fermentačním zbytku před jeho stripováním činila průměrně 4290 mg/l.

Ve studii Provolo et al. (2017), ve které se autoři zabývali stripováním amoniaku z kejdy hospodářských zvířat zpracované anaerobní fermentací, došlo k vystripování až 80-90 % N-amon. Autoři porovnávali stripování bez úpravy pH a s ní, přičemž doba stripování zpracované kejdy činila 10 dní. V experimentu popsáném v rámci této diplomové práce bylo stripování provedeno naopak jen po dobu 72 hodin, přičemž po této době bylo stripováno cca 70,6 % N-amon. Polanková (2024) ve své práci uvádí, že po 72 hodinách došlo k poklesu koncentrace N-amon na cca 30 % z původní koncentrace, což se shoduje s výsledkem ze stripování provedeném v experimentu v rámci této diplomové práce.

Výhodou využití předřazeného stripování je možnost produkce dusíkatého hnojiva ve formě síranu či dusičnanu amonného, pakliže by se vzduch ze stripování obohacený o amoniak následně vháněl do kyseliny sírové či dusičné (Guštin & Marinšek-Logar 2011).

7.1.2 Teplota a hodnota pH

V průběhu stripování v experimentu v rámci této práce byla měřena i hodnota pH a teplota, což jsou velmi důležité parametry průběhu procesu. Švehla et al. (2020a) popisuje důležitost hodnoty pH s ohledem na těkavost amoniaku. Čím vyšší je hodnota pH, tím roste i zastoupení těkavého NH_3 v rámci N-amon. S mírně zásaditým pH fermentačního zbytku tedy při skladování či aplikaci do půdy hrozí volatilizace amoniaku. Nicméně, pro proces stripování je vyšší hodnota pH žádoucí (Guštin & Marinšek-Logar 2011).

Na zastoupení amoniaku v N-amon se podílí i výše teploty. Čím vyšší teplota, tím vyšší je podíl těkavého NH_3 , což je při stripování žádoucí (Švehla et al. 2020a). Běžně jsou procesy stripování amoniaku prováděny v rozmezí laboratorní teploty a 50 °C a hodnotě pH mezi 10-12. V praktickém provedení to může být problematické, jelikož to vyžaduje vysoké provozní náklady a v případě nutnosti zvyšování hodnoty pH i přidavek chemických činidel za účelem její úpravy (Kim et al. 2021). Vingerhoets et al. (2023) prováděli experiment stripování při různých hodnotách pH a teploty. Při zvýšení teploty z 20 °C na 30 °C zaznamenali autoři zvýšení účinnosti stripování N-amon z 20 % na 52 % při hodnotě pH 8, z čehož lze jasně pozorovat vliv teploty na proces stripování. V experimentu provedeném v rámci této diplomové práce bylo provedeno stripování při laboratorní teplotě cca 20,5-21,5 °C a pH 8,7-9,33. Z výsledků je patrné, že se snižující se koncentrací amoniakálního dusíku došlo zároveň k pozvolnému zvyšování hodnoty pH. Summerfelt et al. (2015) uvádí, že odstranění rozpuštěného CO_2 (vlivem stripování) může při stripování zvyšovat hodnotu pH, což může být vysvětlením nárůstu hodnoty pH při stripování fermentačního zbytku v tomto experimentu, neboť odstraněný CO_2 má kyselý charakter. Teplota se v průběhu stripování také měnila, nicméně její změny nebyly příliš významné a nevykazovaly přímou souvislost s průběhem procesu stripování.

7.2 Účinnost nitrifikace

Jedním z cílů práce bylo zjistit, zda systém stripování-nitrifikace, kterým se účinně podařilo zpracovat separovaný fugát, bude stejně tak vhodný i pro zpracování neseparovaného fermentačního zbytku. Botheju et al. (2010) uvádí, že není nutné před nitrifikací provést

separaci fermentačního zbytku na separát a fugát, jelikož obsahuje pevné složky, které mohou být při nitrifikaci prospěšné vzhledem k tomu, že se z nich může uvolňovat další N-amon.

Během experimentu popisovaném v rámci této diplomové práce byla z dlouhodobého hlediska prokázána vysoká a stabilní účinnost nitrifikace fermentačního zbytku v obou reaktorech. Švehla et al. (2017) uvádí, že i přes to, že optimálním rozmezím hodnoty pH pro nitrifikační bakterie je 7-9, účinnost nitrifikace N-amon ve fugátu činila minimálně 75 % při pH 6,5 (v prvních 60 dnech byla hodnota pH 7, poté došlo k jejímu snížení na 6,5). Autoři zmiňují, že při cíleně udržované hodnotě pH na 7 účinnost nitrifikace fugátu činila cca 98,3 %. V práci Polákové et al. (2013), ve které autoři zkoumali nitrifikaci amoniakálního dusíku důlních vod, uvádí, že účinnost procesu nitrifikace činila cca 86 % v případě vstupní koncentrace N-amon 10 mg/l (koncem testu činily koncentrace N-amon cca 1,3-1,6 mg/l), což je v porovnání se vstupní koncentrací ve fermentačním zbytku využívaném v rámci této diplomové práce o několik řádů nižší hodnota (cca 100x). Polanková (2024) ve své práci zmiňuje, že průměrná účinnost přeměny N-amon v reaktoru M1 činila 89 % (při průměrné hodnotě pH 6,36) a v reaktoru M2 cca 97 % (při průměrné hodnotě pH 6,93). Podobná výše účinnosti nitrifikace fermentačního zbytku byla potvrzena i v experimentu provedeném v rámci této diplomové práce, kdy hodnota pH byla udržována na 6,0, a činila cca 96 %, což značí, že neseparovaný fermentační zbytek, stejně jako fugát, lze zpracovávat stejným systémem.

