

**Česká zemědělská univerzita v Praze**

**Fakulta agrobiologie, potravinových a přírodních zdrojů**

**Katedra agroenvironmentální chemie a výživy rostlin**



**Fakulta agrobiologie,  
potravinových a přírodních zdrojů**

**Odstraňování dusíku při zpracování fugátu jako odpadní  
vody**

**Diplomová práce**

**Bc. Lucie Chylíková**

**Ochrana krajiny a využívání přírodních zdrojů**

**Ing. Pavel Švehla, Ph.D.**

**© 2021 ČZU v Praze**



## **Čestné prohlášení**

Prohlašuji, že svou diplomovou práci "Odstraňování dusíku při zpracování fugátu jako odpadní vody" jsem vypracovala samostatně pod vedením vedoucího diplomové práce a s použitím odborné literatury a dalších informačních zdrojů, které jsou citovány v práci a uvedeny v seznamu literatury na konci práce. Jako autorka uvedené diplomové práce dále prohlašuji, že jsem v souvislosti s jejím vytvořením neporušil autorská práva třetích osob.

**V Praze dne 26. 4. 2021**

---

## **Poděkování**

Ráda bych touto cestou poděkovala především vedoucímu diplomové práce panu Ing. Pavlu Švehlovi, Ph.D., za jeho cenné rady a připomínky, ochotu, vstřícnost, trpělivost, věnovaný čas a odborné vedení této diplomové práce. Dále bych ráda poděkovala panu Ing. Pavlu Míchalovi, Ph.D., za pomoc při laboratorních měření v rámci praktické části této práce.

# Odstraňování dusíku při zpracování fugátu jako odpadní vody

## Souhrn

V rámci diplomové práce byl prováděn experiment zpracování fugátu jako odpadní vody procesem částečné nitrifikační a anammox procesu v prostorách ČZU od 27. 7. 2020 do 25. 2. 2021. Fugát je kapalná fáze po separaci fermentačního zbytku, který vzniká jako vedlejší produkt při anaerobní fermentaci v bioplynových stanicích. V průběhu experimentu vstupoval fugát do nitrifikačního reaktoru, kde byl podroben procesu částečné nitrifikační za vzniku  $\text{N-NO}_2^-$ . Odtok z nitrifikačního reaktoru byl následně použit jako vstup do anammox reaktoru, kde probíhal proces anammox činností anammox organismů, kdy výsledným produktem procesu byl  $\text{N}_2$ .

Nitrifikační reaktor o objemu 1,5 l byl umístěn v laboratoři. Pracoval na principu SBR systému ve 4 cyklech za den. Cyklus se skládal z odtoku z reaktoru, přítoku nového fugátu, aerace a sedimentace. Pro zajištění optimálních podmínek byla kontrolována koncentrace rozpuštěného kyslíku na konci nitrifikačního cyklu a po 5 minutách probíhající aerace reaktoru. Účinnost nitrifikační ve fugátu činila průměrně  $66,7 \pm 7,3$  Koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  v odtoku z nitrifikačního reaktoru byla průměrně  $463,2 \pm 150,3$  mg/l.

Anammox reaktor o objemu 5 l byl umístěn v inkubačním boxu při teplotě kolem  $30^\circ\text{C}$ . Reaktor fungoval na principu CSTR, tzv. směšovací aktivace kde probíhal kontinuální průtok reaktorem. Pro zajištění optimálních podmínek bylo regulováno pH na hodnotu 7 přidávkou roztoku NaOH. Maximální koncentrace rozpuštěného kyslíku byla naměřena 0,2 mg/l. Koncentrace N-amon ve vstupním fugátu pro proběhlé nitrifikační byla průměrně  $150,2 \pm 28,3$  mg/l. V reaktoru byla průměrná koncentrace N-amon  $19,4 \pm 16,9$  mg/l. Účinnost odstranění N-amon dosahovala průměrné hodnoty  $87,3 \pm 10,2$  %. Průměrná koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  byla ve vstupním fugátu  $157,1 \pm 77,1$  mg/l. V reaktoru byla koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$   $2,9 \pm 3,8$  mg/l. Účinnost odstranění  $\text{N-NO}_2^-$  byla průměrně  $96,7 \pm 6,0$  %. Celková účinnost odstranění dusíku byla velmi proměnlivá, a nejlepších výsledků dosahovala po aplikování neředěného fugátu, kdy účinnost odstranění celkového dusíku dosahovala 78,8.

Při prováděném experimentu byla z části potvrzena hypotéza účinnosti částečné nitrifikační/anammox v extrémních podmínkách. I přes poměrně nízkou účinnost odstranění CHSK v anammox reaktoru bylo dosaženo vcelku vysoké účinnosti odstranění jednotlivých sloučenin dusíku. Koncentrace N-amon a  $\text{N-NO}_2^-$ , které inhibují aktivitu anammox organismů nebyla v reaktoru anammox dosažena, tudíž z tohoto hlediska nelze potvrdit účinnost procesů v případě výskytu nadlimitních koncentrací N-amon a  $\text{N-NO}_2^-$ . Limitování rychlosti anammox procesu v důsledku vysokého obsahu nerozpuštěných látek ve fugátu nebylo možné potvrdit ani vyvrátit, díky získání nerelevantních výsledků, kdy množství nerozpuštěných látek vykazovalo záporné hodnoty vlivem problematických vlastností fugátu z pohledu stanovení koncentrace nerozpuštěných látek.

**Klíčová slova:** odstraňování dusíku, nitrifikace, denitrifikace, anammox, fermentační zbytek, fugát

# Nitrogen Removal During the Liquid Phase of Digestate Treatment

## Summary

As part of the diploma thesis, an experiment was performed on the processing of fugate as wastewater by the process of partial nitrification and anammox process in the CZU premises from 27. 07. 2020 to 25. 02. 2021. The fugate is a liquid phase of digestate (LPD) in the biogas plants. During the experiment, the LPD entered the nitrification reactor, where it was subjected to a process of partial nitrification to form  $\text{N-NO}_2^-$ . The effluent from the nitrification reactor was subsequently used as input to the anammox reactor, where the anammox process took place by the activities of anammox organisms, where the final product of the process was  $\text{N}_2$ .

The nitrification reactor was placed in the laboratory, volume of nitrification reactor was 1,5 l. Nitrification reactor worked on the principle of the SBR system in 4 cycles per day. The cycle consisted of reactor effluent, new feed, aeration and sedimentation. To ensure optimal conditions, the dissolved oxygen concentration was checked at the end of the nitrification cycle and after 5 minutes of aeration of the reactor. The nitrification efficiency in the LPD averaged  $66.7 \pm 7.3$ . The concentration of  $\text{N-NO}_2^-$  in the effluent from the nitrification reactor was on average  $463.2 \pm 150.3$  mg/l.

The Anammox reactor was placed in an incubation box at about  $30^\circ \text{C}$ , volume of anammox reactor was 5 l. The reactor operated on the principle of CSTR, so-called mixing activation, where a continuous flow through the reactor took place. To ensure optimal conditions, the pH was adjusted to 7 by the addition of NaOH solution. The maximum dissolved oxygen concentration was measured to be 0.2 mg/l. The concentration of the total ammonium nitrogen (TAN) the input LPD for the past nitrification averaged  $150.2 \pm 28.3$  mg/l. The average of TAN concentration in the reactor was  $19.4 \pm 16.9$  mg/l. The TAN removal efficiency averaged  $87.3 \pm 10.2$  %. The average concentration of  $\text{N-NO}_2^-$  in the input body was  $157.1 \pm 77.1$  mg/l. The concentration of  $\text{N-NO}_2^-$  in the reactor was  $2.9 \pm 3.8$  mg/l. The  $\text{N-NO}_2^-$  removal efficiency averaged  $96.7 \pm 6.0$  %. The overall nitrogen removal efficiency was very variable, and the best results were obtained after the application of undiluted LPD, when the total nitrogen removal efficiency reached 78.8.

In the performed experiment, the hypothesis of the effectiveness of partial nitrification/anammox in extreme conditions was partially confirmed. Despite the relatively low COD removal efficiency in the anammox reactor, a relatively high removal efficiency of the individual nitrogen compounds was achieved. The concentration of TAN and  $\text{N-NO}_2^-$ , which inhibit the activity of anammox organisms, was not reached in the anammox reactor, therefore the efficiency of the processes cannot be confirmed in this respect in case of above-limit concentrations of TAN and  $\text{N-NO}_2^-$ . Limiting the rate of the anammox process due to the high content of insolubles in the LPD could not be confirmed or refuted, due to obtaining irrelevant

results, when the amount of insolubles showed negative values due to problematic properties of the LPD in terms of determining the concentration of insolubles.

**Keywords:** nitrogen removal, nitrification, denitrification, anammox, digestate, liquid phase of digestate



# Obsah

1. Úvod.....	1
2. Vědecká hypotéza a cíle práce.....	3
3. Literární rešerše .....	4
3.1 Bioplynové stanice .....	4
3.1.1 Anaerobní fermentace.....	4
3.1.2 Technické zázemí bioplynových stanic .....	5
3.1.2.1 Dělení dle sušiny vstupních substrátů .....	5
3.1.2.2 Základní stavební jednotky BPS .....	6
3.1.2.3 Jednostupňové a dvoustupňové zpracování substrátu .....	7
3.1.2.4 Teplotní režim .....	7
3.1.3 Typy bioplynových stanic.....	8
3.1.4 Bioplyn.....	8
3.2 Fermentační zbytek .....	9
3.2.1 Vlastnosti fermentačního zbytku .....	9
3.2.2 Nežádoucí vlastnosti vstupního materiálu .....	10
3.3 Zpracování fermentačního zbytku.....	11
3.3.1 Metody separace .....	11
3.3.1.1 Mechanická separace.....	11
3.3.2 Využití fermentačního zbytku .....	12
3.4 Separát.....	13
3.4.1 Využití separátu .....	13
3.5 Fugát.....	14
3.5.1 Vlastnosti .....	14
3.5.2 Využití .....	14
3.6 Zpracování fugátu za účelem lepšího využití živin.....	15
3.6.1 Stripování amoniaku .....	15
3.6.2 Srážení struvitu .....	15
3.6.3 Prostá filtrace .....	16
3.6.4 Membránová filtrace.....	16
3.6.5 Tepelné zahušťování .....	17
3.6.6 Nitrifikace - tepelné zahušťování.....	17
3.7 Zpracování fugátu ve formě odpadní vody .....	17
3.7.1 Aerobní čištění.....	18
3.7.2 Nitrifikace .....	18
3.7.3 Denitrifikace .....	20
3.7.4 Nitritace/Denitritace.....	20
3.7.5 Anammox.....	21

3.7.6	Faktory ovlivňující metabolismus Anammox .....	23
3.7.7	Typy reaktorů.....	24
3.7.8	Aplikace anammox bakterií.....	26
3.7.8.1	Uplatnění procesu anammox při čištění odpadních vod .....	28
3.7.9	Zpracování fugátu procesem anammox .....	28
4.	Metodika.....	31
4.1	Zdroj fugátu.....	31
4.2	Laboratorní modely.....	31
4.3	Analytické metody .....	33
4.3.1	Odstředění vzorku.....	33
4.3.2	Stanovení pH .....	34
4.3.3	Stanovení rozpuštěného kyslíku .....	34
4.3.4	Stanovení chemické spotřeby kyslíkem.....	34
4.3.5	Stanovení amoniakálního dusíku .....	35
4.3.6	Stanovení dusitanů.....	36
4.3.7	Stanovení dusičnanů .....	37
4.3.8	Měření průtoku .....	37
4.3.9	Stanovení sušiny vzorku .....	37
4.4	Vzorce .....	38
5.	Výsledky.....	41
5.1	Hodnota pH.....	41
5.2	Koncentrace rozpuštěného O <sub>2</sub> .....	42
5.3	Průtok, hydraulická doba zdržení, objemové zatížení reaktorů N-amon .....	44
5.3.1	Průtok.....	44
5.3.2	Hydraulická doba zdržení v reaktoru .....	45
5.3.3	Objemové zatížení reaktorů .....	46
5.4	Sloučeniny dusíku .....	47
5.4.1	Nitritační reaktor.....	47
5.4.2	Anammox reaktor .....	48
5.5	Účinnost oxidace N-amon na N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> v nitritačním reaktoru .....	49
5.6	Účinnost odstranění sloučenin N v anammox reaktoru .....	50
5.6.1	Účinnost odstranění N-amon .....	50
5.6.2	Účinnost odstranění N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> .....	50
5.6.3	Účinnost odstranění celkového N .....	51
5.7	CHSK v nitritačním reaktoru .....	51
5.8	CHSK v anammox reaktoru .....	52
5.9	Účinnost odstranění CHSK v nitritačním reaktoru .....	53
5.10	Účinnost odstranění CHSK v anammox reaktoru .....	53
5.11	Nerozpuštěné látky v anammox reaktoru.....	54

6. Diskuze .....	55
6.1 Vliv pH na průběh procesu částečné nitrifkace a anammox proces.....	55
6.2 Vliv koncentrace rozpuštěného kyslíku .....	55
6.3 Přítomnost toxických forem dusíku .....	56
6.4 Průběh procesu částečné nitrifkace a anammox v extrémních podmínkách .....	58
6.5 Odstranění sloučenin N kombinací částečné nitrifkace a anammox procesu ....	59
6.6 Rychlost anammox procesu v závislosti na koncentraci NL .....	61
7. Závěr .....	63
8. Literatura.....	64







# 1. Úvod

Anaerobní fermentace je proces probíhající v bioplynových stanicích (BPS), kdy dochází k degradaci organického materiálu při anaerobních podmínkách (Horan et al. 2018). Anaerobní fermentací je produkován metan a oxid uhličitý. Jako vedlejší produkt vzniká při anaerobní fermentaci fermentační zbytek, který je separován na jeho pevnou a kapalnou frakci. Fermentační zbytek lze upravovat, a tím zlepšit jeho vlastnosti, kdy dále může být použit jako biohnojivo nebo ho lze zpracovávat jako odpadní vodu, kdy je zpracováván za účelem odstranění živin a organických látek. Separací metodami lze oddělit ve fermentačním zbytku kapalnou a pevnou frakci. Pevná frakce je označována jako separát a kapalná frakce je označována jako fugát. Separát lze využít v oblasti zemědělství v podobě např. kompostu, kdy zlepšuje půdní vlastnosti. V případě obsahu rizikových prvků, kdy není možná jeho aplikace do půdy, může být spalován a využíván jako zdroj energie.

Fugát je získáván z důvodu optimalizace využití živin, které jsou obsaženy ve fermentačním zbytku a zároveň redukovat náklady spojené s dopravou z jiných zařízení (Al Seadi et al. 2013). Fugát je bohatým zdrojem fosforu, draslíku, hořčíku a vápníku. Vyznačuje se vysokým obsahem N-amon a mírně zásaditým pH 7,5 – 8,5. Dominantním využitím fugátu je jeho použití jako hnojivo přímou aplikací na půdu. Jeho použití jako hnojiva může být problém s ohledem na legislativní omezení v podobě Nitrátové směrnice (Rada Evropského společenství 1991). Dalším využitím je jeho zpětný návrat do anaerobní fermentace kdy při mokré fermentaci ho lze použít k ředění substrátu (Monfet et al. 2018). Pro lepší využití živin jsou používány metody zpracování jako je stripování amoniaku, srážení struvitu, filtrace prosta nebo membránová. Fugát lze zpracovat také tepelným zahušťováním, kdy je zužitkováno teplo vyrobené kogeneračními jednotkami v BPS. Tepelné zahušťování lze uplatnit v kombinaci s nitrifikací. V případě, kdy není možné použít fugát zmíněnými způsoby např. díky obsahu rizikových prvků, je k fugátu přistupováno jako k odpadní vodě (Botheju et al. 2010). Pokud s fugátem nakládáme jako s odpadní vodou, jsou uplatňovány procesy, jejichž cílem je odstranění všech živin a organických látek včetně jednotlivých forem dusíkatých sloučenin. Nejznámějším procesem, vyskytující se v přirozeném koloběhu N ve vodním prostředí je nitrifikace (Pitter 1999). Jedná se o dvoustupňovou oxidaci, kdy v 1. stupni nitritace dochází k oxidaci N-amon na  $N-NO_2^-$ . Ve 2. stupni probíhá nitratace, kdy dochází k oxidaci  $N-NO_2^-$  na  $N-NO_3^-$  (Chudoba et al. 1991). Procesem, který může navazovat na proces nitrifikace je denitrifikace, kdy při dodání zdroje organických látek dochází k přeměně  $N-NO_3^-$  na plynný  $N_2$  (Ni et al. 2018). Nestandardní biologickou metodou je proces nitritace/denitritace, kdy dochází v rámci nitrifikace dosažení pouze 1. stupně oxidace, kdy vznikají  $N-NO_2^-$  a následně je provedena denitrifikace na plynný  $N_2$  (Švehla et al. 2007). Hlavní důvody uplatnitelnosti metody spočívají ve 25% úspoře kyslíku v aerobní části procesu a její produkce o 20 % méně  $CO_2$  (Peng & Zhu 2006).

Za velmi perspektivní proces zpracování fugátu jako odpadní vody, který je výjimečný z důvodu své nízké finanční náročnosti a vysoké účinnosti odstranění sloučenin N je považován proces anammox. Jedná se o přirozený mikrobiální proces, který je prováděn činností bakterií anammox v anoxických podmínkách. Jako velmi efektivní se jeví kombinace procesu

anammox a částečné nitritace, kdy dochází až k 60% úspoře energie na aeraci oproti klasické nitrifikaci (Strous et al.1998). Jedná se o velmi účinný způsob degradace jednotlivých forem N, který je velmi často aplikován na odpadní vody v ČOV. Zpracování fugátu částečnou nitritací s následným anammox procesem je moderní metodou zpracování fugátu, kdy je s fugátem nakládáno jako s odpadní vodou a je předmětem této diplomové práce.



## **2. Vědecká hypotéza a cíle práce**

V rámci diplomové práce bylo hlavním cílem posoudit, zda je možné zpracovat kapalnou frakci fermentačního zbytku neboli fugát produkovaný v rámci provozu BPS za použití procesu částečná nitritace/anammox. Důraz byl kladen na odstranění dusíku z fugátu za podmínek, kdy není možné fugát použít jako zdroj živin pro rostliny a je s ním proto nakládáno jako s odpadní vodou.

Hlavními hypotézami diplomové práce jsou:

1. I v extrémních podmínkách panujících v prostředí fugátu je možné iniciovat a dlouhodobě udržet procesy nitritace a anammox.
2. S využitím kombinace částečné nitritace a anammox procesu je možné z fugátu odstranit alespoň 60 % sloučenin dusíku.
3. Rychlost procesu anammox je limitována vysokým obsahem nerozpuštěných látek ve fugátu.

### 3. Literární rešerše

V rámci literární rešerše je vysvětlen význam pojmu bioplynová stanice a jsou presentovány s ním spojené informace, jako je samotný proces anaerobní fermentace, zdroje biomasy, technické zázemí bioplynových stanic a jaké jsou jejich typy dle použitých vstupních surovin. Následně je definován bioplyn a fermentační zbytek. Jsou probrány jednotlivé metody zpracování fermentačního zbytku, jeho vlastnosti, nežádoucí vlastnosti a způsoby využití. Následně je jakožto jeden z nejdůležitějších bodů diskutována problematika fugátu. Jsou zde uvedeny jeho vlastnosti, způsoby zpracování, přičemž velmi detailně je zde popsáno zpracování fugátu s využitím procesu nitrifikace. Nakonec je velmi detailně popsán proces anammox. Jsou popsány jeho vlastnosti, faktory jejichž vliv je z hlediska průběhu procesu zásadní. Jsou popsány reaktory, které jsou aplikovány pro anammox proces, typy odpadních vod, které byly procesem testovány a aplikace anammox procesu v minulosti. V závěru kapitoly jsou zmíněny experimenty, kdy byl aplikován proces anammox na fugát.

#### 3.1 Bioplynové stanice

Bioplynové stanice, často označované zkratkou BPS jsou energetickým zdrojem s velmi příznivými přínosy pro ochranu a tvorbu životního prostředí (Straka 2006). Hlavním produktem bioplynových stanic je bioplyn, jehož složky jsou tvořeny z největší části methanem a oxidem uhličitým (Gomez 2013). Ačkoliv bioplyn nedokáže nahradit dominantní fosilní paliva jakožto zdroj energie, představuje velmi perspektivní zdroj energie do budoucna (Straka 2006).

##### 3.1.1 Anaerobní fermentace

V bioplynové stanici probíhá proces anaerobní fermentace. Jedná se o proces, kdy mikroorganismy za anaerobních podmínek degradují organický materiál. Díky tomuto procesu vzniká bioplyn. Pro správný průběh anaerobní fermentace musí být dodrženo několik podmínek. Proces musí probíhat za anaerobních podmínek při konstantní teplotě a stabilní hodnotě pH, zároveň musí být k dispozici dostatečné množství živin pro mikroorganismy. Anaerobní fermentace je sledem 4 po sobě následujících dějů – hydrolýza, acidogenese, acetogeneze a metanogeneze:

- Hydrolýza – proces, díky kterému dochází k rozkladu složitých polymerů, jakými jsou sacharidy, lipidy či bílkoviny. Výsledkem procesu jsou rozpustné monomery v podobě aminokyselin, monosacharidů a dlouhých řetězců mastných kyselin. Proces probíhá za pomoci extracelulárních mikrobiálních enzymů (Horan et al. 2018).
- Acidogenese neboli fermentace je procesem, při kterém glukóza, aminokyseliny a mastné kyseliny jsou transformovány prostřednictvím anaerobních bakterií na alkoholy a nižší mastné kyseliny (kyselina octová, propionová, máselná atd.). Při procesu vznikají i vodík a oxid uhličitý (Deublein & Steinhauser 2008).