7.2.1 Koncentrace nerozpuštěných látek

Během experimentu popisovaného v této diplomové práci se sledovaly i koncentrace nerozpuštěných látek. Byl předpoklad, že se ve fermentačním zbytku zpracovávaném v reaktorech bude nacházet vyšší koncentrace nerozpuštěných látek (NL) než ve fugátu, a tedy bude nitrifikace fermentačního zbytku tímto faktem ovlivněna. Polanková (2024) uvádí, že koncentrace NL v reaktoru M1 činila průměrně 24,2 g/l a v reaktoru M2 28,5 g/l. Ve srovnání s těmito výsledky byly koncentrace NL v nitrifikačních reaktorech využívaných v experimentu v rámci této diplomové práce daleko nižší. Vysvětlením může být čtyřnásobné ředění vstupujícího fermentačního zbytku do reaktorů, respektive hodnoty by mohly a pravděpodobně by i vyšly výrazně jinak, kdyby vstupující fermentační zbytek nebyl naředěn a koncentrace NL v reaktoru by byla vyšší. Kdyby se koncentrace NL v reaktorech využívaných v rámci této diplomové práce vynásobila 4x, byla by tato hodnota (koncentrace NL cca 21 g/l) stále nepatrně nižší než koncentrace NL ve fugátu zpracovávaném v rámci diplomové práce Polankové (2024). Švehla et al. (2017) ve vstupu do reaktoru naměřili cca 3,13 g NL/l, zatímco v reaktoru naměřili koncentraci veškerých látek 5,58 g/l. V porovnání s koncentracemi nerozpuštěných

látek ve vstupu do reaktoru a veškerých látek v reaktoru, které naměřili Švehla et al. (2017), byly naměřené koncentrace v experimentu popisovaném v rámci této diplomové práce nepatrně vyšší.

7.2.2 Objemová rychlost odstranění N-amon

Vzhledem k tomu, že došlo v průběhu experimentu (141. den) k nahrazení vstupu do reaktoru M2 stripovaným fermentačním zbytkem, došlo ke snížení objemového zatížení reaktoru a tím následně ke snížení objemové rychlosti jeho odstranění. S účinností procesu a zatížením reaktoru N-amon objemová rychlost jeho odstranění úzce souvisí. Ve srovnání s nitrifikací fugátu v práci Polankové (2024), kde objemová rychlost odstranění amoniakálního dusíku z fugátu v reaktoru M1 činila průměrně cca 244 mg/(l.d) a v reaktoru M2 156 mg/(l.d), v experimentu prováděném v rámci této diplomové práce průměrná objemová rychlost odstranění amoniakálního dusíku z fermentačního zbytku činila v reaktoru M1 cca 81,2 mg/(l.d) a v reaktoru M2 78,2 mg/(l.d) (po zahájení dávkování stripovaného fermentačního zbytku cca 52,1 mg/(l.d)). Nicméně je nutno podotknout, že objemové zatížení N-amon reaktorů v práci Polankové (2024) bylo průměrně cca 2-3x vyšší než objemové zatížení reaktorů v experimentu popisovaném v rámci této diplomové práce, což výrazně ovlivnilo srovnatelnost výsledků. V každém případě byla účinnost nitrifikačního procesu velice vysoká (viz kapitola 7.2) a je tedy pravděpodobné, že v případě zvýšení zatížení reaktoru by došlo i k podstatnému zvýšení rychlosti odstraňování amoniakálního dusíku. Švehla et al. (2017) postupně zvyšovali objemové zatížení reaktoru s cílem kompletní transformace N-amon na N-NO_3^- , přičemž po každém zvýšení zatížení bylo nutné provozovat reaktor za stálých podmínek, aby došlo ke stabilizaci systému. V experimentu popisovaném v rámci této diplomové práce došlo k postupnému zvyšování průtoku, což také vedlo ke zvýšení objemového zatížení reaktorů amoniakálním dusíkem, a tím následně ke zvýšení objemové rychlosti odstranění N-amon vzhledem k relativně konstantní účinnosti nitrifikace.

Cílem stripování fermentačního zbytku a jeho následné nitrifikace byla snaha o porovnání systému samotné nitrifikace a systému stripování-nitrifikace. Vlivem neúplného stripování fermentačního zbytku (snížení koncentrace N-amon o cca 50 %), by mělo dojít ke snížení spotřeby O_2 nutného pro průběh procesu. Nehledě na to, že snížením koncentrace N-amon ve fermentačním zbytku by následně (po jeho dávkování do reaktoru M2) mělo také dojít ke snížení spotřeby O_2 na nitrifikaci vzhledem k nižšímu objemovému zatížení reaktoru. Nahrazení vstupu do reaktoru stripovaným fermentačním zbytkem vyústilo v úsporu alkalizačního činidla NaOH, a tedy celkových nákladů procesu – průměrná denní spotřeba

NaOH byla po zahájení čerpání stripovaného fermentačního zbytku do reaktoru M2 snížena o cca 50,5 %

7.2.3 Vliv parametrů procesu nitrifikace na zastoupení produktů nitrifikace

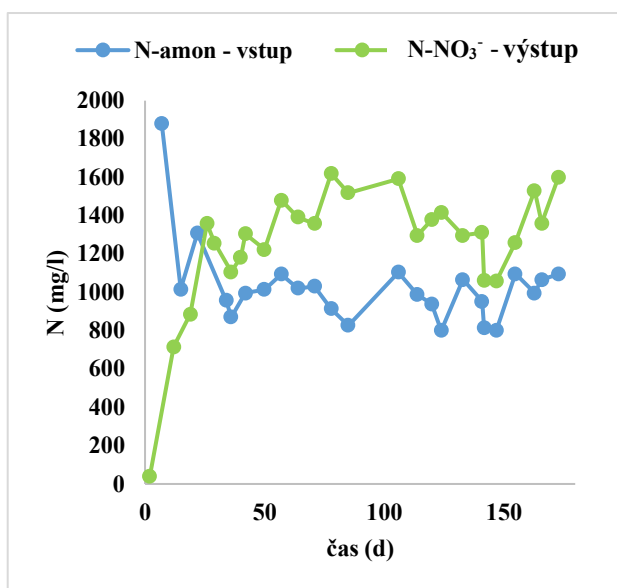
Vysokou účinnost nitrifikace N-amon lze pozorovat i na zastoupení konečných produktů nitrifikace, které poukazuje na efektivitu procesu. Mírná odchylka v zastoupení produktů v odtoku z reaktoru M2 byla zaznamenána 124. den experimentu, kdy došlo k poruše pH sondy, která regulovala dávkování roztoku NaOH s cílem udržení hodnoty pH na 6,0. Tato porucha vedla k následnému nepřetržitému dávkování roztoku NaOH do reaktoru M2, což vyústilo v kolaps celého systému. Následně proběhlo zaočkování reaktoru M2 přidavkem odtoku z reaktoru M1 (3 l).

Botheju et al. (2010) při nitrifikaci fermentačního zbytku zaznamenali velmi nízké koncentrace N-NO_2^- ; podobně Švehla et al. (2017) nepozorovali hromadění dusitanů během nitrifikace fugátu. Obdobných výsledků bylo dosaženo i v experimentu popisovaném v rámci této diplomové práce, při kterém nedošlo k tomu, že by se dusitany, jakožto meziprodukty nitrifikace, hromadily, což také poukazuje na vysokou míru účinnosti nitrifikace v reaktorech.

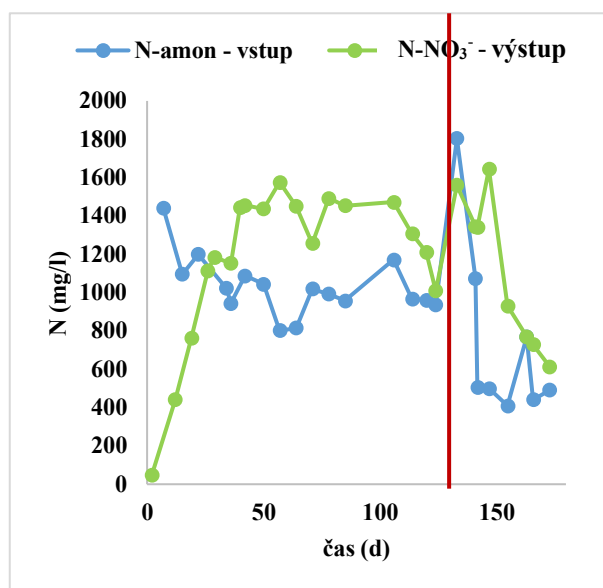
V případě, kdy by došlo k hromadění N-NO_2^- , je zřejmé, že se v reaktoru vyskytuje určitý problém, který je nutno řešit. Dusitany se mohou hromadit například v případě nízké koncentrace rozpuštěného kyslíku či vysokých koncentrací volného amoniaku (Botheju et al. 2010), který je považován za inhibitor procesu (Jiménez et al. 2011). V případě akumulace dusitanů může být řešením snížení objemového zatížení reaktoru dusíkem (tedy snížení průtoku), zvýšení míry provzdušňování a úprava pH pomocí chemických činidel (Wang et al. 2024a). Jiménez et al. (2011) uvádí, že aktivitu NOB (nitratační bakterie) ovlivňuje hodnota pH, dále koncentrace rozpuštěného kyslíku, koncentrace N-NO_2^- a volného amoniaku, což se shoduje s tvrzením Botheju et al. (2010). Při snaze o úplnou nitrifikaci je nutné zajistit vhodné podmínky pro obě skupiny mikroorganismů. Grunditz & Dalhammar (2001) zjistili nejvyšší aktivitu *Nitrosomonas* (nitritační bakterie – AOB) při teplotě 35 °C a *Nitrobacter* (nitratační bakterie – NOB) při 38 °C, přičemž optimálním pH pro tyto mikroorganismy byla hodnota 8,1 (pro *Nitrosomonas*) a 7,9 (pro *Nitrobacter*). Což je ve shodě s Blum et al. (2018) – autoři zmiňují optimální pH pro AOB 7,4-8,2 a pro NOB přibližně $7,9 \pm 0,4$. V experimentu, kterým se zabývá tato práce, byla hodnota pH udržována na 6,0 roztokem NaOH. Byla snaha o zabránění výkyvům v podmínkách procesu a o snížení spotřeby chemických činidel. V práci Jiménez et al. (2011) autoři uvádí, že hodnoty pH nižší než 6,5 vyústily v kompletní inhibici

aktivity NOB, což se v experimentu popisovaném v rámci této diplomové práce nepotvrdilo vzhledem k většinovému zastoupení N-NO_3^- mezi produkty nitrifikace.

Botheju et al. (2010) pozorovali mezi produkty nitrifikace větší koncentraci N-NO_3^- , než byla koncentrace N-amon v původním fermentačním zbytku. Obdobná situace nastala i v tomto experimentu, kdy průměrná koncentrace N-NO_3^- v obou reaktorech byla daleko vyšší než koncentrace N-amon ve vstupu do reaktorů. Švehla et al. (2017) uvádí, že tento jev může být způsoben i průběžnou evaporací vody ze zpracovávaného fermentačního zbytku v nitrifikačních reaktorech, tedy zahušťováním materiálu. Vývoj koncentrací N-amon ve vstupech a N-NO_3^- v odtocích z reaktorů M1 a M2 je možno pozorovat na grafu 29 a 30.



Graf 29 – Porovnání koncentrace N-amon ve vstupu a N-NO_3^- v odtoku z reaktoru M1



Graf 30 – Porovnání koncentrace N-amon ve vstupu a N-NO_3^- v odtoku z reaktoru M2

Důležitým parametrem pro správný průběh nitrifikace je koncentrace rozpuštěného kyslíku, který je nutný pro nitrifikační bakterie vzhledem k jejich autotrofní aktivitě. Při nízkých hodnotách koncentrace kyslíku může dojít k hromadění N-NO_2^- (Wang et al. 2024a). Feng et al. (2008) ve své práci při nitrifikaci moči zjistili, že při snížení koncentrace rozpuštěného kyslíku ze 4,29 mg/l na 1,43 mg/l došlo k výraznému navýšení koncentrace dusitanů. V experimentu prováděném v rámci této diplomové práce se hodnoty koncentrace rozpuštěného kyslíku pohybovaly průměrně okolo 6,4 mg/l a nenastala situace, že by došlo k tak výraznému snížení jeho koncentrace. Dle Feng et al. (2008) NOB totiž obtížně získávají dostatek kyslíku při nízkých koncentracích rozpuštěného kyslíku, čímž dojde k omezení procesu nitratace. To se potvrdilo i v práci Polankové (2024), která zmiňuje, že koncem jejího experimentu byla naměřena vyšší koncentrace dusitanů v reaktoru M1 vlivem snížení koncentrace rozpuštěného kyslíku. Z výsledků z experimentu popisovaném v rámci této práce

lze usuzovat, že provzdušnění reaktorů probíhalo uspokojivě vzhledem k vysoké účinnosti nitrifikace, vysokým koncentracím O_2 a nízkému zastoupení dusitanů mezi produkty nitrifikace.

7.3 Spotřeba rozpuštěného kyslíku

V tomto experimentu, kdy došlo ke snížení koncentrace amoniakálního dusíku ve vstupu do reaktoru M2 předřazeným stripováním amoniaku o cca 50 %, by mělo teoreticky dojít i ke snížení spotřeby kyslíku přibližně o cca 50 %.