- Acetogeneze – při acetogenezi za působení acetogenních bakterií jsou přeměněny vyšší mastné kyseliny a další organické sloučeniny na kyselinu octovou, vodík a oxid uhličitý (Minteer 2011).
- Metanogeneze – vlivem metanogenních mikroorganismů dochází k přeměně produktů acetogeneze na metan a oxid uhličitý (Deublein & Steinhauser 2008).

Způsoby výroby bioplynu se mohou odlišovat v závislosti na počtu použitých kroků ve výrobě, teplotě procesů, obsahem sušiny a způsobem dávkování substrátu (Gomez 2013).

### 3.1.2 Technické zázemí bioplynových stanic

Cílem zkonstruování každé bioplynové stanice je co největší efektivita zpracování výchozí suroviny a zisk co největšího množství bioplynu.

#### 3.1.2.1 Dělení dle sušiny vstupních substrátů

Na základě způsobu kultivace biomasy jsou rozlišovány 2 základní způsoby fermentace:

- 1) **Mokrá fermentace** – sušina vstupního substrátu by měla být do 15 – 20 %. Mokrou fermentaci využívají 2 typy reaktorů dle způsobu kultivace biomasy:
  - a) Biomasa v suspenzi – Reaktory jsou směšovacího typu, kdy obsah je promícháván a zahříván. Patří sem anaerobní stabilizační nádrže, které jsou uzavřené, mají pevný strop, provozní hladinu zpracovávaného materiálu a plynový prostor pro jímání plynu. Provoz je samostatný nebo dvoustupňový. První stupeň zajišťuje technologickou funkci, přičemž bývá ohříván a promícháván. Druhý stupeň splňuje technologickou případně separační funkci. V případě zařazení separace dochází k lepší účinnosti procesu, díky vracení odseparované biomasy zpět do reaktoru, kdy dochází k prodloužení doby zdržení biomasy v reaktoru. Celý proces je označován anaerobní aktivace. Biomasa ve stavu suspenze převažuje pro bioplynové stanice. (Straka 2006).
  - b) Biomasa imobilizovaná – Tento způsob kultivace biomasy je používán zejména pro anaerobní čištění odpadních vod. V těchto reaktorech dochází k výraznému zdržení biomasy oproti zadržení kapaliny, čímž je udržována v reaktoru vysoká koncentrace anaerobní biomasy. Odpadní voda postupně odtéká. Reaktory jsou rozlišovány dle typu imobilizace biomasy:
    - Na povrchu intertního nosiče je narostlý biofilm biomasy
    - agregovaná biomasa (Straka 2006).

V případě, že je v materiálech obsaženo vyšší množství sušiny než 15 - 20 %, jsou ředěny před vstupem do fermentoru kejdou nebo procesní vodou na vyhovující obsah sušiny. Pro mokrou fermentaci nejsou vhodné substráty s vysokým podílem slámy, kdy může následně docházet k potížím s míchacími systémy a ucpávání čerpadel (Biom.cz 2015).

2) **Suchá fermentace** – je rozlišována na 2 typy na základě obsahu sušiny.

- Suchý proces s obsahem sušiny 25 – 45 %.
- Vysokosušivý proces s obsahem sušiny > 40 % (Biom.cz 2015).

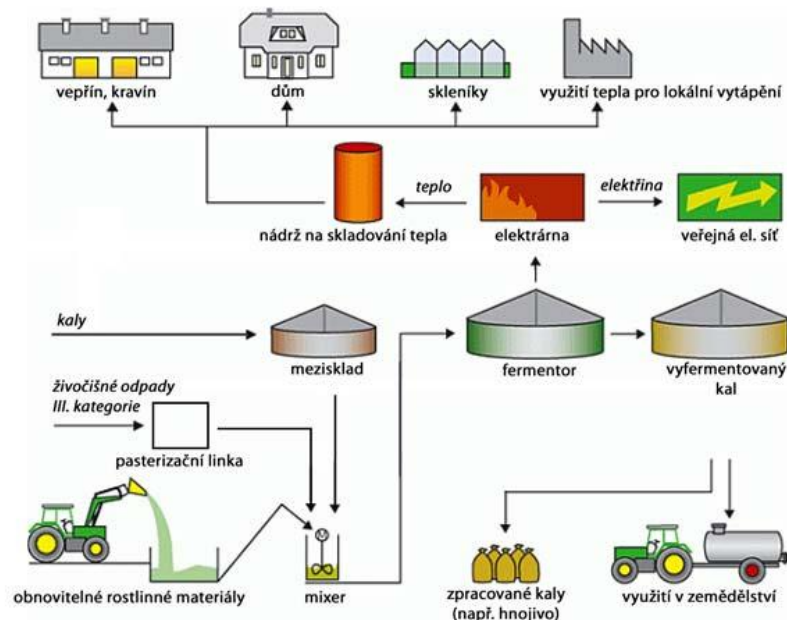
Jsou 2 základní typy konstrukce reaktorů:

- a) Válcovité nádrže v poloze ležaté, šikmé či svislé– Jedná se kontinuální proces na principu pístového toku. V reaktorech je zařízení pro zajištění nuceného pohybu fermentační směsi (Straka 2006).
- b) Tvar ležatého kuželu v semikontinuálním procesu – Reaktor je naplněn substrátem, následně je přimícháno inokulum v podobě části stabilizovaného zpracovávaného materiálu, poté dojde k plynotěsnému uzavření a po ukončení cyklu je reaktor vyprázdněn a cyklus je opakován (Straka 2006).

U suché fermentace se můžeme setkat s fermentory garážového typu. V principu se jedná o jednoduché konstrukční zařízení s typem plnění vsázkovým za pomoci čelního nakladače. Velkou výhodou technologie suché fermentace je menší množství koncentrovanějšího fermentačního zbytku a menší spotřeba procesní vody (Biom.cz 2015).

### 3.1.2.2 Základní stavební jednotky BPS

Technické uspořádání bioplynové stanice je určeno množstvím a složením materiálů zpracovávaných prostřednictvím stanice. Určujícími jsou také vlastnosti vstupních substrátů, jakými jsou obsah sušiny, acidifikační potenciál, patogenní rizika nebo chemické či biologické vlastnosti (Bachmann 2013). Schéma bioplynové stanice je na Obr. 1.



Obr. 1 Schéma BPS (Tenza 2021).

Základní stavební jednotkou každé bioplynové stanice je fermentor, kde dochází k přeměně organického materiálu na bioplyn za pomoci mikrobiální aktivity mikroorganismů.

Fermentor může být složen z jedné nebo více nádrží zahrnujících systémy dávkování substrátu, míchání a zahřívání. Fermentor může obsahovat zařízení pro předúpravu substrátu a/nebo pro dodatečnou úpravu fermentačního zbytku (Bachmann 2013).

Součástí fermentoru jsou napájecí systémy, jejichž úloha spočívá v transportu vstupních substrátů ze skladovacích míst. Dávkovací systémy mohou umožňovat kromě meziskladovacích funkcí funkce mletí, míchání, vážení a automatizovanou kontrolu řízeného přívodu. Pro správné fungování dávkovací jednotky jsou používány kolové nakladače, čímž je zajištěno diskontinuální podávání pevného substrátu. Pevný substrát je dávkován buď kontinuálně či semikontinuálně. Kapalné substráty jsou čerpány ze záchytných nádrží do fermentoru. Před samotným čerpáním musí být zajištěna homogenita materiálu prostřednictvím míchání. Pevné substráty jsou nejčastěji přiváděny samostatně přes boční stěnu či strop fermentoru. Tento způsob je využíván častěji díky výhodě, že se vyvarujeme rizikům ucpání čerpadel a následnému ovlivňování koncentrace pevných látek ve fermentoru. Pevné substráty mohou být přimíchávány do zadržovacích nádrží, přičemž musí být zachována tekutost substrátu. Čerpadla musí být uzpůsobena vyšší koncentraci pevných látek, jinak hrozí jejich ucpání (Bachmann 2013).

Fermentor obsahuje reaktor, který má 2 typy dávkování. Typ reaktoru je zvolen na základě vlastností substrátu. Dávkování je jednorázové nebo kontinuální. Reaktory s jednorázovým dávkováním substrátu jsou vhodné pro pevné materiály, v praxi je jejich použití výjimečné. Ze stropu fermentoru jsou reaktory zásobeny mikroorganismy prostřednictvím kropicí vody (Bachmann 2013). Kontinuální reaktory jsou 2 typy, plug– flow nebo CSTR.

Plug – flow reaktor je používán pro pevné materiály s obsahem hmoty v suché směsi substrátu nad 20 %, která vstupuje do fermentoru. Materiál je vstupujícím substrátem tlačěn do fermentoru (Görisch & Helm 2006).

CSTR (continuously stirred tank reactor) je kontinuálně míchaný reaktor, u kterého se předpokládá, že díky promíchávání jeho objemu panují v celém reaktoru stejné podmínky. Z důvodu zajištění kontinuálního promíchávání reaktoru je využíván pro materiály s nízkým obsahem sušiny a pevné materiály mohou být přidávány, jestliže je sušina směsi substrátu ve fermentoru méně než 15 % (Görisch & Helm 2006).

### **3.1.2.3 Jednostupňové a dvoustupňové zpracování substrátu**

Provoz bioplynových stanic probíhá v jednostupňovém nebo dvoustupňovém systému, přičemž převažuje provoz v jednostupňových systémech díky nižším investicím a jednoduchosti celého procesu. Za jednostupňový proces je považován proces, kdy celý proces mikrobiální degradace probíhá ve stejné nádrži. Ve dvoustupňovém systému je oddělena nádrž s probíhající hydrolyzou. Dvoustupňový systém je doporučen pro materiály s vysokými koncentracemi sacharidů, škrobu a bílkovin, kdy při oddělení hydrolyzy v samostatné nádrži dochází k jejich lepší degradaci (Bachmann 2013).

### **3.1.2.4 Teplotní režim**

Dle teploty panující v reaktoru jsou rozlišovány :

- Psychrofilní teplota (10 – 25 °C) je málo využívána, objevuje se v zařízeních na výrobu bioplynu bez topných systémů, zejména u BPS v rozvojových zemích.
- Mezofilní teplota (25 – 45 °C) je nejčastěji používaný teplotní režim v reaktorech. Zajišťuje efektivní úroveň degradace a uspokojivou spotřebu energie.
- Termofilní teplota (50 – 58 °C) je použita v případech nutnosti hygienizace substrátu, zejména při zpracování gastroodpadu (Bachmann 2013).

### 3.1.3 Typy bioplynových stanic

Bioplynové stanice jsou rozlišovány dle vstupních surovin, které využíváme pro výrobu bioplynu. Druhy bioplynových stanic jsou:

- a) Zemědělské – jako vstupní suroviny jsou využívány cíleně pěstované plodiny a vstupy ze zemědělské prvovýroby, především statková hnojiva. Zemědělské bioplynové stanice jsou často situovány v oblastech se zemědělskými provozy, kde díky bioplynovým stanicím dochází k využití a stabilizaci statkových hnojiv (Bačík 2008).
- b) Průmyslové – jako vstupní suroviny jsou použity zbytky z průmyslové výroby včetně tzv. rizikových vstupů. Odpady z průmyslu mohou být zpracovávány v kombinaci s jinými surovinami. Rizikovými vstupy rozumíme vedlejší živočišné produkty, kaly z ČOV a další (Bačík 2008).
- c) Komunální – hlavním zdrojem surovin pro tyto bioplynové stanice jsou vytríděné bioodpady (např. odpad z údržby zeleně), odpady z domácností, gastroodpady (Bačík 2008).
- d) ČOV, skládky – jedná se o bioplynové stanice, které jsou součástí ČOV nebo skládek z důvodu produkce kalového plynu v ČOV a skládkového plynu, vznikajícího na skládkách.

Kalový plyn vzniká jako vedlejší produkt ve vyhnívacích nádržích, jejichž účelem je snížení objemu kalu a organických látek v něm obsažených. Vznikající kalový plyn je spalován v kogeneračních jednotkách a převeden na elektrickou energii (Hartig 2017).

Skládkovým plynem jsou označovány všechny plyny, které vznikají na skládkách odpadů a lze je odsávat nebo odebírat. V případě kvalitního skládkového plynu se jedná o podobné složení bioplynu viz kapitola 3.1.4 Bioplyn, kdy hlavními složkami jsou  $\text{CH}_4$  a  $\text{CO}_2$  a dále jsou obsaženy nízké koncentrace dusíku N a minimální až nulová koncentrace  $\text{O}_2$  (Česká bioplynová asociace 2021).

### 3.1.4 Bioplyn

Bioplyn se skládá ze 2 hlavních složek a složek vedlejších. Hlavní složkou bioplynu je metan  $\text{CH}_4$ , jehož obsah se pohybuje v rozmezí 50 – 75 %. Mezi hlavní složky patří i oxid uhličitý  $\text{CO}_2$ , jehož obsah je 25 – 50 %. Procentuální zastoupení jednotlivých složek závisí na době zadržení substrátu v reaktoru bioplynové stanice. K vedlejším složkám bioplynu jsou řazeny mimo jiné voda, organické sloučeniny síry, sirovodík a minimální koncentrace  $\text{O}_2$ . Obsah jednotlivých složek je v závislosti na použitých vstupních surovinách (Gomez 2013).

Surový bioplyn, který vzniká anaerobní fermentací, je třeba v některých případech upravit za účelem zlepšení jeho vlastností. Základní úpravou je odsíření a sušení, díky čemuž lze uplatnit bioplyn v kogeneračních jednotkách a modifikovat bioplyn na teplo a elektřinu. Bioplyn lze také spalovat jako zdroj tepla (Gomez 2013).

Bioplyn lze využívat jako obnovitelný zdroj energie buď v podobě směsi CH<sub>4</sub> a CO<sub>2</sub>, nebo v upravené formě, kdy se jeho vlastnosti podobají zemnímu plynu a lze ho následně využívat ve formě biometanu (Gomez 2013).

### 3.2 Fermentační zbytek

Digestát neboli fermentační zbytek vzniká jako vedlejší produkt při výrobě bioplynu za probíhajícího procesu anaerobní fermentace. Fermentační zbytek bývá separován na kapalnou a pevnou složku (Al Seadi et al. 2013).

Složení fermentačního zbytku a jeho kvalita jsou vysoce závislé na vstupních surovinách, které byly pro anaerobní fermentaci použity s ohledem na jejich složení a kvalitu. Dle cílového použití je s fermentačním zbytkem nakládáno v surové podobě nebo dochází ke zpracování fermentačního zbytku prostřednictvím různých technologií a úprav (Al Seadi et al. 2013).

#### 3.2.1 Vlastnosti fermentačního zbytku

Mezi základní vlastnosti rozhodující o kvalitě fermentačního zbytku patří obsah živin, hodnota pH, obsah sušiny a jeho homogenita. Vyhovující vlastnosti vyplývají z vyhlášky 474/2000 Sb. o stanovení požadavků na hnojiva viz Tab. 1.

Tab. 1 Vlastnosti fermentačního zbytku (474/2000 Sb.).

N	0,4 - 0,7 %
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,15 - 0,25 %
K <sub>2</sub> O	0,3 - 0,5 %
Sušina	6 - 9 %
pH	7– 9
poměr C:N	< 10 (průměrně 5 - 6)

Kvalita fermentačního zbytku je silně ovlivněna parametry procesu anaerobní fermentace. K nim patří mimo jiné pH, vodivost, teplota, koncentrace nižších mastných kyselin. Procesem anaerobní fermentace dochází k hygienizaci substrátu, kdy je většina patogenní látek v něm obsažena inaktivována. Obsah živin ve fermentačním zbytku je odrazem koncentrace živin obsažených ve vstupním materiálu (Al Seadi et al. 2013).

Látkami, jejichž přítomnost je ve fermentačním zbytku nežádoucí, jsou inertní pevné částice a chemické nečistoty či znečišťující látky. Fermentační zbytek by měl být bezpečný s minimálním obsahem patogenních látek a látek ohrožujících jakkoliv živé organismy potažmo životní prostředí (Al Seadi et al. 2013).

### 3.2.2 Nežádoucí vlastnosti vstupního materiálu

K nežádoucím vlastnostem vstupního materiálu patří znečištění různými kontaminanty v podobě inertních pevných částic, chemických látek, včetně patogenních mikroorganismů (Al Seadi et al. 2013).

#### Inertní pevné částice

S ohledem na původ vstupních materiálů či způsob jejich shromažďování může dojít ke kontaminaci těchto surovin částicemi biologicky nerozložitelných materiálů jakými jsou např. plast, guma, sklo, kovy, kameny, písek, lignocelulózové materiály. Jejich přítomnost je nežádoucí nejen s ohledem na kvalitu fermentačního zbytku, ale také mohou tyto látky komplikovat samotný proces anaerobní fermentace, kdy může docházet k poškození čerpadel, potrubí, míchadel apod. Navíc jejich přítomnost může mít negativní dopad na životní prostředí. Přítomnosti inertních pevných částic lze zabránit instalací různých fyzických bariér (clony, síta, lapače kamenů nebo ochranné mříže). Velké částice mohou být zmenšeny sekáním nebo macerováním (Al Seadi et al. 2013).

#### Chemické nečistoty

I v biologicky rozložitelných materiálech mohou být obsaženy chemické látky v podobě těžkých kovů nebo perzistentních organických látek. V tomto směru jsou velmi ohrožující obecně odpady z průmyslu, domácností a gastroodpad obsahující velké množství chemických látek. Používání POPs (perzistentní organické polutanty), PAH (polycyklické aromatické uhlovodíky), pesticidů a jiných nebezpečných látek je regulováno a cíleně omezováno prostřednictvím legislativních programů souvisejících se zlepšováním stavu životního prostředí (Al Seadi et al. 2013).

Zásadním programem je Stockholmská úmluva z roku 2001, jejímž hlavním cílem je omezení výskytu POPs. V rámci Stockholmské úmluvy dochází ke zrušení jejich výroby, zákazu jejich použití, dovozu a vývozu, zároveň je jejím cílem snížit a úplně odstranit jejich úniky do složek životního prostředí (MZV 2001).

#### Patogenní mikroorganismy

Ačkoliv procesem anaerobní fermentace je prováděna hygienizace vlivem působení mezofilních a termofilních teplot v průběhu procesu, některé vstupní suroviny je třeba hygienizovat před samotným použitím vstupní suroviny. K nejběžnějším zvířecím patogenům, které se mohou vyskytovat ve fermentačním zbytku, patří *Salmonella sp.*, *Pestivirus a parazit Acscaris*. Účinnost probíhající hygienizace při anaerobní fermentaci lze určovat prostřednictvím indikátorových organismů, nejčastěji *Streptococcus faecalis* (Bendixen 1994). Rostlinné patogeny jsou dle Overbeek a Runia (2011) účinně deaktivovány prostřednictvím působení mezofilní anaerobní fermentace v různě dlouhých intervalech. K rostlinným patogenům lze zařadit *Globoderar ostochiensis a pallida*. Jedná se o bramborové hlístice, které byly mezofilním procesem zničeny během několika dní při teplotě 35,8 °C. Patogen kukuřice a obilnin *Fusarium oxysporum* je deaktivován během jediného dne (Overbeek & Runia 2011).



### 3.3 Zpracování fermentačního zbytku

Kvalita zpracování fermentačního zbytku rozhoduje o jeho cílovém využití. Dle cílového využití je zpracování fermentačního zbytku rozděleno na 2 základní způsoby. Fermentační zbytek lze upravovat s cílem zlepšit jeho vlastnosti a zvýšit jeho kvalitu tzv. kondicionáním fermentačního zbytku. Cílovým využitím je produkce biohnojiv pevných či kapalných. K fermentačnímu zbytku lze přistupovat jako k odpadní vodě, kdy je fermentační zbytek zpracováván za účelem odstranění živin a organických látek, přičemž je vypouštěn do kanalizace nebo čistíren odpadních vod. Téměř vždy jsou prováděny kroky pro zlepšení kvality fermentačního zbytku, bez ohledu na to, zda z něj chceme vyrobit hnojiva či s ním nakládat jako s odpadem (Al Seadi et al. 2013).

#### 3.3.1 Metody separace

K nejčastějším dodatečným úpravám fermentačního zbytku patří jeho separace na kapalnou a pevnou frakci. Výsledným produktem je pevná fáze nazývaná separát a kapalná fáze neboli fugát. Metody separace jsou rozděleny na 3 základní skupiny: separace prostou filtrací, membránová separace a mechanická separace. Separace prostou filtrací a membránová separace jsou popsány v kapitole 3.6 Zpracování fugátu za účelem lepšího využití živin.

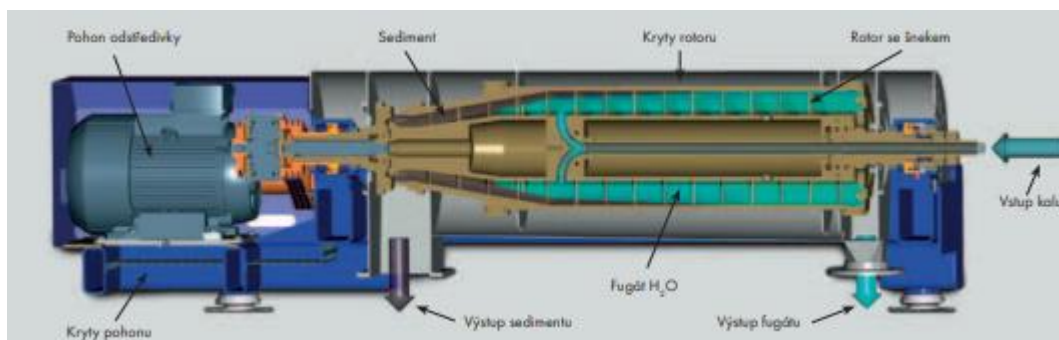
##### 3.3.1.1 Mechanická separace

Nejčastěji jsou k separaci používány technologie dekantální odstředivky a šroubové lisovací separátory (Al Seadi et al. 2013).