Při spotřebě 4,57 mg O_2 na oxidaci 1 mg N-amon během nitrifikace vychází (Policar et al. 2020), že při průměrném objemovém zatížení reaktoru M1 N-amon 84,2 mg/(l.d) byla spotřeba kyslíku v reaktoru M1 cca 385 mg O_2 /(l.d). Při průměrném objemovém zatížení reaktoru M2 N-amon 52,4 mg/(l.d) byla spotřeba kyslíku v reaktoru cca 240 mg O_2 /(l.d). Při tomto srovnání spotřeba kyslíku v reaktoru M2 vychází o cca 37,7 % nižší než v reaktoru M1. Je však nutno dodat, že se bere v úvahu poslední měření koncentrace N-amon ve vstupu do reaktoru M2 od zahájení čerpání stripovaného fermentačního zbytku (141. den), aby bylo možné reaktory, respektive systém samotné nitrifikace a systém stripování-nitrifikace, porovnat.

Kyslík v reaktoru však není spotřebováván jen na oxidaci N-amon – velká část kyslíku se spotřebuje v rámci aktivity heterotrofních mikroorganismů. Množství kyslíku potřebného pro chemickou oxidaci organických látek udává chemická spotřeba kyslíku (CHSK) (Lambertz et al. 2024). CHSK kvantifikuje obsah organických látek a její hodnota ve fermentačním zbytku se může pohybovat v rozmezí 0,21-28,8 g/l (Sobhi et al. 2024). Je velmi významným a široce využívaným parametrem v monitorování kvality vody (Lambertz et al. 2024). Polanková (2024) uvádí, že účinnost odstranění CHSK při biologických procesech heterotrofních mikroorganismů probíhajících v nitrifikačním reaktoru zpracovávajícím fugát činila v reaktoru M1 42,0 % a v reaktoru M2 77,4 %. Srovnatelné výsledky byly zaznamenány i v tomto experimentu – v obou reaktorech došlo v průměru ke snížení hodnoty CHSK cca o polovinu. Snížení hodnoty CHSK dokazuje určitou aktivitu heterotrofních organismů přítomných v reaktoru (Švehla et al. 2020a). Vzhledem k tomu, že účinnost odstranění CHSK činila v obou reaktorech cca 50 %, lze usuzovat, že ve fermentačním zbytku byla přítomna rozložitelná organická hmota.

Na základě srovnání výsledků z kinetických testů bylo zjištěno, že reaktor M1 vykazoval průměrně vyšší rychlost spotřeby kyslíku než reaktor M2 – výrazný rozdíl byl pozorován

především při prvním testu, který však byl proveden ještě před zahájením dávkování stripovaného fermentačního zbytku do reaktoru M2. Nicméně, v druhém a třetím kinetickém testu vykazoval reaktor M1 nižší rychlost spotřeby kyslíku než reaktor M2. Výsledky z druhého kinetického testu lze však brát v úvahu jen poté, co připustíme fakt, že před testem nedošlo ke stabilizaci hodnoty pH, takže v průběhu opakování došlo k výrazným výkyvům. Také při tomto pokusu došlo k výrazně nižšímu nasycení fermentačního zbytku v reaktorech kyslíkem, tudíž srovnávat tento druhý test s předešlým by nebylo úplně vhodné. Vzhledem k tomu, že při druhém testu došlo k postupnému zvýšení hodnoty pH na cca 6,8 (blíže k optimální hodnotě – dle Botheju et al. (2010) cca 7.9 ± 0.4 – 8.2 ± 0.3 ; dle Amatya et al. (2011) 7,8-9; což je v přibližné shodě), lze předpokládat zvýšení rychlosti procesu nitrifikace, a tím i rychlejší spotřebu O_2 .

Průměrná rychlost spotřeby kyslíku v reaktoru M1 během třetího kinetického testu byla cca 2,25x nižší než při prvním kinetickém testu, přitom během období mezi zmíněnými testy nedošlo k výrazným změnám v provozu reaktoru M1. Průměrná rychlost spotřeby kyslíku v reaktoru M2 během třetího kinetického testu byla cca 1,25x nižší než během prvního kinetického testu. V tomto případě však ke změně došlo – vstup do reaktoru M2 byl nahrazen stripovaným fermentačním zbytkem, tudíž došlo ke snížení objemového zatížení reaktoru N-amon. V případě porovnání průměrné rychlosti spotřeby kyslíku v reaktoru M1 získané ze všech tří testů (23,0 mg/(l.h)) a průměrné rychlosti spotřeby kyslíku v reaktoru M2 po zahájení dávkování stripovaného fermentačního zbytku (19,5 mg/(l.h) – průměrná hodnota z druhého a třetího kinetického testu), lze usoudit, že průměrná rychlost spotřeby kyslíku byla v reaktoru M1 1,2x vyšší než v reaktoru M2.

Co se týče teorie snížení spotřeby kyslíku vzhledem k nižší koncentraci N-amon v reaktoru M2 po zahájení dávkování stripovaného fermentačního zbytku, lze z porovnání průměrných výsledků prvního a třetího kinetického testu usoudit, že se rychlost spotřeby kyslíku v reaktoru M2 snížila. Tím pádem rychlost spotřeby kyslíku v reaktoru M2 po zahájení dávkování stripovaného fermentačního zbytku byla nižší než před zahájením jeho dávkování.

Pro budoucí experimenty je však nutné sjednotit provozní a technické podmínky a parametry průběhu procesu (jako je sjednocení tvaru a celkové velikosti reaktorů vzhledem k povrchu hladiny, kterou prostupuje kyslík, a udržování stabilní hodnoty pH), aby nedocházelo k tak velkým výkyvům, a aby bylo možné získat výsledky, které bude možno lépe porovnat. Lze předpokládat, že při optimální hodnotě pH pro průběh nitrifikace, která je dle Botheju et al. (2010), jak je zmíněno výše, cca 7.9 ± 0.4 – 8.2 ± 0.3 , by proces nitrifikace probíhal efektivněji a spotřeba rozpuštěného kyslíku by v tom případě byla vyšší.

8 Závěr

Vzhledem k tomu, že bylo dosaženo velmi vysoké účinnosti nitrifikace fermentačního zbytku, lze potvrdit první hypotézu, která předpokládá, že bude možno, podobně jako fugát, zpracovávat neseparovaný fermentační zbytek pomocí systému stripování-nitrifikace. Stripováním došlo ke snížení koncentrace N-amon ve fermentačním zbytku a jeho následným dávkováním do reaktoru M2 nastalo snížení objemového zatížení nitrifikačního reaktoru. Při aplikaci tohoto systému také došlo ke snížení průměrné denní spotřeby alkalizačního činidla o cca 50,5 %.