#### Dekantální odstředivky

Dekantální odstředivkou je oddělena pevná a kapalná fáze v průběhu kontinuálního procesu. Principem je využití odstředivých sil, které mohou být tisícekrát vyšší než síly gravitační. Výsledkem působení těchto sil dochází k vytlačení pevných částic k vnější stěně rotujícího bubnu. Kapalná fáze díky její menší hustotě vytváří vnitřní vrstvu. Dekantální odstředivky jsou několika typů, nejčastěji jsou využívány odstředivky vertikální, horizontální a dopravníkové (Centrifugeworld.com 2020). Na Obr. 2 je uvedena dekantální odstředivka firmy Asio. Princip dekantální odstředivky je:

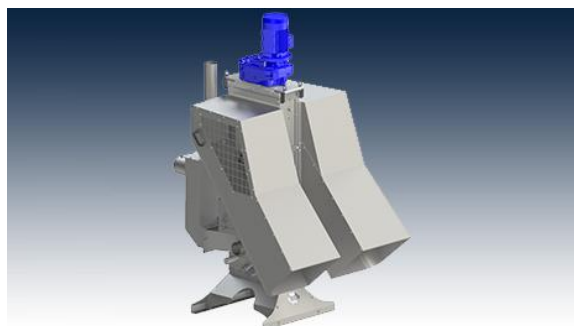
1. Vstup fermentačního zbytku nátokovou trubicí do rotujícího bubnu.
2. Suspenze je vlivem odstředivé síly přesunuta na stěnu vnějšího bubnu – částice o vyšší měrné hmotnosti jsou zachyceny na vnější stěně.
3. Ke kuželové části jsou posouvány částice proti vnějšímu bubnu činností šneku s rozdílnými otáčkami.
4. Následně jsou nad hladinu vyneseny částice, které jsou působením odstředivých sil odvodňovány.
5. Odvodněný materiál je vyhrnut šnekem k výletovým otvorům a následně odpadá do výsyvky.
6. Kapalina bez nečistot (fugát) je převedena do sběrače a následně odvedena potrubním systémem, který bývá na celý systém napojen (Asio 2020).



Obr. 2 Dekantační odstředivka firmy Asio (Asio 2020).

### Šroubové lisovací separátory

Šroubový lisový separátor za pomoci gravitačního a mechanického lisování separuje kapalnou a pevnou fázi fermentačního zbytku. Má 3 základní části: vstupní modul, separační a dopravní modul a zhutňovací modul. Je vybaven vyrovnávací nádrží a přepadovým zásobníkem. Obsahuje pouzdro vyrobené z nerezové oceli, v němž je obsažen šnekový dopravník a válcový síťový koš sloužící k dopravě a oddělení pevné a kapalně fáze prostřednictvím protékajícího síta. Pevná fáze je zde vytlačována ve směru protitlakového výstupu membrány, kde je vytvořena zátk. Šroubové lisové separátory jsou horizontální a vertikální, na Obr. 3 je uveden typ vertikální (Wamgroup 2020).



Obr. 3 Vertikální šnekový lisový separátor firmy Wamgroup (Wamgroup 2020).

### 3.3.2 Využití fermentačního zbytku

Primárním využitím fermentačního zbytku je jeho použití jako hnojivo. Dále je využíván jako půdní kondicionér a lze ho využívat i pro energetické účely.

Hlavním cílem z hlediska využití fermentačního zbytku je jeho využití pro zemědělské účely v podobě rostlinných hnojiv, jenž jsou bohatým zdrojem velmi přístupných makroživin a mikroživin. Jedná se o neefektivnější způsob zpracování, kdy aplikace fermentačního zbytku představuje zachování přírodních zdrojů v rámci náhrady minerálních hnojiv za biohnojiva a došlo by zároveň k ochraně, konkrétně fosilních zdrojů nerostů v podobě fosforu P. Fermentační zbytek využitelný pro hnojiva je buď použit v surové podobě bez jakýchkoliv úprav, nebo je dále zpracováván užitím různých technologií dle cílového charakteru použití. Pokud je cílem využít fermentační zbytek jako hnojivo, je zde velmi přísná regulace z legislativní stránky. Kontrola kvality je prováděna po celou dobu procesu od výroby, kdy

jsou použity kvalitní vstupní suroviny, je důkladně kontrolována stabilita a teplota celého procesu anaerobní fermentace a její jednotlivé parametry (teplota, pH a vodivost atd. ). Dále je kontrolována také koncentrace těkavých mastných kyselin. Kvalita finálního produktu je dána nulovým obsahem patogenních látek a chemických, fyzikálních nečistot či znečišťujících látek (Al Seadi et al. 2013).

### **3.4 Separát**

Separát je pevnou fází fermentačního zbytku s vysokým obsahem sušiny a vláknitým charakterem. Má vysoký obsah vlhkosti a hustotu. Jedná se o materiál bohatý na fosfor, proto je často využíván jako fosforečné hnojivo. Dalšími možnostmi využití separátu je jeho použití jako půdní kondicionér. Způsoby úpravy pro cílové použití jako zlepšovač půdy je jeho sušení či peletizování. (Al Seadi et al. 2013).

#### **3.4.1 Využití separátu**

##### Zemědělství

V zemědělství lze použít separát v podobě kompostu pro lepší produkci ornice či v zahradnictví. Kompostování je prováděno v kombinaci s dalším organickým materiálem, s ohledem na vysokou vlhkost a vysokou hustotu separátu (Al Seadi et al. 2013). Jeho aplikací je zlepšena půdní mikroflóra, pH půdy, retence vody v půdě a obecně její celková kvalita. Aplikace hnojiva je prováděna identicky jako aplikace hnoje pomocí rozmetání, kdy by mělo být co nejrychleji zabudováno do půdy. Aplikace na půdu by měla být prováděna na začátku vegetačního období za optimálního počasí, tj. za vysoké vlhkosti a bezvětrí (deštivé, větrné nebo slunečné, suché počasí je zde nežádoucí). Separát musí být před aplikací promíchán a ochlazen v zásobníku. Je aplikován přímým vstříkáváním do půdy za pomoci tažených potrubí/ hadic. V případě aplikování separátu na povrch půdy je třeba ho neprodleně do půdy zapravit (Al Seadi et al. 2013).

##### Energetické využití

Vlivem různých okolností, např. přítomností nadlimitních koncentrací rizikových prvků nelze v některých případech aplikovat separát jako hnojivo ani kompost. V takovém případě lze využít energetický potenciál separátu, kdy je spalován a dochází k produkci energie. Ve většině případů je třeba zahrnout dílčí kroky úprav jakými jsou separace vláken, sušení nebo peletizace. Z legislativního hlediska mohou být komplikací vyšší obsahy popelu, síry nebo obsah dusíku (Al Seadi et al. 2013).

##### Ostatní využití

Separátem lze nahradit slámu a využít ho pro chov zvířat ve stájích jako podestýlku (Al Seadi et al. 2013). Bylo prokázáno využití pevné frakce fermentačního zbytku k výrobě nízkokvalitních stavebních materiálů jakými jsou např. dřevovláknité desky (Winandy & Cai 2008; Spelter et al. 2008).

## 3.5 Fugát

Fugát lze definovat jako kapalný zbytek po separaci fermentačního zbytku. K separaci fermentačního zbytku na jeho pevnou a kapalnou fázi dochází za účelem optimalizace využití živin obsažených ve fermentačním zbytku a zároveň snížení nákladů na dopravu fermentačního zbytku z jiných zařízení (Al Seadi et al. 2013).

### 3.5.1 Vlastnosti

Fugát je tmavě šedá až černá kapalina. Je typický nízkou koncentrací sušiny do 5 %. Vyznačuje se mírně zásaditým pH v rozmezí 7,5 – 8,5 a je bohatým zdrojem řady živin, z nichž nejvýznamnější je amoniakální dusík (N-amon). N-amon má 2 disociační formy, ve kterých se vyskytuje. Jedná se o amonný kationt  $\text{NH}_4^+$  a nedisociovaný amoniak  $\text{NH}_3$ . Jejich vzájemný poměr závisí na fyzikálně - chemických podmínkách, přičemž největší vliv mají teplota a hodnota pH (Míchal et al. 2017). Poměr  $\text{NH}_3$  narůstá s narůstající hodnotou pH a zvyšující se teplotou (Anthonisen et al. 1976). Fugát se vyznačuje vysokým obsahem amoniakálního dusíku od několika stovek mg/l do několika g/l (Bake et al. 2010). Patří také k bohatým zdrojům fosforu, draslíku, hořčíku a vápníku (Al Seadi et al. 2013).

Na základě vyhlášky 474/2000 Sb. jsou pro fugát určeny legislativní požadavky z hlediska obsahu jednotlivých látek a splnění určitých vlastností viz Tab. 2.

Tab. 2 Vlastnosti fugátu (474/2000 Sb.).

N	0,1 - 0,3 %
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,05 - 0,10 %
K <sub>2</sub> O	0,1 - 0,2 %
Sušina	< 3 %
pH	7-9
poměr C:N	< 10 (průměrně 4 - 5)

### 3.5.2 Využití

Hlavním cílem využití fugátu je jeho přímá aplikace na půdu jako komplexní hnojivo, nicméně díky Nitrátové směrnici dochází k legislativním omezením z důvodu ochrany před kontaminací dusičnany podzemních a povrchových vod (Rada Evropského společenství 1991). Další možností použití fugátu je jeho zpětný návrat do anaerobní digesce, kdy je fugát při suché fermentaci s kontinuálním dávkováním smíchán se substrátem. Při postupném dávkování je fugát přidáván pro opětovné uvedení do oběhu mikroorganismů a živin. Při procesu mokré fermentace je fugát použit k ředění substrátu. Pokud nelze z jakýkoliv důvodů využít fugát zmíněnými způsoby, pak je s fugátem je nakládáno jako s odpadní vodou (Monfet et al. 2018).

### 3.6 Zpracování fugátu za účelem lepšího využití živin

Fugát lze použít v surové podobě jako kapalné hnojivo, které je velice bohatým zdrojem dusíku. Různými technologickými postupy lze však jeho vlastnosti ještě významně vylepšit, a tím umožnit jeho efektivnější využití (Al Seadi et al. 2013). K metodám zajišťující lepší využití živin patří stripování amoniaku, filtrační metody (prostá, membránová), aerobní čištění a tepelné zahuštění.

#### 3.6.1 Stripování amoniaku

Separace amoniaku z fugátu, označované jako stripování lze popsat jako proces, kdy v úvodním kroku je upraveno pH fugátu na hodnotu 10,8 – 11,5. Úprava pH je provedena přidáním vápna s cílem degradovat fosfor v podobě jeho vysrážení. Fugát se zvýšeným pH je následně čerpán do stripovací věže, kde dochází ke kontaktu vzduchu a vody. Vzájemným kontaktem a cirkulací velkého množství vzduchu ve stripovací věži dochází ke vzniku kapek a zároveň je promícháván vzduch a voda společně s kapkami. Prostřednictvím kapiček je amoniak separován z fugátu. Účinnost stripování je ovlivněna typem stripovací jednotky, teplotou, pH a rychlostí plnění (Culp 1974).

Jsou 3 základní technologická řešení stripovacího procesu:

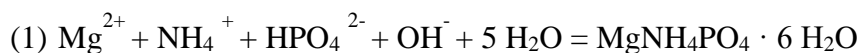
- Protiproudé věže,
- věž s příčným tokem,
- stripovací rybníky (Culp 1974).

Za nejefektivnější stavební jednotku je považována věž protiproudá, kdy vzduch je vháněn do spodní části věže a voda je čerpána do horní části věže, odkud následně dopadá na její dno. Za klíčový faktor je považována hodnota pH s optimální hodnotou 11,0 zajišťující efektivní přeměnu amonného iontu na těžký amoniak. Teplota vzduchu by se měla optimálně pohybovat kolem 20 °C, kdy je účinnost kolem 90 %, pokud je teplota 10 °C, účinnost klesá přibližně na 75 % (Culp 1974).

K provedení stripování amoniaku nejsou třeba žádné drahé chemikálie, proto je považováno za jednu z výhodnějších metod zpracování fugátu. Stripování amoniaku je zdrojem dusíkatých hnojiv (Culp 1974).

#### 3.6.2 Srážení struvitu

Jedna z možností zpracování fugátu v rámci využití živin v něm obsažených je srážení struvitu. Principem srážení struvitu je přidání určitého poměru oxidu hořečnatého a kyseliny fosforečné k předem upravenému fugátu, kdy jako výsledný produkt vzniká fugát v podobě krystalu struvitu (Drosg et al. 2015). Proces lze dle Drosg et al. (2015) vyjádřit rovnicí (1):



Struvit neboli fosforečnan hořečnato-amonný je vhodnou alternativou pro recyklování dusíku N v podobě  $\text{NH}_4^+$  a recyklaci fosforu v podobě  $\text{PO}_4^{3-}$  z fugátu (Romero-Güiza et al. 2016).

### 3.6.3 Prostá filtrace

Filtrace je primárním krokem při separaci pevných částic. Jsou využívány filtrační pomůcky, vytvářející na povrchu filtrační médium a tím napomáhají zachycení nerozpuštěných látek v roztoku. Charakter filtračních pomůcek je částicový nebo vláknitý (Tien et al. 1997). Prostou filtrací vznikají filtrační koláče. Vznikají procesem odstraňování pevných suspendovaných částic. Výhodou filtračního koláče jsou jeho vlastnosti zlepšující odvodnění a podpora přirozeného růstu bakterií a mikroorganismů (Pao et al. 2010).

### 3.6.4 Membránová filtrace

Membránová filtrace je proces, kdy dochází ke koncentraci živin. Její aplikace je v oblasti čištění vod a při průmyslových aplikacích (Darbi et al. 2003). Za velmi účinné membránové systémy jsou považovány ultrafiltrace a reverzní osmóza (Chiumenti et al. 2013).

#### Ultrafiltrace

Obsahuje membrány s póry o průměru 0,001 do 0,1  $\mu\text{m}$ . Průtokový tlak pracuje na poměrně nízké úrovni a dochází k zadržení takřka všech nerozpuštěných látek a bakterií. Její efektivita spočívá také v separaci fosforu do pevné frakce, díky tomu že fosfor je navázán na suspendovaných částicích (Zitomer et al. 2005).

#### Reverzní osmóza

V reverzní osmóze jsou membránové filtry o velikosti pórů  $< 0,001 \mu\text{m}$ . Z teoretického hlediska mohou být zachyceny všechny rozpuštěné soli a organické molekuly s molekulovou hmotností vyšší než 100. Účinnost systému v odstraňování rozpuštěných solí byla 95 %, v některých případech i  $> 99 \%$  (Masse et al. 2007). Před samotnou aplikací reverzní osmózy je třeba odstranit nerozpuštěné látky, které by mohly způsobit ucpání či znečištění membrán (Chiumenti et al. 2013). Reverzní osmóza je používána pro separaci N-amon a organických látek v jejich koncentrovanější formě (Al Seadi et al. 2013).

K dalším typům membránové filtrace patří mikrofiltrace a nanofiltrace. Mikrofiltrací jsou zachycovány větší částice o velikosti 0,1 – 5  $\mu\text{m}$  (Masse et al. 2007). Nanofiltrací bývá zadržena převážná část organických molekul o molekulové hmotnosti 200-400 Da a rozpuštěné soli s účinností od 20 do 98 % (Dow Liquid Separation 1995). Nevýhodou membránové filtrace je její vysoká finanční a energetická náročnost (Al Seadi et al. 2013). Účinnost systému je velmi omezená, z celkového množství fugátu je zhruba 50 % koncentrát (zahuštěný fugát), obsahující zakonzentrované původní živiny. Zbylých 50 % je permeát neboli vyčištěná voda (Castelblanque & Salimbeni 1999; Klink et al. 2007).

### 3.6.5 Tepelné zahušťování

Většina zemědělských BPS v ČR není schopna využít teplo vyrobené kogeneračními jednotkami. Technologie tepelného zahušťování nabízí možnost efektivního využití přebytečného tepla. Nejprve je provedena separace pevných látek ve fugátu viz kapitola 3.3.1 Metody separace, kdy musí být předem odstraněna převážná část pevných látek z fugátu. Procesem je vyroben koncentrát s vysokým obsahem živin a destilát. Cílem je dosáhnout nízkou koncentrací dusíku v destilátu a vysokou koncentrací dusíku v koncentrátu. Destilát je možné opětovně využít jako procesní vodu, např. přidávat ho do substrátu, který vstupuje do reaktoru pro zajištění dostatečného obsahu vody. Pro snížení rizika intenzivnějšího transferu amoniaku do destilátu nebo jeho uvolnění do ovzduší je používána ve velkém množství kyselina sírová, která je přidávána do fugátu (Míchal et al. 2017). Míchal et al. (2017) uvádí možné využití destilátu jako procesní vody v BPS, zejména pro úpravu obsahu vody v substrátu, který je vstupem do anaerobního reaktoru. Nevýhodou tepelného zahušťování jsou jeho poměrně vysoké náklady vlivem použití chemikálií, navíc okyselený fugát může způsobovat problémy v souvislosti s okyselováním půd v případě jeho aplikace na půdy (Míchal et al. 2017).

### 3.6.6 Nitrifikace - tepelné zahušťování

Spojením nitrifikace a tepelného zahušťování do jednoho systému lze dosáhnout lepšího využití fugátu a látek v něm obsažených. Počáteční nitrifikace a následné provedení tepelného zahušťování je považováno za perspektivní úpravu fugátu před jeho použitím na zemědělskou půdu (Míchal et al. 2017).

Proces se skládá z úvodní nitrifikace, kdy proces probíhá viz kapitola dále 3.7.2 Nitrifikace. Ve fugátu se mohou měnit hodnoty pH z cca 8 na hodnoty pH okolo 6, vlivem vysokých koncentrací N-amon a nízké neutralizační kapacity. Následkem může být zastavení celého procesu, díky citlivosti nitrifikačních organismů na hodnoty pH. Koncentrační poměr N-amon a N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> se obvykle pohybuje v poměru 1:1. Výsledným produktem je naředěný roztok NH<sub>4</sub>NO<sub>3</sub>. Vlivem okyselení prostředí dochází k omezení těkání NH<sub>3</sub> do ovzduší. Následným tepelným zahuštěním vzniká produkt se sušinou okolo 10 - 15 % a vysokou koncentrací forem dusíku ve stabilní formě. Výhoda této technologie spočívá ve využití nadbytečného fermentačního zbytku, kdy tepelným zahuštěním dochází k redukci jeho objemu a zároveň lze produkovat hnojivo s navýšeným obsahem živin (Míchal et al. 2017).

## 3.7 Zpracování fugátu ve formě odpadní vody

V případech, kdy fugát nemůže být zpracováván za účelem využití fugátu jako užitečné suroviny s vysokým obsahem živin a využít v podobě hnojiv do zemědělství, bývá fugát zpracováván jako odpadní voda. V takovém případě dochází k odstraňování nejen dusíku a jeho forem, ale i všech dalších polutantů (Míchal et al. 2017). Důvodem vedoucím ke zpracování fugátu jako odpadní vody může být vysoký obsah rizikových prvků (Botheju et al. 2010). K procesům odstraňující formy dusíku patří aerobní čištění, nitrifikace v kombinaci

s denitrifikací, nitritace/denitritace a anammox proces. Kombinovaný proces nitrifikace s následnou denitrifikací je účinnou pro odstranění znečištěných vod dusíkatými sloučeninami (Chudoba et al. 1991).

### 3.7.1 Aerobní čištění

Aerobní čištění je zpracování fugátu jako odpadní vody společně s další odpadní vodou, která je bohatým zdrojem organických látek, resp. organického uhlíku. V případě, že přidávaná odpadní voda má nízký obsah uhlíku, je třeba dodat organický substrát. Vysoký obsah organického substrátu je třeba zajistit pro efektivní odstranění dusíku heterotrofním procesem denitrifikace (Al Seadi et al. 2013).

Nevýhodou této technologie jsou jeho vysoká investiční náročnost a provozní náklady. Ve výsledném fugátu je vysoký zbytkový obsah CHSK a je zakalený (Al Seadi et al. 2013).

### 3.7.2 Nitrifikace

Nitrifikace je biochemická oxidace amoniakálního dusíku N-amon (Míchal et al. 2017). Jedná se o proces, který je přirozenou součástí koloběhu dusíku ve vodním prostředí (Pitter 1999). Nitrifikací dochází k transformaci N-amon, který je těkavý a toxický pro organismy na stabilnější formu dusíku N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, čímž je zamezeno uvolnění těkavého N-amon do prostředí (Botheju et al. 2010). Zároveň v případech, kdy je s fugátem nakládáno jako s odpadní vodou dochází vlivem nitrifikace a následnou denitrifikací ke snižování koncentrace dusíkatých sloučenin z fugátu (Ni et al. 2009).

Proces nitrifikace probíhá ve dvou stupních oxidace. V prvním kroku dochází k oxidaci N-amon činností nitritačních bakterií na dusitanový dusík N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, proces je označován jako nitritace, viz rovnice (2).



Reakce probíhá aktivitou nitritačních bakterií AOB (ammonium oxidizing bacteria), ke kterým patří rody *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrosospira* a *Nitrosocystis* (Daims et al. 2015). Po oxidaci N-amon na N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> následuje 2. stupeň oxidace N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> na dusičnanový dusík N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> prostřednictvím nitratačních bakterií. Proces je označován jako nitratace a je popsán rovnicí (3) (Daims et al. 2015).



K nitratačním bakteriím NOB (nitrite oxidizing bacteria), patří rody *Nitrobacter*, *Nitrospira* a *Nitrocystis* (Daims et al. 2015).

Obě oxidované formy jsou relativně stabilními formami dusíku. V první fázi procesu, kdy dochází k uvolnění iontů H<sup>+</sup>, dochází zároveň k poklesu pH vlivem vysoké koncentrace N-amon a nedostatečné neutralizační kapacity (Anthonisen et al. 1976). Vlivem těchto faktorů dochází po nitrifikaci kromě produkce N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> ke snížení rizika těkání NH<sub>3</sub> do ovzduší. V případech, kdy poměrně vysoká koncentrace N-amon nebyla nitrifikací oxidována, je



koncentrace  $\text{NH}_3$  nízká vlivem již zmíněného poklesu pH a nedostatečnou neutralizační kapacitou (Míchal et al. 2017).

Průběh nitrifikace může být negativně ovlivněn řadou nežádoucích faktorů, díky poměrně vysoké citlivosti nitrifikačních organismů na vnější podmínky. Obecně jsou citlivější organismy NOB oproti AOB, proto vlivem nežádoucích faktorů může následně docházet ke hromadění toxických  $\text{N-NO}_2^-$ , kdy je proces nitratace inhibován. K hlavním faktorům patří: teplota, koncentrace rozpuštěného kyslíku, doba zdržení kalu v nitrifikačním reaktoru a přítomnost toxických forem dusíku (Švehla et al. 2010).

### **Teplota**

Pro správný průběh nitrifikace je ideální teplota okolo 30 °C. V případě snížení teploty o 10 °C dochází k poklesu výkonu nitrifikačního reaktoru. Efektivita nitrifikačních bakterií klesá s klesající teplotou probíhající nitrifikace (Chudoba et al. 1991).

### **Koncentrace rozpuštěného kyslíku**

Koncentrace rozpuštěného kyslíku je jedním z nejdůležitějších faktorů ovlivňující průběh nitrifikace vzhledem k tomu, že se jedná o aerobní proces. Jako ideální koncentrace, kdy nitrifikace probíhá efektivně, je považována hodnota 2 mg/l (Chudoba et al. 1991).

### **Doba zdržení kalu v nitrifikačním reaktoru**

Doba zdržení kalu v nitrifikačním reaktoru musí být delší v porovnání s generační dobou nitrifikačních organismů. Pokud tomu tak není, dochází k jejich vyplavení a průběh nitrifikace není umožněn (Chudoba et al. 1991). Švehla et al. (2010) zjistili při biologickém čištění kalové vody nitritací, že při zdržení kalové vody v reaktoru méně než 1,2 dne dochází k vyplavování nitritačních organismů a tím klesá účinnost nitrifikačního procesu.

### **Koncentrace toxických forem dusíku**

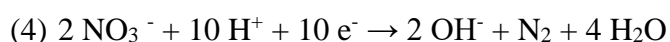
Anorganické formy dusíku, které se vyskytují v odpadních vodách s vysokými koncentracemi dusíkatých sloučenin, mohou být nepříznivými činiteli v průběhu nitrifikace. Jako nejvíce problematické jsou v určitých koncentracích hodnoceny formy  $\text{NH}_3$  a  $\text{N-NO}_2^-$ , jejichž přítomnost může způsobit inhibici nitrifikace (Buday et al. 1999, Král et al. 2006, Auterská & Novák 2006). NOB zvládají obecně vyšší koncentrace oproti AOB, jejichž činnost je negativně ovlivněna koncentrací  $\text{NH}_3$  nad 0,1-1,0 mg/l a koncentrací  $\text{HNO}_2$  nad 0,2-2,8 mg/l (Anthonisen et al. 1976). NOB mohou být ovlivněny koncentrací  $\text{NH}_3$  nad 10 - 150 mg/l. Jejich koncentrace v systému je ovlivněna hodnotou pH a teplotou (Pitter 1999).

V rámci zjištění optimálních podmínek pro průběh nitrifikace fugátu za účelem jeho využití aplikace na půdu, byl prováděn experiment, který byl prováděn v CSTR reaktoru v kombinaci se sedimentační nádrží. Jako inokulum byla použita kultura biomasy v podobě aktivovaného kalu. Aerace probíhala systémem hrubých bublin. Kal byl peristaltickým čerpadlem neustále recirkulován v rámci sedimentační nádrže a reaktoru CSTR. Doba zdržení kalu v reaktoru byla 10 – 35 dnů. Experiment byl prováděn při teplotě  $23 \pm 2$  °C. Koncentrace kyslíku se pohybovala od 3,0 mg/l do 7,4 mg/l, s cílem zabránit inhibici nitrifikačních bakterií vlivem nízké koncentrace kyslíku (Pacek et al. 2015). Experiment byl prováděn ve 2 na sobě

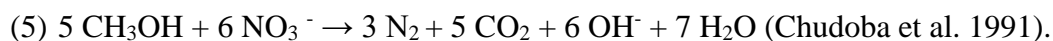
nezávislých fázích. V první fázi probíhala v reaktoru nitrifikace po časový úsek 30 dní, kdy nebyla kontrolována hodnota pH v reaktoru. Druhá fáze probíhala po dobu 90 dnů, kde byla v reaktoru kontrolována hodnota pH, jejíž cílem bylo zlepšit účinnost nitrifikace a zastoupení konečných produktů nitrifikace. V první fázi, kde nebyla prováděna kontrola pH byla hodnocena na základě výsledků jako riskantní z důvodu hromadění dusitanů v odtoku z reaktoru z důvodu poklesu pH pod 5,5. Ve druhé fázi experimentu, kde hodnota pH se pohybovala kolem pH=7 došlo k převedení celkového dusíku, který byl přítomem v surovém fugátu na dusičnany  $\text{N-NO}_3^-$  a zároveň byla snížena koncentrace těkavého N-amon cca 1000x, což je velice významné s ohledem na minimální ztráty dusíku během skladování zpracovaného fugátu nebo při pokračování zpracování fugátu v procesu tepelného zahušťování viz kapitola 3.6.5 Tepelné zahušťování (Švehla et al. 2017).

### 3.7.3 Denitrifikace

Denitrifikace je anoxický proces, který může navazovat na proces nitrifikace (viz kapitola 3.7.2). Proces spočívá v přeměně dusičnanů  $\text{N-NO}_3^-$  na  $\text{N}_2$  nebo v menší míře na  $\text{N}_2\text{O}$ , čímž dochází k odstranění dusíku z odpadních vod, tedy i odstranění dusíkatých součenin z fugátu, kdy je s ním nakládáno jako s odpadní vodou (Ni et al. 2018). Pro správný průběh denitrifikace je třeba dostatečný zdroj organického substrátu, jelikož proces je zprostředkováván organotrofními organismy, jejichž zdrojem uhlíku je organický uhlík. K organotrofním organismům, které mohou iniciovat denitrifikaci, patří např. *Chromobacterium*, *Denitrobacillus*, *Micrococcus* a *Pseudomonas* (Chudoba et al. 1991). Jako externí zdroj organického uhlíku bývá používán nejčastěji metanol z důvodu finanční dostupnosti, dále acetát, etanol, laktát nebo glukóza (Khin & Annachhatre 2004). Čím větší koncentraci dusíku odstraňujeme, tím větší množství organického uhlíku musíme do systému dodat (Dongen et al. 2001). Denitrifikaci lze obecně popsat následující reakcí viz rovnice (4), kde  $e^-$  představují organické látky, které jsou rozkládány při denitrifikaci (Švehla et al. 2007).



V případě použití metanolu jako zdroje organického uhlíku probíhá denitrifikace viz rovnice (5).



### 3.7.4 Nitritace/Denitritace

Jedná se o nestandardní biologickou metodu odstraňování dusíku z odpadních vod. Účinnost procesu nitritace/ denitritace je zejména pro odpadní vody, s vysokými koncentracemi N-amon a nízkým poměrem koncentrací CHSK/N. V principu se jedná o zkrácenou verzi procesu nitrifikace/denitrifikace, kdy cílem tohoto procesu je získat v nitrifikační fázi dusitany  $\text{N-NO}_2^-$ , které jsou následně v denitrifikační fázi eliminovány na elementární dusík  $\text{N}_2$  (Švehla et al. 2007).

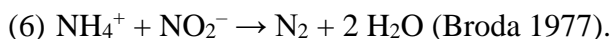
Potenciál procesu spočívá v úsporách, které proces představuje. Jedná se o 25% úsporu kyslíku v aerobní části procesu a úsporu organického substrátu v anoxické části o teoreticky až 40 %. Výhodou nitritace/denitritace je produkce o 20 % méně  $\text{CO}_2$  (Peng & Zhu 2006).

Jednou z perspektivních technologických variant procesu nitritace/denitritace je reaktor fungující na principu systému SHARON. SHARON je zkratka pro single reactor high aktivity ammonia removal over nitrite (Hellings et al. 1998). Jedná se o reaktor vhodný především pro odpadní vody o vysoké koncentraci N-amon jakými jsou odpadní vody z odvodněného čistírenského kalu (Mulder et al. 2001, van Kempen et al. 2001). Dále může být SHARON reaktor použit pro odpadní vody ze sušáren kalů či spaloven (Notenboom et al. 2002). Je provozován v reaktorech bez retence biomasy, tj. stáří kalu odpovídá hydraulické době zdržení. Tím, že nedochází k retenci biomasy, nejedná se o citlivý systém z hlediska koncentrace nerozpuštěných látek. Provzdušňováním při limitované době zdržení kalu dochází k nárůstu AOB a současně vymytí NOB, dochází k částečné nitrifikaci tj. pouze do stupně dusitanů. Systém může být složen z promíchávané nádrže, kde v určitých intervalech probíhá aerace. Možností je i systém, který je rozdělen na 2 nádrže. V jedné nádrži probíhá nitrifikace a ve druhé nádrži dochází k denitrifikaci. Mezi oběma nádržemi dochází ke vzájemné recirkulaci zpracovávané matrice. Systém je provozován při teplotách 30 - 40 °C, čímž je zajištěna poměrně vysoká rychlost procesu a pro průběh nitrifikace postačuje provádění aerace při době zdržení 1- 2 dny (Mulder et al. 2006). Kromě odpadních vod bohatých na koncentraci N-amon je reaktor SHARON využitelný i pro skládkové výluhy a zejména fermentační zbytky a fugát z anaerobní digesce organického odpadu (Notenboom et al. 2002). Vzhledem k uplatnění SHARON u zpracování fugátu bývá používán často v kombinaci s anammox procesem, viz kapitola 3.7.7 Typy reaktorů.

### 3.7.5 Anammox

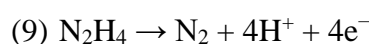
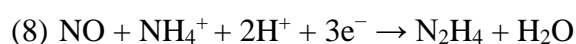
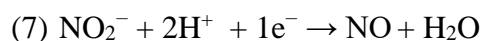
Anaerobic ammonium oxidation zkráceně Anammox, je proces probíhající v anaerobních, resp. anoxických, podmínkách, kdy dochází k oxidaci N-amon s cílem odstranit ho při zpracování fugátu v podobě odpadní vody. Je to přirozený mikrobiální proces, který je způsoben činností chemolitoautotrofních bakterií, které energii získávají prostřednictvím oxidace anorganických látek (Jetten et al. 2009). Jejich specifita jako chemolitoautotrofní bakterie, není tak jednoznačná. Na základě výzkumů Strouse et al. (2006) a Kartala et al. (2007) byla zjištěna jejich všestrannost a schopnost využít kromě N-amon jako donoru elektronů také železo nebo karboxylové kyseliny, resp. jejich soli (mravenčan, octan). Jako akceptory elektronů kromě  $\text{NO}_2^-$  využívají  $\text{Fe}^{3+}$ ,  $\text{NO}_3^-$  nebo oxidy manganu. Anammox byly pozorovány jako kokoidní buňky s průměrem zhruba 800 nm (Kartal et al. 2006).

Z taxonomického hlediska jsou řazeny bakterie anammox pod kmeny *Planctomyces* a *Pirellula* (Al Seadi et al. 2013). K anammox bakteriím patří rody *Brocadia*, *Kuenenia*, *Anammoxoglobus*, *Jettenia* a *Scalindua* (Jetten et al. 2009). energii pro růst získávají bakterie transformací amoniaku a dusitanu na plynný dusík v anaerobních podmínkách viz rovnice (6).



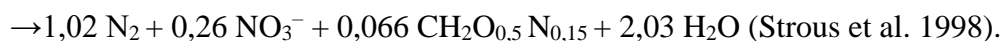
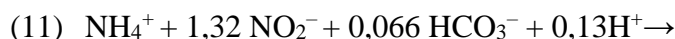
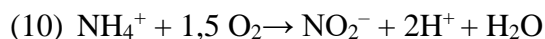
Jedná se o pomalu rostoucí organismy, jejichž buňky jednou za 11– 20 dní zdvojnásobují svůj počet (Strous et al. 1997). V přírodě se vyskytují ve velmi nízkých koncentracích, lze se s nimi setkat např. v mořských sedimentech nebo v místech s omezeným přístupem kyslíku (Dalsgaard et al. 2005; Penton et al. 2006; Schmid et al. 2007; Woebken et al. 2008).

Dle Kartala et al. (2006) je anammox proces složen minimálně ze 3 redoxních reakcí za vzniku 2 meziproductů – NO a N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>.

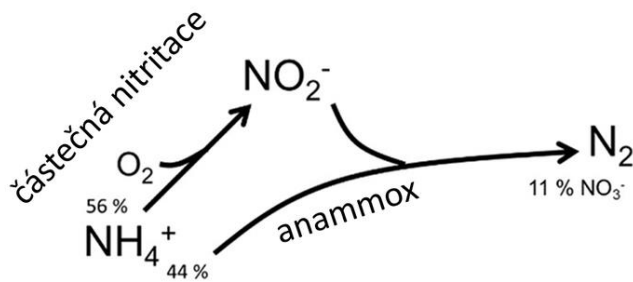


V reakci (7) dochází ke vzniku NO díky redukci NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, reakce probíhá vlivem enzymu nitritreduktasy. Následně dochází ke vzájemné reakci NO a NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, kdy za působení enzymu hydrazinsynthasy vzniká hydrazin (N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>), viz rovnice (8). V posledním kroku viz reakce (9) dochází k oxidaci N<sub>2</sub>H<sub>4</sub> na plynnou formu N<sub>2</sub> za katalýzy hydrazindehydrogenasy (Kartal et al. 2011, De Almeida et al. 2015).

Pro uspokojivou funkci systému je potřeba využít schopnosti nitritačních bakterií oxidovat 57 % vstupního NH<sub>4</sub><sup>+</sup> na NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, proces oxidace je popsán v rovnici (10). Oproti nitrifikaci dochází k úspoře 50 – 60 % energie na aeraci díky pouze částečné oxidaci N-amon, která je ukončena v prvním stupni, kdy dochází k oxidaci na NO<sub>2</sub><sup>-</sup>. Zbývající N-amon a NO<sub>2</sub><sup>-</sup> jsou v poměru 1:1,32 transformovány na N<sub>2</sub>, průběh je vyjádřen rovnicí (11).



Dusík je odstraněn téměř bez spotřebování organického substrátu a dochází k redukci vyprodukovaného přebytečného kalu až o 80 %. Dusičnany vznikají z 11 % vstupního dusíku. Částečně denitrifikované dusičnany jsou poté zužitkovány heterotrofními mikroorganismy, které využívají jako substrát rozložené buňky anammox nebo nitritační bakterie, případně chemickou spotřebu kyslíku v kalové vodě. Za určitých podmínek mohou dusičnany denitrifikovat samotné anammox bakterie (Benáková et al. 2018). Schéma procesu částečné nitritace– anammox je znázorněno na Obr. 4.



Obr. 4 Schéma procesu částečná nitrifkace– anammox (Kouba & Bartáček 2019).

### 3.7.6 Faktory ovlivňující metabolismus Anammox

#### Teplota a pH

Přirozeně proces anammoxu probíhá v rozmezí teplot 6 - 43 °C tj. v mezofilním prostředí. Pokles aktivity je zaznamenán při teplotách pod 15 °C a nad 40 °C (Jaeschke et al. 2009). Optimální teplota pro ideální fungování anammox je dle Ni et al. (2009) 30 - 40 °C, přičemž byly provedeny výzkumy, které ukazují uspokojivé výsledky i při teplotách kolem 20 °C (Ni et al. 2009).

Za ideální hodnotu pH dle Strous et al. (1997) pro bakterie anammox je považováno rozmezí 7,7-8,2.

#### Koncentrace rozpuštěného kyslíku

Dle Strouse et al. (1997) se jedná o organismy obligátně anaerobní a již při koncentraci rozpuštěného kyslíku nad 2  $\mu\text{M}$  dochází k reverzibilní inhibici jejich metabolismu. Jetten et al. (1997) pozoroval podobnou inhibici v experimentu trvajícím 20 dnů v reaktoru, kdy docházelo k přerušované aeraci (2 hodiny aerace, 2 anoxické podmínky). Navzdory přerušované aeraci byla rychlost anammox procesu stejná před i po provedené aeraci. Při zajištění koncentrace kyslíku do 0,5 mg/ l mohou společně anammox a nitrifikace fungovat, což může být výhodné v případech jednostupňové částečné nitrifikace a procesu anammox (Strous et al. 1997).

#### Koncentrace amoniaku a dusitanů

Koncentrace N-amoniaku a  $\text{N-NO}_2^-$  je určujícím faktorem s ohledem na fakt, že jsou substrátem podporujícím růst a aktivitu anammox procesu. Za limitní koncentraci N-amoniaku je dle Ganigué et al. (2007) a Jetten et al. (1998) považována hodnota 1000 mg/l, kdy systém při této limitní hodnotě vykazuje inhibiční vlastnosti. Strous et al. (1999), Egli et al. (2001), Dapena-Mora et al. (2007) se shodují, že limitní koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  v systému nad 50-150 mg/l způsobuje utlumení aktivity anammoxu. Puyol et al. (2013) tvrdí, že větší inhibiční účinky než  $\text{N-NO}_2^-$  jsou způsobovány volnou kyselinou dusitou.

#### Salinita

Anammox organismy vykazují poměrně vysokou toleranci vůči salinitě, což by mohlo představovat do budoucna benefity v podobě zpracování odpadních vod s vysokým obsahem solí (Ferousi et al. 2013). Kartal et al. (2006) zkoumali odolnost mikroorganismů anammox

procesu při vystavení salinitě o koncentraci NaCl až 6 g/l a hodnota koncentrace neměla vliv na činnost organismů. Při postupném nárůstu koncentrace NaCl až na koncentraci 30 g/l byla postupně zvýšena aktivita anammox organismů, v rámci jejich adaptace na narůstající koncentraci salinity (Kartal et al. 2006).

### **Koncentrace $\text{Fe}^{2+}$**

Jedná se o základní prvek substrátu, který anammox organismy zabudovávají do svých buněk pro využití k dalším syntézám.  $\text{Fe}^{2+}$  je považován za důležitý faktor ovlivňující růst a metabolismus anammox organismů (Zhang et al. 2012, Zhao et al. 2014).

### **3.7.7 Typy reaktorů**

Základní konfigurace reaktorů je rozlišována na jednostupňový a dvoustupňový reaktor, kdy v jednostupňovém reaktoru probíhají 2 procesy současně, nebo proces probíhá ve 2 reaktorech, přičemž v jednom z reaktorů probíhá částečná nitrifikace a ve druhém reaktoru probíhá anammox proces (Al Seadi et al. 2013). Při částečné nitrifikaci dochází činností AOB k oxidaci N-amon na  $\text{N-NO}_2^-$ . V anammox procesu je N-amon a  $\text{N-NO}_2^-$  přeměněn na plynný  $\text{N}_2$  a cca 11 %  $\text{N-NO}_3^-$  (Al Seadi et al. 2013).

K základním typům reaktorů, které jsou použitelné pro zpracování fugátu anammox procesem patří: SBR reaktor, CSTR reaktor, SHARON reaktor a HBCR reaktor. Všechny uvedené reaktory jsou uplatňovány zejména pro kalovou odpadní vodu pocházející z ČOV, nicméně vzhledem ke vlastnostem kalové vody, která se vyznačuje vlastnostmi podobnými fugátu, lze uvažovat použití reaktorů pro uplatnění anammox ve fugátu.

### **SBR reaktor**

Sequencing batch reactor (zkr. SBR) je reaktorem se sekvenčním dávkováním. Skládá se z míchaného reaktoru, míchadla, čerpadla sloužícího k napájení a aerační jednotky (Joss et al. 2011). SBR reaktor je regulován programem vybaveným online senzory pro snímání hladiny vody, měření koncentrace N-amon a  $\text{N-NO}_3^-$ . Součástí systému je objemové řízení vzduchu čerpaného do aerační jednotky, dále jsou zakomponovány senzory pro stanovení pH, teploty a případně vodivosti. Za normálních podmínek trvá celý cyklus probíhající v SBR reaktoru 6 – 10 hodin v závislosti na průběhu jednotlivých fází (Joss et al. 2011).

Cyklus SBR reaktoru zahrnuje vždy fáze:

- 1) Čerpání zpracovávané vody (fugátu),
- 2) provzdušňovací,
- 3) míchání,
- 4) sedimentace,
- 5) vypouštění (Joss et al. 2011).