Ve srovnání s koncentrací nerozpuštěných látek v nitrifikačním reaktoru zpracovávajícím fugát byly koncentrace nerozpuštěných látek v nitrifikačních reaktorech využívaných v tomto experimentu daleko nižší. Vzhledem k nižší koncentraci nerozpuštěných látek v reaktorech nelze potvrdit druhou hypotézu, která předpokládala vyšší zastoupení nerozpuštěných látek v reaktoru (a tím způsobené snížení výkonu). Je však důležité zmínit, že v našem případě došlo k dávkování 4x zředěného fermentačního zbytku do reaktorů, čímž došlo také ke snížení koncentrace všech látek ve fermentačním zbytku přicházejícím do reaktoru. Nelze však vyloučit určité problémy, které by mohly plynout z extrémně vysoké koncentrace nerozpuštěných látek ve fermentačním zbytku v případě jeho zpracování v nitrifikačním reaktoru.

Z vyhodnocení provedených kinetických testů lze pozorovat snížení rychlosti spotřeby rozpuštěného kyslíku v reaktoru M2 po zavedení systému stripování-nitrifikace, což potvrzuje třetí hypotézu snížení nároků na dodávku vzduchu do nitrifikačního reaktoru vlivem předřazeného stripování. Nicméně, pro porovnání rychlostí spotřeby kyslíku v reaktoru M1 a M2 by však bylo třeba získat více dat – rozdíl mezi rychlostí spotřeby kyslíku v reaktoru M1 a M2 je příliš malý na to, aby se dal považovat za jednoznačný.

Výsledky lze považovat za objektivní jen pro ředěný fermentační zbytek. Do budoucna je tedy nutné experimenty opakovat s postupným snižováním ředícího poměru vstupního fermentačního zbytku, aby došlo k postupné adaptaci mikroorganismů v reaktoru.

9 Literatura

- Abanades S et al. 2022. A critical review of biogas production and usage with legislations framework across the globe. *International Journal of Environmental Science and Technology* **19**:3377-3400. DOI: 10.1007/s13762-021-03301-6.
- Albert S, Bloem E. 2023. Ecotoxicological methods to evaluate the toxicity of bio-based fertilizer application to agricultural soils – A review. *Science of The Total Environment* **879** (163076). ISSN 0048-9697. DOI: 10.1016/j.scitotenv.2023.163076.
- Al Seadi T, Rutz D, Prassl H, Köttner M, Finsterwalder T, Volk S, Janssen R. 2008. *Biogas Handbook*. Online. University of Southern Denmark Esbjerg, Esbjerg. ISBN 978-87-992962-0-0. Dostupné z: <https://www.lemvigbiogas.com/BiogasHandbook.pdf>. [cit. 2025-03-16].
- Amatya IM, Kansakar BR, Tare V, Fiksdal L. 2011. Role of pH on biological Nitrification Process. *Journal of the Institute of Engineering* **8**:119-125. DOI: 10.3126/jie.v8i1-2.5102.
- Aquino M, Santoro S, Di Profio G, La Russa MF, Limonti C, Straface S, D'Andrea G, Curcio E, Siciliano A. 2023. Membrane distillation for separation and recovery of valuable compounds from anaerobic digestates. *Separation and Purification Technology* **315** (123687). ISSN 1383-5866. DOI: 10.1016/j.seppur.2023.123687.
- Basinas P, Rusín J, Chamrádová K, Kaldís SP. 2023. Pyrolysis of the anaerobic digestion solid by-product: Characterization of digestate decomposition and screening of the biochar use as soil amendment and as additive in anaerobic digestion. *Energy Conversion and Management* **277** (116658). ISSN 0196-8904. DOI: 10.1016/j.enconman.2023.116658.
- Blum JM, Su Q, Ma Y, Valverde-Pérez B, Domingo-Félez C, Mark Jensen M, Smets BF. 2018. The pH dependency of N-converting enzymatic processes, pathways and microbes: effect on net N₂ O production. *Environ Microbiol.* **20**:1623-1640. DOI: 10.1111/1462-2920.14063.
- Botheju D, Svalheim O, Bakke R. 2010. Digestate Nitrification for Nutrient Recovery. *The Open Waste Management Journal* **3**. DOI: 10.2174/1876400201003010001
- Bustamante MA, Albuquerque JA, Restrepo AP, de la Fuente C, Paredes C, Moral R, Bernal MP. 2012. Co-composting of the solid fraction of anaerobic digestates, to obtain added-value materials for use in agriculture. *Biomass and Bioenergy* **43**:26-35. ISSN 0961-9534. DOI: 10.1016/j.biombioe.2012.04.010.
- Camilleri-Rumbau MS; Briceño K; Fjerbæk Søtoft L, Christensen KV, Roda-Serrat MC, Errico M, Norddahl B. 2021. Treatment of Manure and Digestate Liquid Fractions Using Membranes: Opportunities and Challenges. *International Journal of Environmental Research and Public Health* **18** (3107). DOI: 10.3390/ijerph18063107.
- Carraro G, Tonderski K, Enrich-Prast A. 2024. Solid-liquid separation of digestate from biogas plants: A systematic review of the techniques' performance. *Journal of Environmental Management* **356** (120585). ISSN 0301-4797. DOI: 10.1016/j.jenvman.2024.120585.