Za pomoci SBR reaktoru byla zajištěna při neměnných podmínkách dlouhodobá stabilita anammox bakterií (> 1 rok). Stabilní množství bakterií lze získat v období 90 – 200 dnů probubláváním SBR reaktoru plynem bez přítomnosti kyslíku a inokulací vhodným zdrojem potřebných mikroorganismů. Inokulace může být provedena kalem z odpadních vod, ale také sedimenty z řek či moří (Strous et al. 1999). Při dlouhodobém provozu systému procesu

anammox dochází k začervení biomasy působením hemoproteinu, který je obsažen ve 20 % buněčného proteinu bakterií (Strous et al. 2006). Strous et al. (1998) tvrdí, že je vhodným reaktorem s ohledem na jednoduchost a spolehlivost systému po dlouho dobu, zároveň je vhodným způsobem zvoleným pro nárůst bakterií anammox a účinný z hlediska retence biomasy.

### **CSTR reaktor**

CSTR reaktor je reaktor s kontinuálně míchanou nádrží a kontinuálním dávkováním. Z technického hlediska se jedná o jednoduchý reaktor, bývá označován jako průtokový reaktor. CSTR reaktor má připojen vstup a výstup systému, podmínky vstupu se mohou lišit. Vzhledem k dobré homogenitě obsahu reaktoru je uvnitř reaktoru v celém systému stejná teplota a koncentrace jednotlivých dusíkatých sloučenin jsou shodné (Liu 2017). Po vstupu zpracovávaného materiálu do reaktoru dochází k rovnoměrné distribuci reaktantů. Míra degradace látek v reaktoru je závislá na podmínkách, které v reaktoru probíhají. Za určující faktory jsou považovány: pH, teplota, doba pobytu buněk v reaktoru a mikrobiální původ buněk (Parimal 2017).

### **SHARON reaktor**

Reaktor SHARON zmíněný v kapitole 3.7.4 Nitritace/Denitritace je velmi často používán v kombinaci s procesem anammox, kdy dochází k částečné nitrifikaci a následně je provedena deamonifikace. Nepochybnou výhodou této kombinace procesů je 60% snížení spotřeby kyslíku, bez potřeby dodávat zdroj organického uhlíku a snížení emisí CO<sub>2</sub> (Van Dongen et al. 2001).

Z technického hlediska se jedná o reaktor, který se vyskytuje ve 2 konfiguracích. První konfigurace je základním typem, kdy je reaktor tvořen jednou nádrží s přerušovanou aerací, která slouží pro proces nitrifikace i následnou denitrifikaci. Druhá konfigurace je tvořena 2 reaktory, kdy v jednom reaktoru probíhá částečná nitrifikace a ve druhém reaktoru probíhá denitrifikace. Zároveň mezi oběma reaktory cirkuluje voda, což je nevýhodné z důvodu neustálého průtoku, kdy je maximální účinnost denitrifikace limitována a proces tak vyžaduje další čerpadlo (Mulder et al. 2006).

Van Dongen et al. (2001) prováděli experiment spojením procesu SHARON a anammox, kdy v SHARON proces probíhal v CSTR reaktoru a byl použit recyklovaný kal z ČOV. Jako inokulum byl použit nitrifikační kal z ČOV. U systému SHARON nebyla prováděna regulace pH a objemové zatížení dusíkem činilo cca 1,2 Nkg N/(m<sup>3</sup>·d). N-amon byl z 53 % přeměněn na N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>. Následně byl odtok použit jako vstup pro anammox reaktor, který probíhal jako SBR, byly všechny N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> eliminovány a došlo k více než 80% degradaci N-amon, který byl přeměněn na plynný N<sub>2</sub>. Byl zkoumán možný vliv biomasy, který by mohl hromaděním způsobovat v anammox reaktoru problémy. Negativní vliv nahromaděné biomasy nebyl prokázán v případech, kdy je kal použit v granulované formě (Van Dongen et al. 2001).

### **HBCR reaktor**

Hybrid biofilm carrier reactor zkr. HBCR je reaktor, který je vhodný pro proces anammox k čištění odpadních vod, zejména vod pocházejících z petrochemického průmyslu, jelikož jeho dominantní vlastností je odstranění toxických látek a nežádoucích látek

organického původu. Hlavním principem reaktoru jsou 2 nosiče s lůžkem, kdy jeden je pevně ukotven a druhý je pohyblivý. Na nosičích je kultivována biomasa ve formě biofilmu. Nosiče by měly způsobovat lepší kontaktní plochu a zároveň zvyšovat celkovou kapacitu systému. Průběh procesu začíná vstupním proudem odpadní vody směrem nahoru zatímco je odpadní proud uvolněn z horní části reaktoru na biofilm. Průtok odpadní vody biofilmem je kontinuální. Jako vedlejší produkt je zde v podobě plynu, který je uvolňován vrchní částí reaktoru. Účinnost systému v odstranění celkového dusíku v odpadní vodě petrochemického průmyslu byla 62 - 67 %, přičemž předpokládaná dosažitelná úroveň odstranění je 90 %. (Lin et al. 2014).

### 3.7.8 Aplikace anammox bakterií

Aktivita anammox bakterií je závislá na spolupráci s nitrifikačními organismy, které dodávají do anammox procesu potřebný dusitanový dusík. Hlavní výhodou této technologie je její nízká finanční náročnost mimo jiné díky nižším nákladům a nižší spotřebě energie oproti klasické denitrifikaci (Siegrist et al. 2008).

Hlavním problémem kombinované nitrifikace a anammox bakterií může být stabilita procesu. K nestabilitě anammox může docházet v sekundárním účinku jako důsledek dočasného snížení dostupnosti  $O_2$ , kdy dochází k částečné inhibici bakterií oxidujících N-amon (AOB) a dochází k převaze NOB bakterií, které způsobují akumulaci  $N-NO_2^-$ . Po úplném vyčerpání  $O_2$  dochází k obnově anammox procesu. Pro zajištění stability anammox je třeba zabránit přítomnosti zvýšeného množství NOB bakterií oxidujících  $N-NO_2^-$ , jejichž koncentrace narůstá v situacích kdy je do systému dodáván  $O_2$  občasné či krátkodobě (Joss et al. 2011).

### Anammox v praxi

Anammox často nazývaný jako deamonifikace, je používaným procesem na čistírnách odpadních vod, kdy dochází k čištění kalové vody, tj. kapalného zbytku po odvodnění anaerobně stabilizovaného kalu. Dále je využíván při zpracování průmyslových odpadních vod. V praxi je třeba při uvedení do provozu nezbytně důkladně ze systému odstranit nitrifikační bakterie, nebo alespoň jejich činnost inhibovat (Kouba & Bartáček 2019). V systému je důležité zajistit v aktivní podobě maximální množství anammox bakterií, kvůli případným výkyvům pomalého růstu bakterií (Abbas et al. 2015). Čištěním při teplotě v rozmezí 30–35 °C zajistíme dostatečnou přítomnost aktivních nitrifikačních bakterií. K dalším vlivům, které regulují aktivitu nitrifikačních mikroorganismů patří nízký poměr CHSK/N, regulovaný nízký přísun nerozpuštěných látek a sulfidů a vyšší koncentrace v řádech stovky mg/l amoniakálního dusíku N-amon (Gilbert et al. 2014). Pokud jsou uvedené podmínky dodrženy, nedochází ke konkurenčnímu boji anammox mikroorganismů a denitrifikačních bakterií o  $N-NO_2^-$ . Následně dochází k rychlejšímu růstu nitrifikačních bakterií oproti nitrifikačním bakteriím, jejichž přítomnost je nežádoucí (Hellings et al. 1998). V důsledku toho je dosaženo snadnějšího vytlačení ze směsné kultury, a tím nedochází k interferování nerozpuštěných látek při udržení vhodného stáří kalu a sulfidy nezpomalují činnost nitrifikačních a anammox bakterií (Jin et al. 2013).

K nejrozšířenějším technologiím, které jsou používány v rámci deamonifikace kalových vod a jsou uplatnitelné i pro zpracování fugátu, vzhledem k podobným vlastnostem s kalovou



vodou, patří následující typy. Základním dělením je jejich rozdělení na 2 základní konfigurace: jednostupňové a dvoustupňové reaktory. V jednostupňovém je průběh procesu pouze v jednom reaktoru, při dvoustupňové konfiguraci je průběh procesů rozdělen do 2 reaktorů (Kouba & Bartáček 2019).

#### Technologie Anammox

Jedná se o jednu z nejvýznamnějších technologií z hlediska degradace největších koncentrací dusíku, jejíž název je identický s názvem procesu anammox. V systému jsou zabudovány granulovaná lože společně s jednostupňovým systémem, díky čemuž je umožněna degradace dusíku při vysokých zatíženích. Povrch granulí je tvořen převážně nitrifikačními bakteriemi, naopak uvnitř převažují anammox bakterie. Granule se za pomoci neustálého jemnobublinného provzdušňování vznášejí. Koncentrace kyslíku reguluje průběh procesu. Uvnitř nádrže je umístěn lamelový separátor, který vytváří hranici mezi granulí a již vyčištěnou vodou (Kouba & Bartáček 2019).

#### Anita Mox

Systém, který je jednostupňový a za pomoci nosičů Biofilm Chip dochází ke kultivaci anammox a nitrifikačních bakterií. Provzdušňování je regulováno prostřednictvím patentové metody, kdy je hodnocen poměr koncentrací amoniakálního dusíku a dusičnanů na vstupu a výstupu (Kouba & Bartáček 2019).

#### Anammox SBR

Patří také k jednostupňovým systémům, kde dle koncentrace amoniakálního dusíku či změřením konduktivity je regulována aplikace zpracovávané vody do systému. Na základě výkonnosti je během dne dvakrát nebo třikrát obměněn objem nádrže z 20 – 25 %. Za probíhající aerace na začátku cyklu je do reaktoru čerpána zpracovávaná voda. Aerace v nádrži probíhá v pravidelných intervalech nikoliv kontinuálně, aby cílová koncentrace rozpuštěného kyslíku byla pod hodnotu 0,4 – 0,5 mg/l. Za účelem podpory aktivity pomalu rostoucích anammox bakterií lze do systému dodat textilní nosiče biomasy, které jsou udržovány ve vznášející se podobě skrze probíhající aeraci a přítomnosti míchadla. Zároveň je zde umístěno síto, které separuje textilní nosiče od vyčištěné vody (Kouba & Bartáček 2019).

#### Demon

V praxi nejvíce využívaná technologie patří také k jednostupňovým systémům. Systém obsahuje lamelovou usazovací nádrž s nepřetržitým provozem a rotační bubnové síto. Rotační bubnové síto zajišťuje separaci pomalu rostoucích bakterií anammox a rychle rostoucí nitrifikační bakterie, dále také odděluje látky suspendované ve vodě z kalu či nežádoucí nitrifikační bakterie. Mikroorganismy jsou kultivovány ve směsi granulované biomasy a vloček. Anammox bakterie preferují pro svůj růst granule s hustotou vyšší než jsou vločky kalu, který zajišťuje proces nitrifikace. Do anammox reaktoru je vrácena těžší suspenze s anammox granulami, čímž je prodloužena jejich doba zdržení, lehčí část je převedena k aktivaci (Kouba & Bartáček 2019). Zpracovávaná voda je dodávána do systému na základě hodnot pH (Wett 2006).

#### Teramox

Jedná se o systém probíhající ve 2 stupních a je rozdělen do 2 reaktorů. Prvním stupněm je nitrifikační a druhým je anammox. V prvním stupni dochází v pravidelných intervalech k aeraci. Aerace probíhá 15 min s koncentrací rozpuštěného kyslíku v rozmezí 0,5 – 2 mg/l a následně je aerace přerušena na dobu 15 – 30 min. Druhý stupeň anammox je pouze promícháván. V případech, kdy dochází k horšímu usazení mikroorganismů lze do reaktoru aplikovat bentonit. Oba systémy jsou sledovány umístěnými sondami, které zajišťují měření parametrů pH, koncentrace rozpuštěného kyslíku, amoniakálního dusíku, dusitanů a dusičnanů. Ideální provozní teplota by se měla pohybovat nad 30 °C. Pro zajištění příznivé provozní teploty v zimních měsících jsou systémy zahřívány z fermentoru, přebývajícím teplem z kogenerační jednotky nebo jsou alespoň řádně odizolovány. V případě poklesu teploty na 25 °C, dochází k poklesu aktivity anammox o 70 - 95 % (Bartáček & Kouba 2019).

### **3.7.8.1 Uplatnění procesu anammox při čištění odpadních vod**

Aplikace anammox je považována za velice příznivý z hlediska zpracování i ekonomické výhodnosti v oblasti odpadních vod, resp. jeho realizace na ČOV (Kartal et al. 2010). První matricí, na kterou byl proces anammox aplikován byla odpadní kalová voda s ohledem na její nízký obsah organických látek a vysokou koncentraci N-amon. Testování probíhalo v Rotterdamu, kde zahajovací fáze trvala skoro 3,5 roku, po ustálení procesu bylo dosaženo rychlosti denní eliminace dusíku 9, 5 kg N/m<sup>3</sup> (van der Star et al. 2007). Proces byl aplikován i na odpadní vody anaerobně zpracovávané, jejichž zdrojem byl živočišný odpad. Odpadní vody tohoto typu jsou vyznačovány vysokým obsahem dusíku v organické podobě a vlivem rozkladu bílkovin, ke kterému dochází během anaerobní digesce, je zde vysoká koncentrace N-amon (Ahn & Kim 2004, Hwang et al. 2005, Waki et al. 2005).

Aplikace anammox procesu byla využita pro další matrice, jakými jsou farmaceutické odpadní vody a odpadní vodu z výroby glutamátu monosodného vykazující vysoké koncentrace N-amon (Quoc Anh et al. 2005). Ve Vietnamu byly prováděny experimenty v rámci použití procesu anammox na skládkový výluh, kdy účinnost odstranění N-amon byla 90 % (Nhat et al. 2014). Za velký milník byla považována aplikace na odpadní vody pocházející z koksárenských pecí, jejímž navrhovatelem byl Toh et al. (2002). Odpadní vody pocházející z koksárenských pecí jsou vyznačovány vysokým obsahem organických látek (CHSK 2000 - 2500 mg/l), ale také obsahem toxických látek jako je fenol, kyanidy nebo thiokyanáty (Toh et al. 2002, Toh & Ashbolt 2002). Obecně nejvíce efektivní eliminací N v laboratorních podmínkách bylo dosaženo aplikací procesu anammox na syntetickou odpadní vodu, kdy rychlost odstranění za den byla 26 kg N/ m<sup>3</sup> (Tsushima et al. 2007).

Anammox lze aplikovat kromě odpadních vod také při zpracování pevných částic např. v podobě půd. Jedním z takových případů byl experiment v Číně na rýžových polích při eliminaci hnojiv z půdy anammox procesem. Půda byla převedena do půdní suspenze, tudíž byla převedena do kapalného stavu (Zhu et al. 2011).

### **3.7.9 Zpracování fugátu procesem anammox**

Velkým milníkem v procesu anammox bylo testování anammox na fugátu, který pocházel z fermentačního zbytku, jehož vstupní surovinou byla kejda. Výsledky anammox

procesu ve fugátu byly velmi příznivé (Majtač et al. 2020). Dále jsou zmíněny experimenty, kdy byl minulosti testován anammox proces na fugát.

Experiment prováděný v roce 2014 v Itálii, jehož hlavním cílem bylo vyhodnocení proveditelnosti odstranění dusíku u neředěného fugátu, který pocházel z anaerobní fermentace odpadů ze zemědělství, zejména prasečího a drůbežního hnoje. Nejprve byla provedena částečná nitrifikace v SBR reaktoru, jehož objem byl 650 l, tato část trvala po dobu 378 dnů. Následně byla odpadní voda podrobena anammox procesu po dobu 334 dnů v reaktoru s režimem SBR s objemem 3 l, za postupného snižování ředícího faktoru až po konečný neředěný fugát. Při částečné nitrifikaci bylo regulováno pH HCl, doba zdržení v reaktoru byla 2 dny, teplota procesu byla 30 °C, koncentrace rozpuštěného kyslíku byla od 0,5 do 1,0 mg/l a rychlost odstraňování N se pohybovala v rozmezí 0,5 - 0,7 g N/l/den. Při procesu anammox bylo pH udržováno v rozmezí pH 7,0-8,0 pomocí přídavku HCl a NaHCO<sub>3</sub>. Reaktor v anammox procesu měl 12 hodinové cykly, doba zdržení v reaktoru byla také 2 dny a zatížení dusíkem činilo 0,5 - 0,6 g N/l/den. Během experimentu docházelo k postupnému navýšování průtoku čištěné vody, která prošla procesem částečné nitrifikace. Navýšování bylo o 10 %, 23 %, 33 %, 50 %, 70 % a nakonec 100 %, kdy bylo pozorováno, že po každém navýšení objemového zatížení odpadní vodou došlo k inhibici procesu anammox, kdy v odtoku byla pozorována vyšší koncentrace N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>. Po aplikaci neředěné vody trvalo systému 30 dnů jeho regenerace, kdy odstranění N dosahovalo hodnot vyšších 1 kg N/m<sup>3</sup>/d. Tím bylo zjištěno rychlé přizpůsobení se biomasy na neředěnou odpadní vodu. Z hlediska dlouhodobého působení neředěného fugátu v SBR reaktoru, v němž probíhal anammox proces, byla zjištěna vysoká účinnost eliminace N více než 90 %. V rámci experimentu byly zkoumány možné emise N<sub>2</sub>O, vznikajícího jako vedlejší produkt procesu. Během částečné nitrifikace byla koncentrace N<sub>2</sub>O měřena ve 3 cyklech, kdy emise N<sub>2</sub>O byla vyjádřena jako obsah N v %. Pro 1. cyklus byla hodnota 15 %, 7 % ve 2. cyklu a 3 % ve 3. cyklu. K postupnému snižování došlo vlivem probíhající aerace. Během anammox procesu byl měřen N<sub>2</sub>O ve 2 cyklech, kdy v 1. cyklu tvořil 0,08 % a ve 2. cyklu 0,19 % obsahu N, čímž bylo potvrzeno vyjádření Desloovera et al. (2012), že anammox bakterie nejsou součástí produkce emisí N<sub>2</sub>O (Scaglione et al. 2014).

Yang et al. (2019) prováděli testování zpracování fugátu z lagun. Jedná se o místo sloužící k uskladnění fugátu. Fugát v lagunách má specifické vlastnosti, nižší hodnotu CHSK, méně nerozpuštěných látek, nižší teplotu, vyšší hodnotu pH a pestřejší složení mikrobiálních organismů (Shao et al. 2019). Nejprve byl fugát zpracován nitrifikačním reaktorem a následně došlo ke zpracování SBR reaktorem v rámci procesu anammox. Byl použit granulovaný kal z důvodu pomalého růstu anammox bakterií (Abma et al. 2010) a použit byl MBBR reaktor s pohyblivými nosiči (Rosenwinkel & Cornelius 2005). U reaktoru anammox byla postupně zkracována doba zdržení v reaktoru z původního 2,5 dne na 1,7 dne, což mělo za následek narůstající aktivitu anammox bakterií. Při zkrácení doby zdržení v reaktoru na 1,2 dne došlo k inhibici procesu, vlivem krátkodobé akumulace N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>. K obnově anammox procesu došlo v důsledku pomalého dávkování do reaktoru, jelikož při takto zvolené strategii nedochází k akumulaci N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> (Yang et al. 2019).

Polští vědci Majtacz et al. (2020) prováděli experiment, jehož předmětem bylo čištění fugátu s využitím procesu anammox za použití SBR reaktoru a kalem v granulované podobě. Z technického hlediska probíhal proces nejprve sběrem kalu z SBR reaktoru, který byl následně rozdělen do 3 dávkových reaktorů. Jednotlivé reaktory se lišily zdrojem CHSK. V prvním reaktoru byl zdrojem organických látek fugát, v druhém reaktoru  $C_2H_3NaO_2$  a ve třetím reaktoru probíhala kontrola vlivu CHSK na anammox. Všechny 3 reaktory měly stejnou koncentraci N-amon a  $N-NO_2^-$ . V prvním reaktoru bylo prokázáno, že s množstvím přidaného fugátu úměrně narůstá reakční doba oxidace N-amon. V případě přídatku 1% fugátu došlo k oxidaci po 1,5 hodině, po přidání 3% fugátu proběhla oxidace za 3 hodiny a po přidání 7,5% fugátu byla oxidace dokončena po 6 hodinách. V rámci pokusu byly nejlepší výsledky získány z 3. reaktoru, kde bylo prokázáno, že CHSK nekonkuruje heterotrofním organismům o  $N-NO_2^-$  (Majtacz et al. 2020).

## 4. Metodika

### 4.1 Zdroj fugátu

Fugát, zkoumaný v rámci diplomové práce byl odebírán ze zemědělské BPS Červené Janovice, provozované společností Agro Podlesí a.s.. Jako vstupní substrát pro výrobu bioplynu je v rámci této BPS využívána kejda skotu, kukuřičná siláž a travní hmota. Separace fermentačního zbytku je zprostředkovávána mechanickým šnekovým separátorem. Laboratorní měření probíhalo na Katedře agroenvironmentální chemie a výživy rostlin České zemědělské univerzity v Praze. Nitritační reaktor byl sledován od 27. 7. 2020 do 25. 2. 2021. Anammox reaktor byl sledován od 9. 9. 2020 do 25. 2. 2021. Sušina vstupů a výstupů obou systémů byla měřena od 11. 11. 2020 do 25. 2. 2021.

### 4.2 Laboratorní modely

V laboratorních podmínkách byl simulován dvoustupňový proces zpracování fugátu s využitím postupu částečná nitritace/anammox

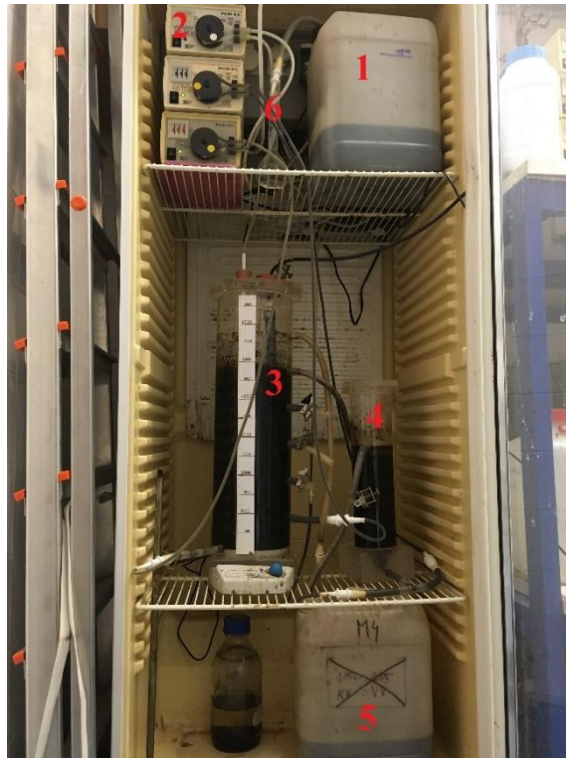
V prvním stupni procesu surový fugát vstupoval do nitritačního reaktoru o objemu 1,5 l, ve kterém bylo cca ½ amoniakálního dusíku je zobrazen na Obr. 5. Vstup surového fugátu a odtok z reaktoru byl zajištěn peristaltickými čerpadly. Nitritační reaktor pracuje na principu SBR reaktoru. V nitritačním reaktoru probíhají denně 4 cykly po 6 hodinách, každý cyklus začíná odtokem z reaktoru, který probíhá 10 minut, následně dochází k 10 minutovému přítoku surového fugátu. Poté probíhá aerace trvajících 5 hodin a 10 minut a konečnou fází procesu je 20 minut probíhající sedimentace. Vstupem nitritačního reaktoru byl fugát, pocházející z Červených Janovic ředěny kohoutkovou vodou v poměru 1:3. Od 9.2.2021 (197. den experimentu) vstupoval do reaktoru fugát z Červených Janovic bez ředění.

Ve druhém stupni procesu probíhal anammox proces v reaktoru anammox o objemu 5 l. Schéma anammox reaktoru viz Obr. 6. Anammox reaktor fungoval na principu CSTR (tzv. směšovací aktivace). Reaktor byl umístěn v inkubátoru při nastavené teplotě kolem 30 °C. V anammox reaktoru docházelo na základě činnosti mikroorganismů anammox k biochemické konverzi amoniakálního N-amon a dusitanového dusíku  $\text{N-NO}_2^-$  na plynný dusík  $\text{N}_2$ . Hodnota pH byla regulována přidávkem roztoku hydroxidu sodného (NaOH), kdy cílem byla hodnota okolo  $\text{pH}=7$ . Bakterie anammox vykazují nejlepší vlastnosti v rozmezí hodnot  $\text{pH}$  7,7-8,2 (Strous et al. 1997). Jako vstup do anammox reaktoru, byla vstupem do 30.11.2020 (83. den experimentu) smíšená voda ze skládkového výluhu a kalové vody (odtok z nitritačního reaktoru). Od 30.11.2020 byl vstupem ředěný fugát v poměru 1:1 a od 10.2.2021 (124. den experimentu) byl jako vstup použit neředěný fugát z odtoku nitritačního reaktoru



Obr. 5 Schéma nitritačního reaktoru

1 – Zásobní barel s fugátem; 2 – nitritační reaktor; 3 – peristaltická čerpadla, 4 – vzduchovací motorek, 5 – časovače.



Obr. 6 Schéma anammox reaktoru

1 – Odtokový fugát z nitrtačního reaktoru; 2 – peristaltická čerpadla; 3 – anammox reaktor; 4 – sedimentační nádrž; 5 – zpracovaný fugát; 6 – roztok NaOH pro úpravu pH.

### 4.3 Analytické metody

U laboratorních modelů byly měřeny každý týden základní fyzikálně-chemické parametry. U nitrtačního reaktoru bylo stanoveno pH a koncentrace rozpuštěného kyslíku na začátku a na konci cyklu. Pro surový fugát i výstup z reaktoru bylo měřeno CHSK v neodstředěném i odstředěném vzorku. Dále v odstředěném výstupu z reaktoru byla stanovena koncentrace N-amon,  $\text{N-NO}_2^-$  a  $\text{N-NO}_3^-$ .

U ANAMMOX modelu bylo stanoveno pH a koncentrace rozpuštěného kyslíku v reaktoru. Pro vstup a výstup v odstředěné i neodstředěném vzorku bylo stanoveno CHSK. Dále pro odstředěné vzorky vstupu i výstupu z reaktoru byla stanovena koncentrace N-amon,  $\text{N-NO}_2^-$  a  $\text{N-NO}_3^-$ .

U obou modelů byl každý týden měřen průtok. Všechny hodnoty naměřených ředěných vzorků, byly vynásobeny jejich ředícím koeficientem. Analýzy byly provedeny dle postupů Horáková et al. (2003).

Většina vzorků byla ředěna do 50 ml baněk pro docílení požadované koncentrace v rámci kalibrační křivky jednotlivých metod, která byla následně měřena na základě absorbance na spektrofotometru HACH DR3900.

Stanovení analytických parametrů bylo prováděno díky laboratornímu příslušenství:

- Automatických pipet různého objemu
- Analytických vah Denver Instrument SI-234
- Oxymetr WTW Oxy 340i
- pH metr WTW pH 340i
- Odstředivka Sigma
- Topná ploténka Stuart CB 500
- Sušárna BMT Ecocell
- Muflová pec Elsklo MF5
- Mineralizační box Hach DRB 200
- Spektrofotometr HACH DR3900
- Exsikátor
- Chemické roztoky k jednotlivým analýzám
- Laboratorní sklo, demineralizovaná voda.

#### 4.3.1 Odstředění vzorku

Vzorky byly odstředěny prostřednictvím odstředivky Sigma po dobu 10 min při otáčkách 13 500 rpm. Odstředěním došlo k oddělení nerozpustné části vzorku od kapalné fáze vzorku, ve kterém byly následně stanoveny analýzy. Odstředivka je na Obr. 7.



Obr. 7 Odstředivka Sigma (Vlastní zdroj).

#### 4.3.2 Stanovení pH

Stanovení hodnoty pH bylo změřeno pomocí pH metru WTW pH 340i viz Obr. 8 vlevo. Měření pH je určeno na základě elektromotorického napětí článku. Samotné měření bylo provedeno ponořením elektrody do obou reaktorů.



Obr. 8 pH metru (vlevo) a oxymetru (vpravo). Vlastní zdroj.

#### 4.3.3 Stanovení rozpuštěného kyslíku

Stanovení koncentrace rozpuštěného kyslíku bylo stanoveno prostřednictvím oximetru WTW Oxy 340i viz Obr. 8 vpravo. Stanovení koncentrace rozpuštěného kyslíku bylo stanoveno ponořením elektrody oxymetru u obou reaktorů.

#### 4.3.4 Stanovení chemické spotřeby kyslíkem

Stanovení chemické spotřeby kyslíku vyjadřuje množství všech organických látek, které jsou chemicky oxidovatelné. Jako oxidační činidlo byl použit dichroman draselný a jako



katalyzátor reakce roztok dusičnanu stříbrného a kyseliny sírové. Dusičnan stříbrný zároveň slouží k redukci interferencí v podobě přítomných chloridů, které maskuje. Postup byl následující:

1. Do zkumavky Hach o průměru 16 mm byly napipetovány vzorky o objemu 2,5 ml.
2. Za pomoci dávkovače bylo nadávkováno 3,5 ml katalyzátorového roztoku.
3. Dávkovačem bylo následně přidáno 1,5 ml oxidačního činidla.
4. Po uzavření zkumavky a důkladném promíchání byly vzorky vloženy do mineralizačního boxu na 2 hodiny při teplotě 150 °C.
5. Po 2 hodinách byly zkumavky vyjmuty a po jejich vychladnutí na laboratorní teplotu a očištění byla změřena koncentrace oxidačních látek za pomoci spektrofotometru. Vybarvení vzorků, které byly měřeny na spektrofotometru při vlnové délce  $\lambda=600$  nm, lze vidět na Obr. 9.
6. Rozsah měření byl kalibrován pro hodnoty 50 – 800 mg/l (Horáková et al. 2003).



Obr. 9 Stanovení CHSK – Cr (Vlastní zdroj).

#### 4.3.5 Stanovení amoniakálního dusíku

Stanovení amoniakálního dusíku bylo stanoveno indofenolovou metodou, kdy je stanovován společně amoniakální dusík a amoniak. Stanovení je prováděno spektrofotometricky při vlnové délce  $\lambda=655$  nm. Postup probíhal v následujících krocích.

1. Do odměrné baňky o objemu 50 ml byl naředěn vzorek a následně bylo 10 ml pomocí pipety odebráno, aby cílový objem pro analýzu byl 40 ml.
2. Do baňky se vzorkem bylo přidáno dávkovačem 4 ml vybarvovacího činidla, následně byl vzorek promíchán a poté byly přidány dávkovačem další 4 ml dichlorisokyanuratanu, směs byla promíchána.
3. Vzorek s přidávanými činidly byl následně doplněn po rysku demineralizovanou vodou a nechal se minimálně po dobu 1 hodiny reagovat, kdy se postupně vzorky vybarvovaly v různých odstínech zelené, dle přítomné koncentrace amoniakálního dusíku viz Obr.10.
4. Po uplynuté hodině byly vzorky promíchány a následně byla změřena přítomná koncentrace amoniakálního dusíku.
5. Rozsah metody byl na kalibrován pro hodnoty 0,1– 0,9 mg/l (Horáková et al. 2003).



Obr. 10 Stanovení amoniakálního dusíku. (Vlastní zdroj)

#### 4.3.6 Stanovení dusitanů

Stanovení bylo prováděno spektrofotometricky při vlnové délce  $\lambda=540$  nm v jednopalcové kyvetě. Jako vybarvovací činidlo byl používán roztok obsahující kyselinu fosforečnou, amid kyseliny sulfanilové a N- (1- naftyl)- 1,2- ethylendiamin- dihydrochlorid. Postup stanovení probíhal následovně:

1. Do odměrné baňky o objemu 50 ml byl naředěn vzorek a následně bylo 10 ml pomocí pipety odebráno, aby cílový objem pro analýzu byl 40 ml.
2. Následně byl přidán 1 ml vybarvovacího činidla a baňka byla doplněna po rysku demineralizovanou vodou.
3. Vzorek s vybarvovacím činidlem byl promíchán a nechal se reagovat alespoň 20 minut, kdy dle přítomné koncentrace dusitanů došlo k růžovému zabarvení v jeho různých intenzitách. Intenzity růžového zbarvení lze vidět na Obr. 11.
4. Směs byla nalita do jednopalcové kyvety a byla následně změřena koncentrace přítomných dusitanů.
5. Rozsah metody byl kalibrován pro hodnoty 0,025– 0,1250 mg/l (Horáková et al. 2003).



Obr. 11 Stanovení dusitanů (Vlastní zdroj).

#### 4.3.7 Stanovení dusičnanů

Stanovení dusičnanů probíhalo také spektrofotometrickým stanovením na základě vlnové délky  $\lambda=324$  nm v 16 mm zkumavkách. Průběh stanovení byl následující:

1. Do 16 mm zkumavky bylo napipetováno 500  $\mu$ l naředěného vzorku.
2. K vzorku bylo přidáno 350  $\mu$ l kyseliny amidosírové, vzorek byl důkladně promíchán.
3. Dávkovačem byla do vzorku přidána směs kyseliny sírové a fosforečné o objemu 3,5 ml. Po přidání kyselin byl vzorek opět důkladně promíchán.
4. Do směsi byl následně přidán dávkovačem 0,5 ml roztoku 2,6–dimethylfenolu. Zkumavka byla nakonec velmi důsledně promíchána a vložena na 10 minut přes nastavený časovač.
5. Po uplynutí 10 minut byla bezprostředně změřena koncentrace přítomných dusičnanů v měřeném vzorku (Horáková et al. 2003).

#### 4.3.8 Měření průtoku

V nitrifikačním reaktoru byl měřen průtok systému při 2. části cyklu, kdy docházelo k odtoku ze zásobního barelu ze surovým fugátem. Průtok byl zjišťován prostřednictvím odměrného válce, kdy byl odečten od celkového objemu válce hodnota objemu, který do systému odtekl. Výsledná hodnota byla vynásobena 4x pro získání průtoku za celý den.

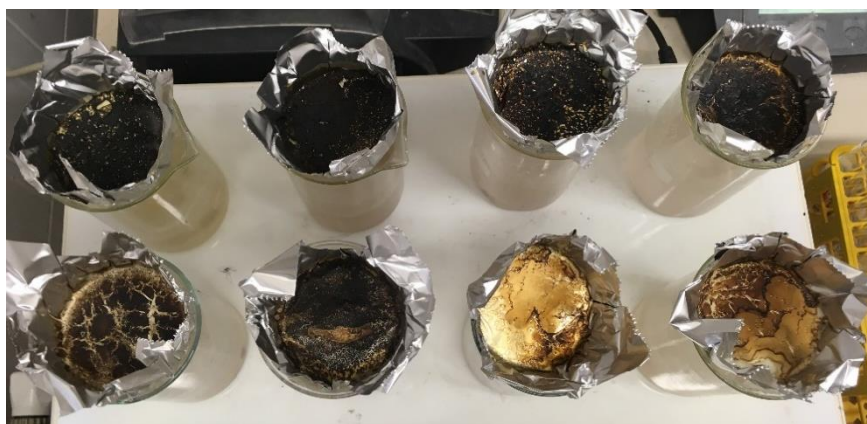
Pro systém anammox měřen průtok systému za 1 hodinu, díky tomu, že proces odtoku do reaktoru probíhal kontinuálně. Výsledný úbytek byl odečten od celkového objemu odměrného válce a výsledný objem byl vynásoben 24x, pro získání průtoku za celý den.

#### 4.3.9 Stanovení sušiny vzorku

Jedná se o gravimetrické stanovení. Stanovením sušiny vzorku byla zjišťována přítomnost rozpustných i nerozpustných látek v jejich organické i anorganické podobě. Nejprve byly stanoveny veškeré látky, vyskytující se v surovém vstupu a výstupu u systému nitritačního a anammox v jejich neodstředěném i odstředěném vzorku. Postup stanovení probíhal následovně.

1. Nejprve byly vytvořeny misky z alobalu, do kterých po jejich zvážení bylo napipetováno 10 ml vzorku.
2. Vzorky v alobalových miskách byly umístěny na kádinky naplněné vodou. Následně pomocí vodní lázně došlo k úplnému odpaření vodné fáze vzorků, viz. Obr. 12.
3. Po úplném odpaření tekuté části vzorku byly vzorky přemístěny do sušárny o teplotě 105 °C, kde byly sušeny po dobu 2 hodin, viz Obr. 13.
4. Za uplynuté 2 hodiny byly vzorky umístěny do exikátoru a následně převáženy, čímž byla zjištěna pro neodstředěné vzorky hmotnost nerozpustných látek, u vzorků odstředěných byla tímto způsobem zjištěna přítomnost látek rozpustných.
5. Následně byly vzorky přemístěny do pece viz Obr. 14, kde docházelo po dobu 1 hodiny k žíhání při 550 °C. Žíháním dochází ke spálení organických látek.
6. Po žíhání byly vzorky přemístěny do exikátoru a po vychladnutí na laboratorní teplotu převáženy.

7. Rozdíl váhy mezi sušením a žiháním byla zjištěna hmotnost organických látek, hmotnost misky po žihání odečtená od hodnoty prázdné misky odpovídala hmotnosti látek anorganických (Horáková et al. 2003).



Obr. 12 Vzorok po odpaření vodné fáze (Vlastní zdroj).



Obr. 13 Vzorok po 2 hod sušení v sušárně při 105°C (Vlastní zdroj).



Obr. 14 Vzorok před vložením do žihací pece (Vlastní zdroj).

#### 4.4 Vzorce

Základy technologických výpočtů, jakými jsou hydraulická doba zdržení, objemové zatížení reaktorů, účinnost odstranění jednotlivých dusíkatých forem, efektivita odstranění CHSK a stanovení množství nezozpuštěných látek byly provedeny v programu MS Excel.

##### Hydraulická doba zdržení $\Theta$ [d]

Hydraulická doba zdržení vyjadřuje dobu, po jakou dobu je fugát podrobován procesu čištění v biologickém reaktoru. Je počítána jako poměr objem reaktoru a denního průtoku reaktoru ( $Q_1$ )

$$\Theta = \frac{V}{Q_1}$$

V = objem reaktoru [m<sup>3</sup>]

Q<sub>1</sub> = denní průtok reaktoru [ml/den]

**Objemové zatížení reaktoru B<sub>v</sub>** [kg/m<sup>3</sup>d]

Objemovým zatížením reaktoru je vyjádřeno hmotnostní množství N-amon/ N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>/ N<sub>celk</sub>, který přichází za 1 den do 1 m<sup>3</sup> reaktoru.

$$B_v = \frac{Q_1 \times \rho_1}{V}$$

Q<sub>1</sub> = denní průtok reaktoru [ml/den]

ρ<sub>1</sub> = koncentrace N-amon/ N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>/ N<sub>celk</sub> ve vstupu fugátu [kg/m<sup>3</sup>]

V = objem reaktoru [m<sup>3</sup>]

**Účinnost oxidace N-amon na N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>** [%]

$$\% \text{ N-NO}_2^- = \frac{\text{N-NO}_2^- \text{ výstup}}{\text{N-amon}_{\text{vstup}} + \text{N-NO}_2^- \text{ výstup}} \times 100$$

N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> výstup = koncentrace dusitanového dusíku v odtoku z reaktoru [mg/l]

N-amon výstup = koncentrace amoniakálního dusíku v odtoku z reaktoru [mg/l]

**Účinnost odstranění N-amon** [%]

$$\% \text{ N-amon} = \frac{(\text{N-amon}_{\text{vstup}}) - (\text{N-amon}_{\text{výstup}})}{\text{N-amon}_{\text{vstup}}} \times 100$$

N-amon<sub>vstup</sub> = koncentrace amoniakálního dusíku ve vstupním fugátu [mg/l]

N-amon<sub>výstup</sub> = koncentrace amoniakálního dusíku v odtoku z reaktoru [mg/l]

**Účinnost odstranění N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>** [%]

$$\% \text{ N-NO}_2^- = \frac{(\text{N-NO}_2^- \text{ vstup}) - (\text{N-NO}_2^- \text{ výstup})}{\text{N-NO}_2^- \text{ vstup}} \times 100$$

N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> vstup = koncentrace dusitanového dusíku ve vstupním fugátu [mg/l]

N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> výstup = koncentrace dusitanového dusíku v odtoku z reaktoru [mg/l]

**Účinnost odstranění N-celkového** [%]

$$N_{\text{celk}} = \frac{[(\text{N-amon}_{\text{vstup}}) + (\text{N-NO}_2^- \text{ vstup}) + (\text{N-NO}_3^- \text{ vstup})] - [(\text{N-amon}_{\text{výstup}}) + (\text{N-NO}_2^- \text{ výstup}) + (\text{N-NO}_3^- \text{ výstup})]}{(\text{N-amon}_{\text{vstup}}) + (\text{N-NO}_2^- \text{ vstup}) + (\text{N-NO}_3^- \text{ vstup})} \times 100$$

$N\text{-amon}_{\text{vstup}}$  = koncentrace amoniakálního dusíku ve vstupním fugátu [mg/l]

$N\text{-NO}_2^-_{\text{vstup}}$  = koncentrace dusitanového dusíku ve vstupním fugátu [mg/l]

$N\text{-NO}_3^-_{\text{vstup}}$  = koncentrace dusičnanového dusíku ve vstupním fugátu [mg/l]

$N\text{-amon}_{\text{výstup}}$  = koncentrace amoniakálního dusíku v odtoku z reaktoru [mg/l]

$N\text{-NO}_2^-_{\text{výstup}}$  = koncentrace dusitanového dusíku v odtoku z reaktoru [mg/l]

$N\text{-NO}_3^-_{\text{výstup}}$  = koncentrace dusičnanového dusíku v odtoku z reaktoru [mg/l]

### Účinnost odstranění CHSK $E_{\text{CHSK}}$ [%]

Účinností odstranění CHSK je srovnávána koncentrace CHSK na vstupu do reaktoru a výstupu z reaktoru.

$$E_{\text{CHSK}} = \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_1} \times 100$$

$\rho_1$  = koncentrace CHSK ve vstupu fugátu [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

$\rho_2$  = koncentrace CHSK ve výstupu z reaktoru [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

### Stanovení množství nerozpuštěných látek v reaktoru [g/l]

Množství nerozpuštěných látek je určováno jako rozdíl veškerých a rozpuštěných látek.