- Cathcart A, Smyth BM, Lyons G, Murray ST, Rooney D, Johnston CR. 2023. Optimising mechanical separation of anaerobic digestate for total solids and nutrient removal. *Journal of Environmental Management* **345** (118449). ISSN 0301-4797. DOI: 10.1016/j.jenvman.2023.118449.
- Czekała W, Nowak M, Piechota G. 2023. Sustainable management and recycling of anaerobic digestate solid fraction by composting: A review. *Bioresource Technology* **375** (128813). ISSN 0960-8524. DOI: 10.1016/j.biortech.2023.128813.
- Eraky M, Elsayed M, Oyyum MA, Ai P, Tawfik A. 2022. A new cutting-edge review on the bioremediation of anaerobic digestate for environmental applications and cleaner bioenergy. *Environmental Research* **213** (113708). ISSN 0013-9351. DOI: 10.1016/j.envres.2022.113708.
- Erfani N, Baharudin L, Watson M. 2024. Recent advances and intensifications in Haber-Bosch ammonia synthesis process. *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification* **204** (109962). ISSN 0255-2701. DOI: 10.1016/j.cep.2024.109962.
- Feng D, Wu Z, Xu S. 2008. Nitrification of human urine for its stabilization and nutrient recycling. *Bioresource Technology* **99**:6299-6304. ISSN 0960-8524. DOI: 10.1016/j.biortech.2007.12.007.
- Gadirli G, Pilarska AA, Dach J, Pilarski, Kolasa-Więcek A, Borowiak K. 2024. Fundamentals, Operation and Global Prospects for the Development of Biogas Plants—A Review. *Energies* **17** (568). ISSN 1996-1073. DOI: 10.3390/en17030568
- Garkoti P, Ni JQ, Thengane SK. 2024. Energy management for maintaining anaerobic digestion temperature in biogas plants. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **199** (114430). ISSN 1364-0321. DOI: 10.1016/j.rser.2024.114430.
- Grunditz C, Dalhammar G. 2001. Development of nitrification inhibition assays using pure cultures of nitrosomonas and nitrobacter. *Water Research* **35**:433-440. ISSN 0043-1354. DOI: 10.1016/S0043-1354(00)00312-2.
- Guilayn F, Jimenez J, Rouez M, Crest M, Patureau D. 2019. Digestate mechanical separation: Efficiency profiles based on anaerobic digestion feedstock and equipment choice. *Bioresource Technology* **274**:180-189. ISSN 0960-8524. DOI: 10.1016/j.biortech.2018.11.090.
- Guo Y, Askari N, Smets I, Appels L. 2024. A review on co-metabolic degradation of organic micropollutants during anaerobic digestion: Linkages between functional groups and digestion stages. *Water Research* **256** (121598). ISSN 0043-1354. DOI: 10.1016/j.watres.2024.121598.
- Guštin S, Marinšek-Logar R. 2011. Effect of pH, temperature and air flow rate on the continuous ammonia stripping of the anaerobic digestion effluent. *Process Safety and Environmental Protection* **89**:61-66. ISSN 0957-5820. DOI: 10.1016/j.psep.2010.11.001.

- He K, Liu Y, Tian L, He W, Cheng Q. 2024. Review in anaerobic digestion of food waste. *Heliyon* **10** (e28200). ISSN 2405-8440. DOI: 10.1016/j.heliyon.2024.e28200
- Horáková M et al. *Analytika vody*. Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, 2003.
- Hossain S, Chow CWK, Cook D, Sawade E, Hewa GA. 2022. Review of Nitrification Monitoring and Control Strategies in Drinking Water System. *International Journal of Environmental Research and Public Health* **19** (4003). DOI: 10.3390/ijerph19074003
- Chodkowska-Miszczyk J, Szymańska D. 2013. Agricultural biogas plants—A chance for diversification of agriculture in Poland. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **20**:514-518. ISSN 1364-0321. DOI: 10.1016/j.rser.2012.12.013.
- Chojnacka K, Moustakas K. 2024. Anaerobic digestate management for carbon neutrality and fertilizer use: A review of current practices and future opportunities. *Biomass and Bioenergy* **180** (106991). ISSN 0961-9534. DOI: 10.1016/j.biombioe.2023.106991.
- Chong CC, Cheng YW, Ishak S, Lam MK, Lim JW, Tan IS, Show PL, Lee KT. 2022. Anaerobic digestate as a low-cost nutrient source for sustainable microalgae cultivation: A way forward through waste valorization approach. *Science of The Total Environment* **803** (150070). ISSN 0048-9697. DOI: 10.1016/j.scitotenv.2021.150070.
- Jameel MK, Mustafa MA, Ahmed HS, Mohammed AJ, Ghazy H, Shakir MN, Lawas AM, Mohammed SK, Idan AH, Mahmoud ZH, Sayadi H, Kianfar E. 2024. Biogas: Production, properties, applications, economic and challenges: A review. *Results in Chemistry* **7** (101549). ISSN 2211-7156. DOI: 10.1016/j.rechem.2024.101549.
- Jiménez E, Giménez JB, Ruano MV, Ferrer J, Serralta J. 2011. Effect of pH and nitrite concentration on nitrite oxidation rate. *Bioresource Technology* **102**:8741-8747. ISSN 0960-8524. DOI: 10.1016/j.biortech.2011.07.092.
- Kim EJ, Kim H, Lee E. Influence of Ammonia Stripping Parameters on the Efficiency and Mass Transfer Rate of Ammonia Removal. *Applied Sciences* **11** (441). DOI: 10.3390/app11010441
- Koupaie EH, Azizi A, Bazayr Lakeh AA, Hafez H, Elbeshbishy E. Comparison of liquid and dewatered digestate as inoculum for anaerobic digestion of organic solid wastes. *Waste Management* **87**:228-236. ISSN 0956-053X. DOI: 10.1016/j.wasman.2019.02.014.
- Koutra E, Grammatikopoulos G, Kornaros M. 2018. Selection of microalgae intended for valorization of digestate from agro-waste mixtures. *Waste Management* **73**:123-129. ISSN 0956-053X. DOI: 10.1016/j.wasman.2017.12.030.
- Kuppe CW, Postma JA. 2024. Benefits and limits of biological nitrification inhibitors for plant nitrogen uptake and the environment. *Scientific Reports* **14** (15027). ISSN 2045-2322. DOI: 10.1038/s41598-024-65247-2
- Lambertz S, Franke M, Stelter M, Braeutigam P. 2024. Determination of Chemical Oxygen Demand with electrochemical methods: A review. *Chemical Engineering Journal Advances* **18** (100615). ISSN 2666-8211. DOI: 10.1016/j.cej.2024.100615.

- Li J et al. 2009. A spectrophotometric method for determination of chemical oxygen demand using home-made reagents. *Desalination* **239**:139-145. ISSN 0011-9164. DOI: 10.1016/j.desal.2008.03.014.
- Lü F, Wang Z, Zhang H, Shao L, He P. 2021. Anaerobic digestion of organic waste: Recovery of value-added and inhibitory compounds from liquid fraction of digestate. *Bioresource Technology* **333** (125196). ISSN 0960-8524. DOI: 10.1016/j.biortech.2021.125196.
- Mancuso G, Habchi S, Maraldi M, Valenti F, El Bari H. 2024. Comprehensive review of technologies for separate digestate treatment and agricultural valorisation within circular and green economy. *Bioresource Technology* **409** (131252). ISSN 0960-8524. DOI: 10.1016/j.biortech.2024.131252.
- Matsumura M, Asaoka S, Yoshida G, Ihara I. 2024. Enhanced growth of benthic microalgae by tablet from liquid dairy cattle manure-based anaerobic digestate. *Chemosphere* **363** (142943). ISSN 0045-6535. DOI: 10.1016/j.chemosphere.2024.142943.
- Meegoda JN, Li B, Patel K, Wang LB. 2018. A Review of the Processes, Parameters, and Optimization of Anaerobic Digestion. *International Journal of Environmental Research and Public Health* **15** (2224). DOI: 10.3390/ijerph15102224
- Michelson H, Gourlay S, Lybbert T, Wollburg P. 2023. Review: Purchased agricultural input quality and small farms. *Food Policy* **116** (102424). ISSN 0306-9192. DOI: 10.1016/j.foodpol.2023.102424.
- Milčák P, Baláš M, Lisý M, Lisá H, Kracík P, Lachman J. 2024. Digestate and woodchips gasification: A comparison of different gasifying agents. *Fuel Processing Technology* **258** (108091). ISSN 0378-3820. DOI: 10.1016/j.fuproc.2024.108091.
- Mikusińska J, Kuźnia M, Czerwińska K, Wilk M. 2023. Hydrothermal Carbonization of Digestate Produced in the Biogas Production Process. *Energies* **16** (5458). ISSN 1996-1073. DOI: 10.3390/en16145458
- Mohanty SR, Nagarjuna M, Parmar R, Ahirwar U, Patra A, Dubey G and Kollah B. 2019. Nitrification Rates Are Affected by Biogenic Nitrate and Volatile Organic Compounds in Agricultural Soils. *Front. Microbiol.* **10**:772. DOI: 10.3389/fmicb.2019.00772
- Nayeri D, Mohammadi P, Bashardoust P, Eshtiaghi N. 2024. A comprehensive review on the recent development of anaerobic sludge digestions: Performance, mechanism, operational factors, and future challenges. *Results in Engineering* **22** (102292). ISSN 2590-1230. DOI: 10.1016/j.rineng.2024.102292.
- Nekhubvi V. 2024. An Overview of Anaerobic Digestion of Cow Dung. *Nature Environment and Pollution Technology* **23**:193-201. ISSN 2395-3454. DOI: 10.46488/NEPT.2024.v23i01.015.
- O'connor S, Ehimen E, Pillai SC, Black A, Tormey D, Bartlett J. 2021. Biogas production from small-scale anaerobic digestion plants on European farms. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **139** (110580). ISSN 1364-0321. DOI: 10.1016/j.rser.2020.110580.

- Palakodeti A, Azman S, Rossi B, Dewil R, Appels L. 2021. A critical review of ammonia recovery from anaerobic digestate of organic wastes via stripping. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **143** (110903). ISSN 1364-0321. DOI: 10.1016/j.rser.2021.110903.
- Pera L, Gandiglio M, Marocco P, Pumiglia D, Santarelli M. 2024. Trace contaminants in biogas: Biomass sources, variability and implications for technology applications. *Journal of Environmental Chemical Engineering* **12** (114478). ISSN 2213-3437. DOI: 10.1016/j.jece.2024.114478.
- Poláková E, Strnadová N, Stryjová H, Pečenka M. 2013. Využití biologické nitrifikace pro odstranění amoniakálního dusíku z důlních vod. *Chemické Listy* **107**:373-376. Dostupné z: <http://www.chemicke-listy.cz/ojs3/index.php/chemicke-listy/article/view/695>
- Polanková V. *Faktory ovlivňující průběh zpracování fugátu stripováním a následnou nitrifikací* [online]. Praha, 2024 [cit. 2025-04-06]. Dostupné z: <https://is.czu.cz/auth/lide/clovek.pl?id=212342;zalozka=7;zp=343148;studium=303194>. 4. Diplomová práce. Česká zemědělská univerzita v Praze, Filozofická agrobiologie, potravinových a přírodních zdrojů. Ing. Pavel Švehla, Ph.D.
- Polícar T, Fuka T, Blecha M. 2020. Nové postupy a technologické komponenty a možnosti jejich využití v akvakultuře. Jihočeská univerzita v Českých Budějovicích, Fakulta rybářství a ochrany vod. ISBN 978-80-7514-107-1.
- Provolo G, Perazzolo F, Mattachini G, Finzi A, Naldi E, Riva E. 2017. Nitrogen removal from digested slurries using a simplified ammonia stripping technique. *Waste Management* **69**:154-161. ISSN 0956-053X. DOI: 10.1016/j.wasman.2017.07.047.
- Pulgarin A, Garcia Kapeller A, Tarik M, Egloff S, Mariotto M, Ludwig C, Refardt D. 2021. Cultivation of microalgae at high-density with pretreated liquid digestate as a nitrogen source: Fate of nitrogen and improvements on growth limitations. *Journal of Cleaner Production* **324** (129238). ISSN 0959-6526. DOI: 10.1016/j.jclepro.2021.129238.
- Rahimi S, Modin O, Mijakovic I. 2020. Technologies for biological removal and recovery of nitrogen from wastewater. *Biotechnology Advances* **43** (107570). ISSN 0734-9750. DOI: 10.1016/j.biotechadv.2020.107570.
- Rodero MR, Muñoz R, González-Sánchez A, Ruiz HA, Quijano G. 2024. Membrane materials for biogas purification and upgrading: Fundamentals, recent advances and challenges. *Journal of Environmental Chemical Engineering* **12** (114106). ISSN 2213-3437. DOI: 10.1016/j.jece.2024.114106.
- Rodriguez-Caballero A, Ribera A, Balcázar JL, Pijuan M. 2013. Nitritation versus full nitrification of ammonium-rich wastewater: Comparison in terms of nitrous and nitric oxides emissions. *Bioresource Technology* **139**:195-202. ISSN 0960-8524. DOI: 10.1016/j.biortech.2013.04.021.