$$\rho_{\text{NL}} = \rho_{\text{VL}} - \rho_{\text{RL}}$$

$\rho_{\text{NL}}$  = množství nerozpuštěných látek

$\rho_{\text{VL}}$  = množství veškerých látek

$\rho_{\text{RL}}$  = množství rozpuštěných látek

$$\rho_{\text{VL}} = \frac{(m_{2\text{Hom}} - m_1) \times 1000}{V_{\text{vz}}}$$

$m_1$  = hmotnost misky s homogenizovaným vzorkem před sušením

$m_{2\text{Hom}}$  = ochlazená miska s homogenizovaným vzorkem po vysušení

$V_{\text{vz}}$  = objem pipetovaného vzorku do misky [ml]

$$\rho_{\text{RL}} = \frac{(m_{2\text{Odstř}} - m_3) \times 1000}{V_{\text{vz}}}$$

$m_{2\text{Odstř}}$  = hmotnost ochlazené misky s odstředěným vzorkem po vysušení

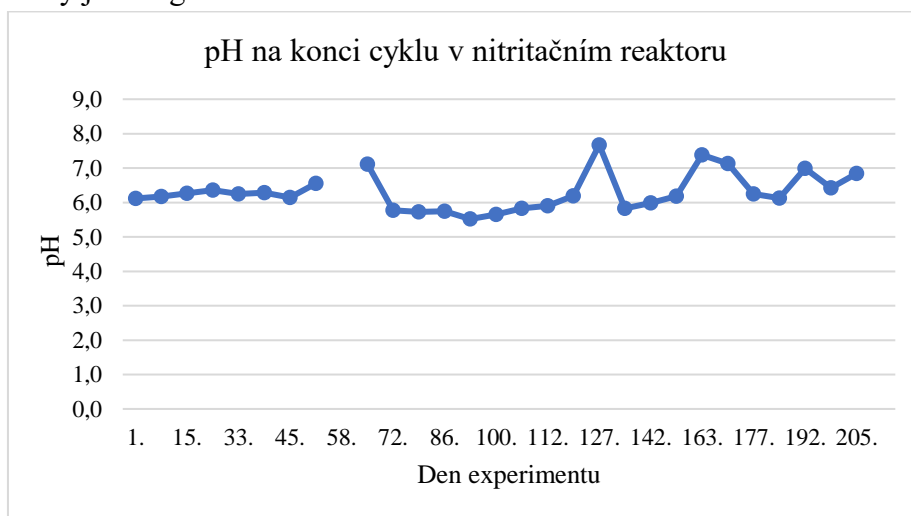
$m_3$  = hmotnost ochlazené misky s odstředěným vzorkem po žihání

$V_{\text{vz}}$  = objem pipetovaného vzorku do misky [ml]

## 5. Výsledky

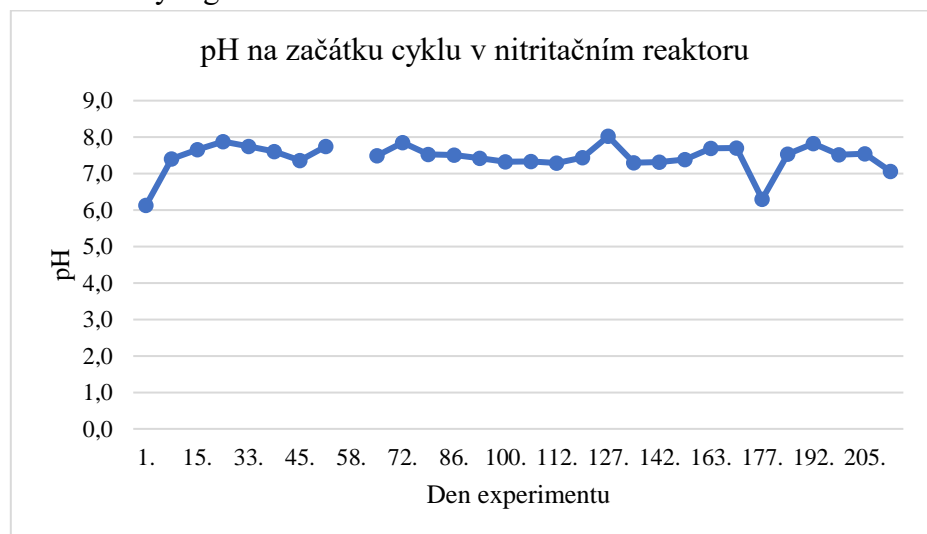
### 5.1 Hodnota pH

Od začátku experimentu byla v obou systémech po celou dobu sledována hodnota pH. U nitrifikačního reaktoru bylo pH měřeno v reaktoru na konci a začátku cyklu po 5 min probíhající aeraci. Hodnoty pH na konci cyklu se pohybovaly v rozmezí 5,7-7,1. K vyšší hodnotě pH došlo 127. den experimentu, kdy hodnota pH byla 7,7 vlivem neprobíhající aerace v důsledku vypadnutí časovače aerace 126. den sledovaného období. Další vyšší hodnotou pH byl 163. den experimentu, kdy došlo 156. den k ucpání hadičky s přívodem O<sub>2</sub> a naměřená hodnota pH byla 7,4. V průběhu celého měření byla hodnota pH na konci cyklu  $6,3 \pm 0,5$ . Jednotlivé záznamy jsou v grafu č. 1.



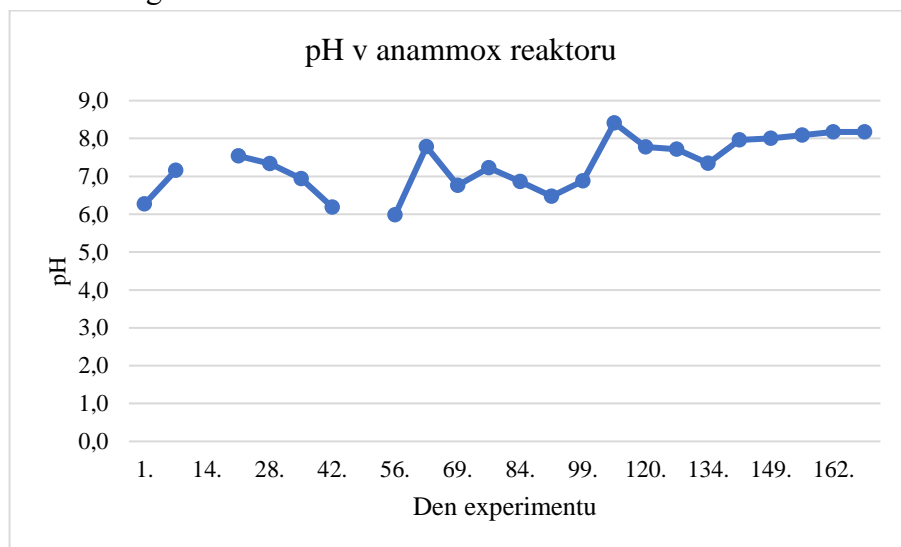
Graf č. 1 pH na konci cyklu v nitrifikačním reaktoru

Hodnoty pH na začátku cyklu po 5 min probíhající aeraci byly v rozmezí 7,1-7,9. Nejnižší hodnoty byly 1. den experimentu (6,1) a 177. den experimentu (6,3). Nejvyšší hodnota (8,0) byla naměřena 127. den. Průměrná hodnota pH na začátku cyklu byla  $7,4 \pm 0,4$ . Naměřené hodnoty jsou zaznamenány v grafu č. 2.



Graf č. 2 pH na začátku cyklu v nitrifikačním reaktoru.

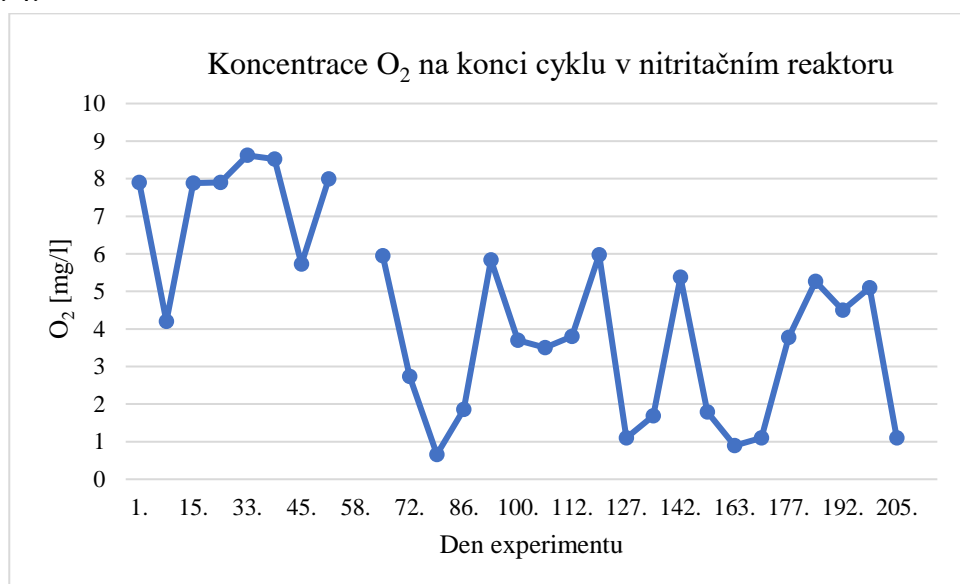
V reaktoru anammox byla hodnota pH sledována v reaktoru, jejíž hodnota se měla pohybovat okolo hodnoty pH=7 za přídavku NaOH. Vývoj hodnot pH byl poměrně nestabilní z důvodu vyskytujících se problémů s dávkováním NaOH, kdy došlo mírnou nestabilitou pH zejména od 69. dne do 120. dne experimentu k nárůstu N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> v reaktoru viz graf č. 14. Hodnoty pH se pohybovaly v rozmezí 6,0-8,4. Průměrná hodnota pH byla  $7,3 \pm 0,7$ . Vývoj hodnot pH je zobrazen na grafu č. 3.



Graf č. 3 pH v anammox reaktoru

## 5.2 Koncentrace rozpuštěného O<sub>2</sub>

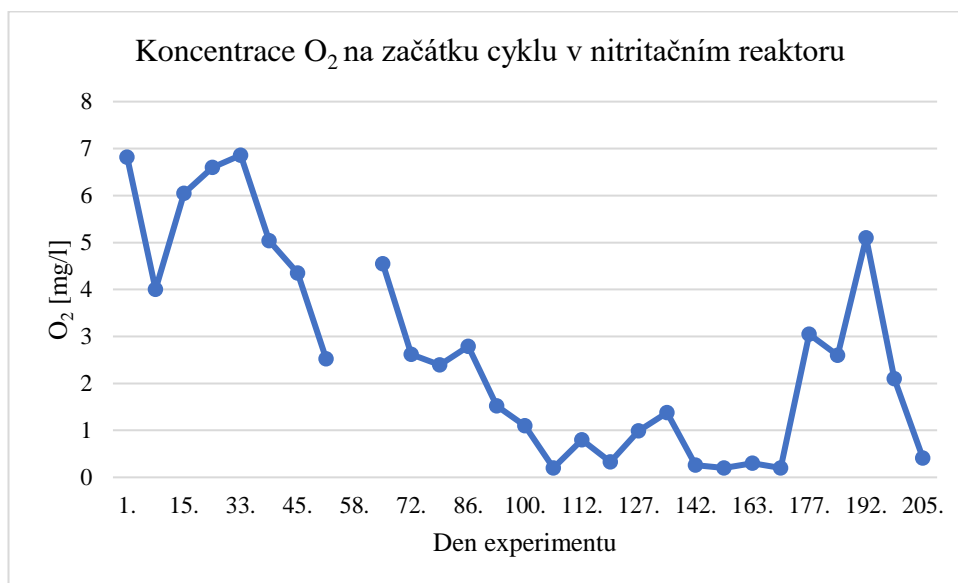
Koncentrace rozpuštěného O<sub>2</sub> byla sledována u nitrifikačního reaktoru na konci a začátku cyklu. Na konci cyklu byla koncentrace O<sub>2</sub> velmi proměnlivá. Nejnižší koncentrace 0,66 mg/l byla naměřena 79. den experimentu, naopak nejvyšší koncentrace 8,62 mg/l byla naměřena 33. den experimentu. Průměrná koncentrace O<sub>2</sub> činila  $4,4 \pm 2,6$  mg/l. Naměřená data jsou vynesena v grafu č. 4.



Graf č. 4 Koncentrace O<sub>2</sub> na konci cyklu v nitrifikačním reaktoru

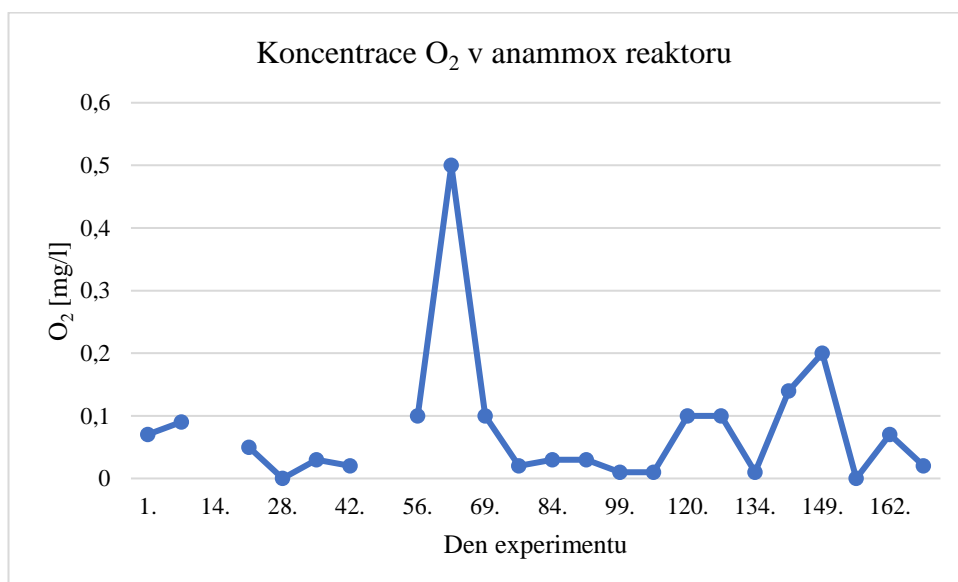


Na začátku cyklu byla hodnota koncentrace O<sub>2</sub> v nitrifikačním reaktoru měřena po 5 min probíhající aerace také proměnlivá (graf č. 5). Nejnižší naměřená koncentrace byla 0,2 mg/l 107. a 169. den experimentu. Průměrná hodnota O<sub>2</sub> byla  $2,7 \pm 2,2$  mg/l.



Graf č. 5 Koncentrace O<sub>2</sub> na začátku cyklu v nitrifikačním reaktoru

U anammox reaktoru byla sledována koncentrace O<sub>2</sub> v reaktoru viz graf č. 6, kdy maximální hodnota naměřená v reaktoru byla 0,5 mg/l. Průměrná hodnota koncentrace O<sub>2</sub> byla  $0,08 \pm 0,1$  mg/l.

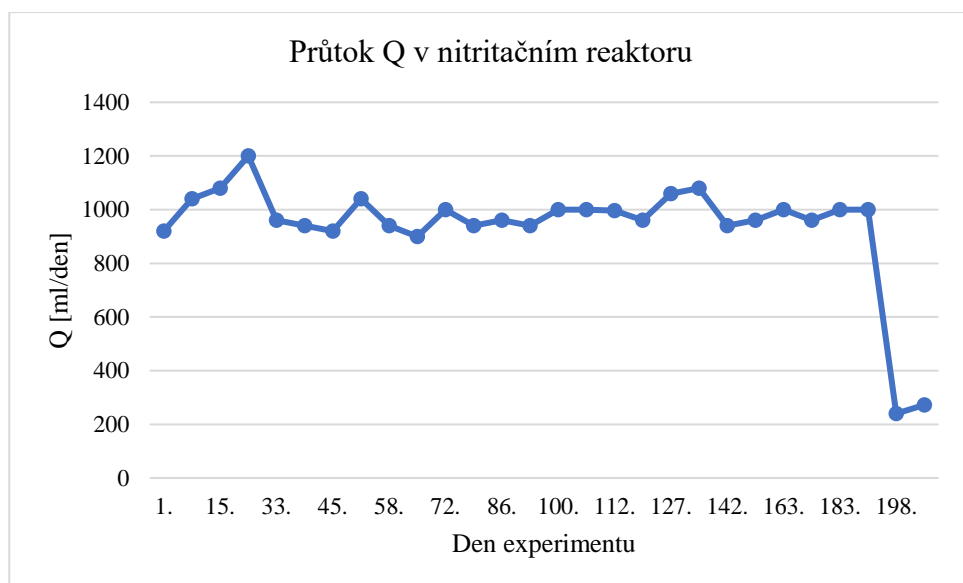


Graf č. 6 Koncentrace O<sub>2</sub> v anammox reaktoru

## 5.3 Průtok, hydraulická doba zdržení, objemové zatížení reaktorů N-amon

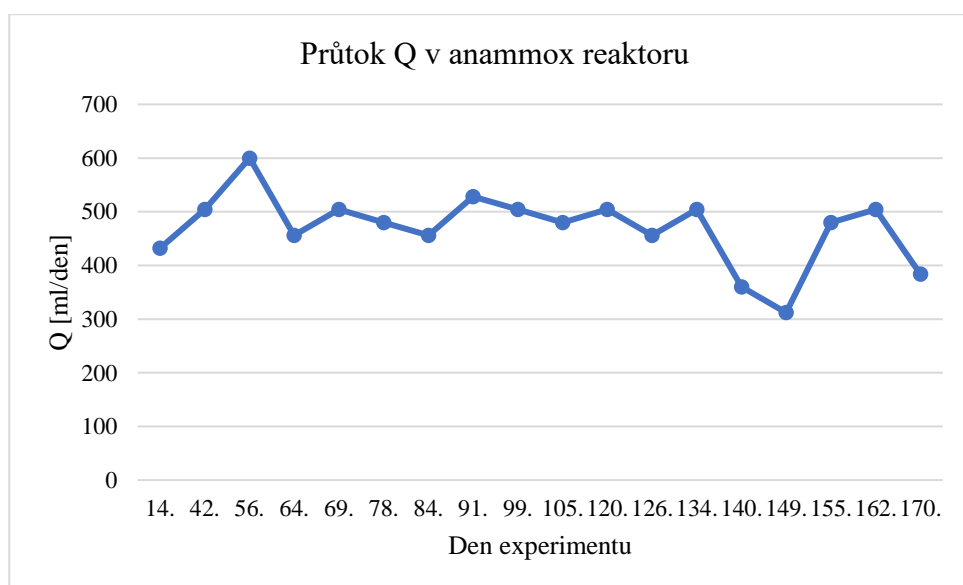
### 5.3.1 Průtok

Do 192. dne experimentu byl průtok u nitrizačního reaktoru udržován okolo 1000 ml/den, průměrná hodnota průtoku do 192. dne experimentu byla  $989,8 \pm 65,0$  ml/den. Od 198. dne experimentu byl snížen průtok na  $\frac{1}{4}$  z důvodu použití neředěného fugátu, kdy průměrný průtok byl  $256,0 \pm 22,6$  ml/den. Naměřené denní průtoky nitrizačním reaktorem jsou zaznamenány v grafu č. 7.



Graf č. 7 Průtok Q v nitrizačním reaktoru

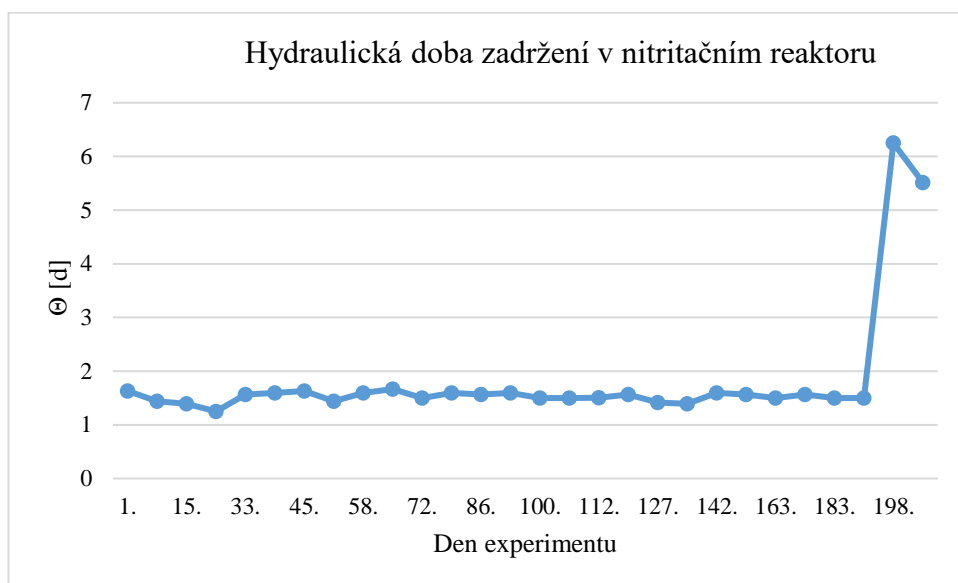
V anammox reaktoru byl průtok průměrně  $469,3 \pm 66,0$  ml/den. Nejvyšší průtok 600 ml/den byl naměřen 56. den, naopak nejnižší průtok 312 ml/den byl zaznamenán 149. den sledovaného období.