- Roy UK, Radu T, Wagner J. 2022. Hydrothermal carbonisation of anaerobic digestate for hydro-char production and nutrient recovery. *Journal of Environmental Chemical Engineering* **10** (107027). ISSN 2213-3437. DOI: 10.1016/j.jece.2021.107027.
- Setoguchi A, Oishi K, Kimura Y, Ogino A, Kumagai H, Hirooka H. 2022. Carbon footprint assessment of a whole dairy farming system with a biogas plant and the use of solid fraction of digestate as a recycled bedding material. *Resources, Conservation & Recycling Advances* **15** (200115). ISSN 2667-3789. DOI: 10.1016/j.rcradv.2022.200115.
- Sobhi M, Elsamahy T, Zakaria E, Gaballah MS, Zhu F, Hu X, Zhou C, Guo J, Huo S, Dong R. 2024. Characteristics, limitations and global regulations in the use of biogas digestate as fertilizer: A comprehensive overview. *Science of The Total Environment* **957** (177855). ISSN 0048-9697. DOI: 10.1016/j.scitotenv.2024.177855.
- Song S et al. 2021. Food-waste anaerobic digestate as a fertilizer: The agronomic properties of untreated digestate and biochar-filtered digestate residue. *Waste Management* **136**:143-152. ISSN 0956-053X. DOI: 10.1016/j.wasman.2021.10.011.
- Stefaniuk M, Oleszczuk P. 2015. Characterization of biochars produced from residues from biogas production. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* **115**:157-165. ISSN 0165-2370. DOI: 10.1016/j.jaap.2015.07.011.
- Summerfelt ST, Zühlke A, Kolarevic J, Megård Reiten BK, Selset R, Gutierrez X, Terjesen BF. 2015. Effects of alkalinity on ammonia removal, carbon dioxide stripping, and system pH in semi-commercial scale water recirculating aquaculture systems operated with moving bed bioreactors. *Aquacultural Engineering* **65**:45-54. ISSN 0144-8609. DOI: 10.1016/j.aquaeng.2014.11.002.
- Świątczak P, Cydzik-Kwiatkowska A, Zielińska M. 2019. Treatment of Liquid Phase of Digestate from Agricultural Biogas Plant in a System with Aerobic Granules and Ultrafiltration. *Water* **11** (104). ISSN 2073-4441. DOI: 10.3390/w11010104
- Švehla P, Jeníček P, Habart J, Hanč A, Balík J. 2010. Testování vlivu vybraných faktorů na průběh nitrifikace kalové vody. *Chemické Listy* **104**:343-348. ISSN: 0009-2770.
- Švehla P. 2012. Cvičení z předmětu čištění odpadních vod. Česká zemědělská univerzita v Praze, Praha Suchdol. ISBN 978-80-213-2270-7
- Švehla P, Radechovská H, Pacek L, Míchal P, Hanč A, Tlustoš P. 2017. Nitrification in a completely stirred tank reactor treating the liquid phase of digestate: The way towards rational use of nitrogen. *Waste Management* **64**:96-106. ISSN 0956-053X. DOI: 10.1016/j.wasman.2017.03.041.
- Švehla P, Vargas Caceres LM, Míchal P, Tlustoš P. 2020a. Nitrification of the liquid phase of digestate can help with the reduction of nitrogen losses. *Environmental Technology & Innovation* **17** (100514). ISSN 2352-1864. DOI: 10.1016/j.eti.2019.100514.

- Švehla P, Vargas Caceres LM, Michal P, Tlustoš P. 2020b. Thermal thickening of nitrified liquid phase of digestate for production of concentrated complex fertiliser and high-quality technological water. *Journal of Environmental Management* **276** (111250). ISSN 0301-4797. DOI: 10.1016/j.jenvman.2020.111250.
- Švehla P, Michal P, Benakova A, Hanč A, Tlustoš P. 2023. Nitrification of the liquid phase of digestate: The transfer of the process from laboratory to pilot plant and full scale conditions. *Environmental Technology & Innovation* **30** (103084). ISSN 2352-1864. DOI: 10.1016/j.eti.2023.103084.
- Timofeeva SS, Karaeva JV, Kovalev AA, Kovalev DA, Litti YV. 2023. Steam gasification of digestate after anaerobic digestion and dark fermentation of lignocellulosic biomass to produce syngas with high hydrogen content. *International Journal of Hydrogen Energy* **48**:7559-7568. ISSN 0360-3199. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2022.11.260.
- Tjutju NAS, Ammenberg J, Lindfors A. 2024. Biogas potential studies: A review of their scope, approach, and relevance. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **201** (114631). ISSN 1364-0321. DOI: 10.1016/j.rser.2024.114631.
- Uddin M, Wright M. 2023. Anaerobic digestion fundamentals, challenges, and technological advances. *Physical Sciences Reviews* **8**:2819-2837. DOI: 10.1515/psr-2021-0068.
- Van Kessel MAHJ, Speth DR, Albertsen M, Nielsen PH, Op den Camp HJM, Kartal B, Jetten MSM, Lückner S. 2015. Complete nitrification by a single microorganism. *Nature* **528**:555-559. DOI: 10.1038/nature16459.
- Veronesi D, D'Imporzano G, Salati S, Adani F. 2017. Pre-treated digestate as culture media for producing algal biomass. *Ecological Engineering* **105**:335-340. ISSN 0925-8574. DOI: 10.1016/j.ecoleng.2017.05.007.
- Vingerhoets R, Brienza C, Sigurnjak I, Buysse J, Vlaeminck SE, Spiller M, Meers E. 2023. Ammonia stripping and scrubbing followed by nitrification and denitrification saves costs for manure treatment based on a calibrated model approach. *Chemical Engineering Journal* **477** (146984). ISSN 1385-8947, DOI: 10.1016/j.cej.2023.146984.
- Wang P, Yuan Q. 2024. Synergistic experimental study by a solar pilot evaporation system for the volume reduction and antibiotics photocatalytic degradation of liquid digestate. *Journal of Water Process Engineering* **59** (105023). ISSN 2214-7144. DOI: 10.1016/j.jwpe.2024.105023.
- Wang F et al. 2024a. Biological nitrification-based nutrient recovery technologies for source-separated urine treatment: A critical review. *Desalination* **591** (118027). ISSN 0011-9164. DOI: 10.1016/j.desal.2024.118027.
- Wang Z, Sun X, Li J, Yan B, Chen G. 2024b. Pyrolysis of sewage sludge digestate with different degrees of digestion: Thermodynamics, kinetics and product characterization. *Energy Conversion and Management* **315** (118756). ISSN 0196-8904. DOI: 10.1016/j.enconman.2024.118756.

- Yang D, Chen Q, Liu R, Song L, Zhang Y, Dai X. 2022. Ammonia recovery from anaerobic digestate: State of the art, challenges and prospects. *Bioresource Technology* **363** (127957). ISSN 0960-8524. DOI: 10.1016/j.biortech.2022.127957.
- Yellezuome D, Zhu X, Wang Z, Liu R. 2022. Mitigation of ammonia inhibition in anaerobic digestion of nitrogen-rich substrates for biogas production by ammonia stripping: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **157** (112043). ISSN 1364-0321. DOI: 10.1016/j.rser.2021.112043.
- Zhai J, Burke IT, Stewart DI. 2021. Beneficial management of biomass combustion ashes. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **151** (111555). ISSN 1364-0321. DOI: 10.1016/j.rser.2021.111555.
- Zielińska M, Rusanowska P, Zieliński M, Dudek M, Kazimierowicz J, Quattrocchi P, Dębowski M. 2022. Liquid fraction of digestate pretreated with membrane filtration for cultivation of *Chlorella vulgaris*. *Waste Management* **146**. ISSN 0956-053X. DOI: 10.1016/j.wasman.2022.04.043.