Graf č. 8 Průtok Q v anammox reaktoru

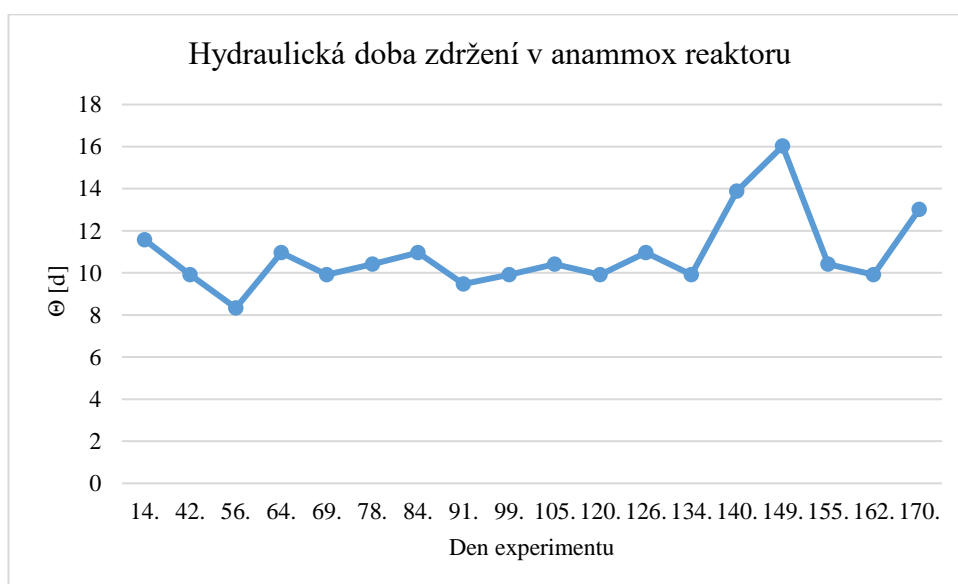
### 5.3.2 Hydraulická doba zdržení v reaktoru

Hydraulická doba zdržení v nitrizačním reaktoru viz graf č. 9, byla do 192. dne experimentu průměrně  $1,5 \pm 0,1$  dne. Od 198. dne experimentu došlo k významnému zvýšení hydraulické doby zdržení v reaktoru na 6,3 dne a 205. den na 5,5 dne. Ke zvýšení došlo vlivem snížení průtoku reaktoru.



Graf č. 9 Hydraulická doba zdržení v nitrizačním reaktoru

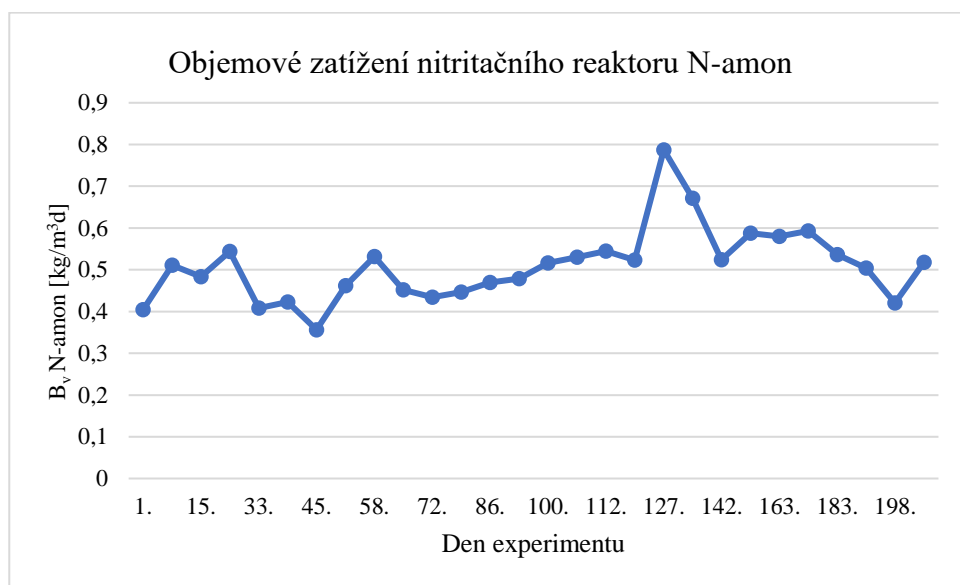
V anammox reaktoru byla hydraulická doba zdržení reaktoru průměrně  $11 \pm 2$  dny. Maximální hydraulická doba zdržení v anammox reaktoru 16 dnů byla 149. den experimentu. Nejkratší doba 8 dnů hydraulického zdržení v reaktoru byla zjištěna 56. den sledovaného období. Vývoj hydraulické doby zdržení v reaktoru za dobu experimentu je znázorněn v grafu č. 10.



Graf č. 10 Hydraulická doba zdržení v anammox reaktoru

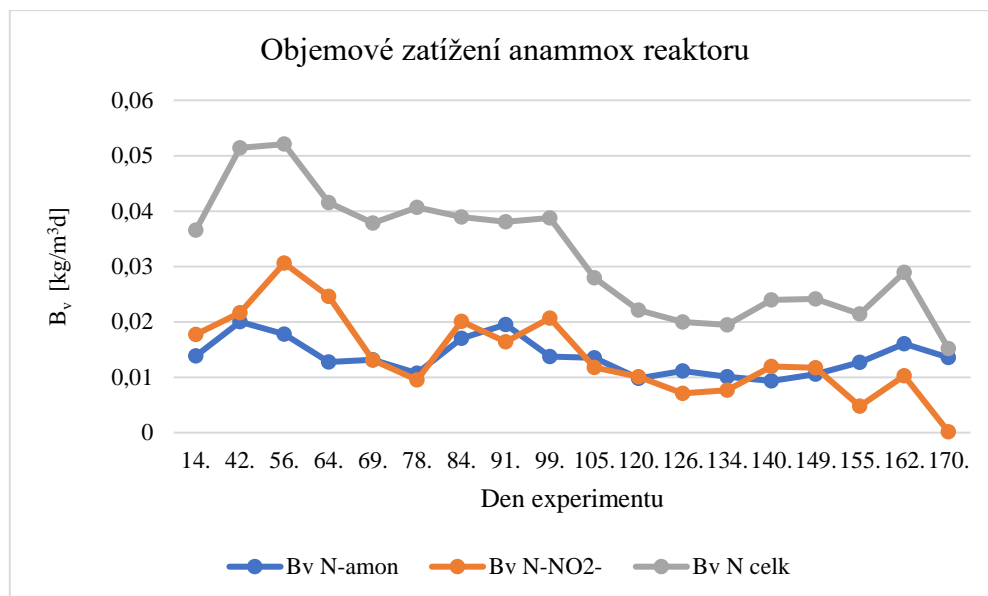
### 5.3.3 Objemové zatížení reaktorů

V nitrizačním reaktoru byla sledována průměrná hodnota objemového zatížení N-amon  $0,51 \pm 0,09 \text{ kg/m}^3\text{d}$ . Nejnižší hodnota  $0,36 \text{ kg/m}^3\text{d}$  byla 45.den experimentu, nejvyšší hodnota  $0,79 \text{ kg/m}^3\text{d}$  byla zjištěna 127. den experimentu. Vývoj objemového zatížení nitrizačního reaktoru N-amon je zobrazen na grafu č. 11.



Graf č. 11 Objemové zatížení nitrizačního reaktoru N-amon

V reaktoru anammox byla sledována průměrná hodnota objemového zatížení N-amon,  $\text{N-NO}_2^-$  a celkovým N. Průměrná hodnota objemového zatížení N-amon byla  $0,014 \pm 0,003 \text{ kg/m}^3\text{d}$ . Nejnižší hodnotou byla hodnota ze 140. dne experimentu  $0,009 \text{ kg/m}^3\text{d}$ . Naopak nejvyšší hodnota byla 42. den experimentu  $0,02 \text{ kg/m}^3\text{d}$ . Průměrná hodnota zatížení  $\text{N-NO}_2^-$  byla  $0,014 \pm 0,007 \text{ kg/m}^3\text{d}$ . Největší objemové zatížení  $\text{N-NO}_2^-$  bylo 56. den, kdy zatížení  $\text{N-NO}_2^-$  činilo  $0,031 \text{ kg/m}^3\text{d}$ . Vzrůst hodnoty zatížení  $\text{N-NO}_2^-$  bylo následkem nedostatečného míchání v reaktoru, vlivem vadného časovače. Nejnižší objemové zatížení v reaktoru anammox bylo poslední den sledovaného období, jehož hodnota byla  $0,0002 \text{ kg/m}^3\text{d}$ . Z hlediska objemového zatížení reaktoru celkovým N byla průměrná hodnota  $0,032 \pm 0,011 \text{ kg/m}^3\text{d}$ . Maximální objemové zatížení celkovým N  $0,052 \text{ kg/m}^3\text{d}$  bylo 56. den, stejně jako u objemového zatížení  $\text{N-NO}_2^-$  vlivem nedostatečného míchání reaktoru. Minimální objemové zatížení celkovým N  $0,015 \text{ kg/m}^3\text{d}$  bylo zjištěno v závěru sledovaného období. Hodnoty objemového zatížení jednotlivými formami dusíku v anammox reaktoru jsou vyneseny v grafu č. 12.



Graf č. 12 Objemové zatížení anammox reaktoru

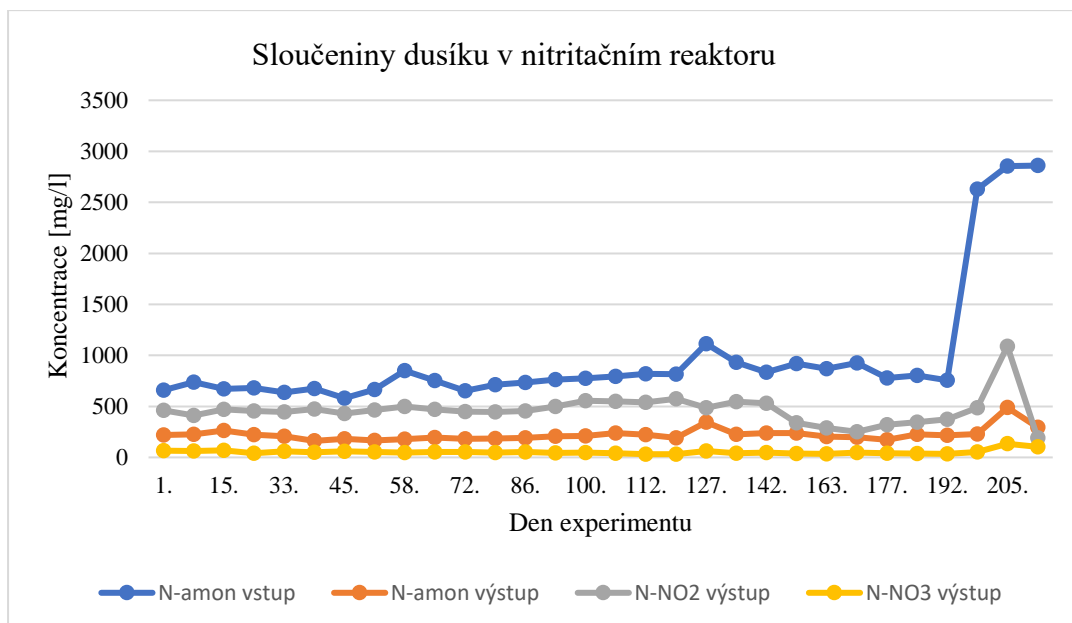
## 5.4 Sloučeniny dusíku

### 5.4.1 Nitritační reaktor

V nitritačním reaktoru byla koncentrace N-amon měřena ve vstupu i výstupu z reaktoru. Průměrná hodnota koncentrace N-amon ve vstupu byla do 192. dne experimentu  $774,5 \pm 114,5$  mg/l. Ve výstupu byla průměrná hodnota  $211,6 \pm 36,8$  mg/l. Od 198. dne, kdy byl snížen průtok a jako vstup byl použit neředěný fugát, došlo ke zvýšení koncentrace N-amon ve vstupu na průměrnou hodnotu  $2781 \pm 132,5$  mg/l. Ve výstupu byla průměrná hodnota N-amon  $337,3 \pm 134,8$  mg/l.

N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> byl sledován ve výstupu přičemž jeho průměrná koncentrace byla  $463,2 \pm 150,3$  mg/l. Nejvyšší koncentrace 1090,0 mg/l byla naměřena 205. den experimentu jako následek zpracování neředěného fugátu, kdy došlo k většímu nahromadění N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> v systému.

N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> byl sledován také pouze ve výstupu, jeho průměrná koncentrace byla  $53,1 \pm 20,9$  mg/l. Od 205. dne došlo k navýšení koncentrace N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> díky neředěnému fugátu, který byl použit pro nitritační reaktor. Vývoj jednotlivých hodnot koncentrace sloučenin dusíku v nitritačním reaktoru je v grafu č. 13.



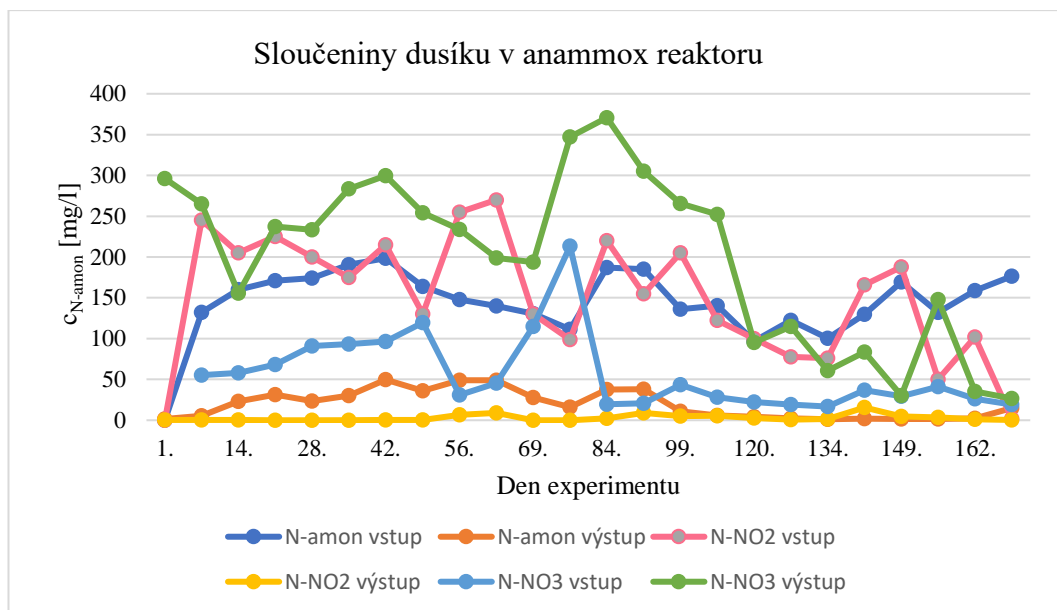
Graf č. 13 Sloučeniny dusíku v nitritačním reaktoru

#### 5.4.2 Anammox reaktor

V anammox reaktoru byl N-amon sledován ve vstupu i výstupu z reaktoru. Průměrná koncentrace N-amon ve vstupu do reaktoru byla  $150,2 \pm 28,3$  mg/l. Ve výstupu z reaktoru byla průměrná koncentrace N-amon  $19,4 \pm 16,9$  mg/l. Maximální koncentrace N-amon byla ve vstupu i výstupu z reaktoru naměřena 42. den experimentu, kdy koncentrace vstupu N-amon dosáhla hodnoty 198,5 mg/l, u výstupu činila nejvyšší zaznamenaná koncentrace 49,7 mg/l. Nejnižší koncentrace N-amon za sledované období byly naměřeny u vstupu do reaktoru 120. den experimentu s hodnotou 97,0 mg/l. Ve výstupu z reaktoru byla nejnižší koncentrace N-amon 1,26 mg/l naměřena 134. den experimentu.

Průměrná koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  ve vstupu byla  $157,1 \pm 77,1$  mg/l. Maximální koncentrace byla zjištěna 64. den experimentu 270,0 mg/l a nejnižší koncentrace za sledované období byla 170. den, kdy koncentrace byla 1,95 mg/l. Průměrná koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  výstupu z reaktoru byla  $2,9 \pm 3,8$  mg/l. Velká nejistota převyšující hodnotu průměru je způsobena zejména maximální naměřenou koncentrací  $\text{N-NO}_2^-$  15,6 mg/l, která byla zjištěna 140. den sledovaného období, kdy v reaktoru došlo k přerušení míchání, čímž byla narušena účinnost systému. Nejnižší koncentrací  $\text{N-NO}_2^-$  byla koncentrace 0,09 mg/l naměřená 35. den experimentu.

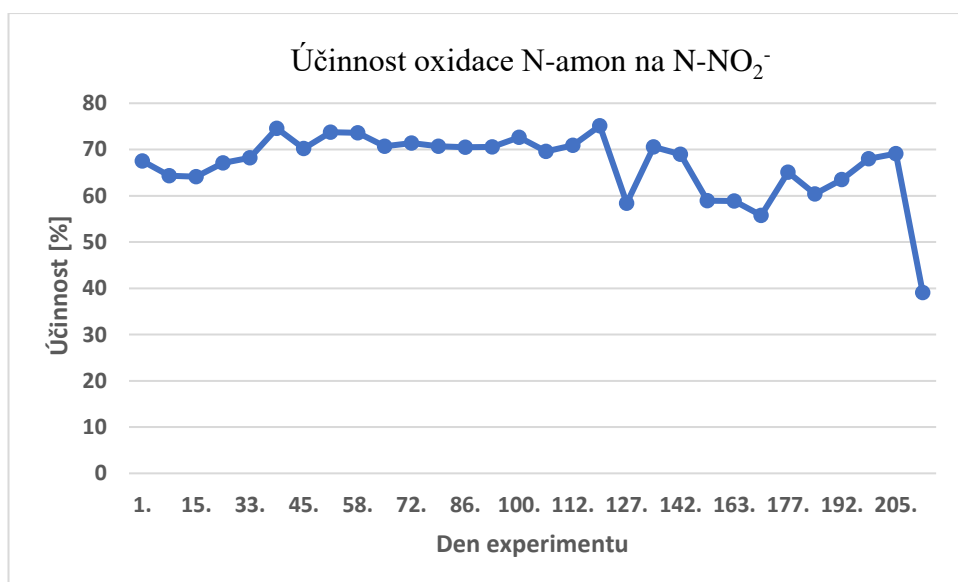
Koncentrace  $\text{N-NO}_3^-$  byla ve vstupu průměrně  $57,0 \pm 45,9$  mg/l, kdy maximální hodnota 213,2 mg/l byla dosažena 78. den. Od 84. dne došlo k ustálení koncentrace  $\text{N-NO}_3^-$  ve vstupu do reaktoru. Průměrná koncentrace  $\text{N-NO}_3^-$  ve výstupu z reaktoru byla  $199,5 \pm 101,6$  mg/l. Od 78. do 91. dne dosahovala koncentrace  $\text{N-NO}_3^-$  maximálních hodnot a nejvyšší koncentrace 370,7 mg/l byla naměřena 84. den. Od 84. dne experimentu byl charakter koncentrace  $\text{N-NO}_3^-$  klesajícího trendu, kromě 155. dne, kdy koncentrace byla zvýšena na 147,7 mg/l. Nejnižší z naměřených koncentrací 26,6 mg/l byla zjištěna 170. den. Vývoj koncentrací jednotlivých sloučenin dusíku je zobrazen v grafu č. 14.



Graf č. 14 Sloučeniny dusíku v anammox reaktoru

### 5.5 Účinnost oxidace N-amon na N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> v nitritačním reaktoru

Účinnost oxidace N-amon v nitritačním reaktoru lze vidět na grafu č. 15. Průměrná účinnost oxidace N-amon na N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> byla ve sledovaném období  $66,7 \pm 7,3$  %. Do 121. dne neklesala účinnost oxidace pod 60 %, 127. den byl zaznamenán pokles, kdy účinnost dosahovala 58,4 %. Nejvyšší účinnost oxidace 75,1 % byla dosažena 121. den experimentu. K velikému propadu došlo v závěru sledovaného období, kdy došlo k výpadku elektrické energie a proces neprobíhal v nastavených cyklech.

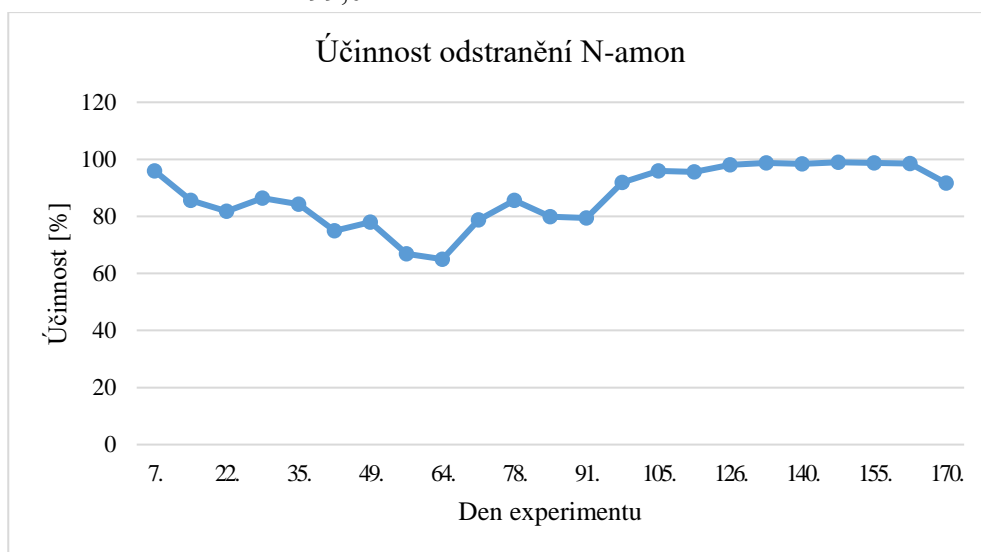


Graf č. 15 Účinnost oxidace N-amon na N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> v nitritačním reaktoru

## 5.6 Účinnost odstranění sloučenin N v anammox reaktoru

### 5.6.1 Účinnost odstranění N-amon

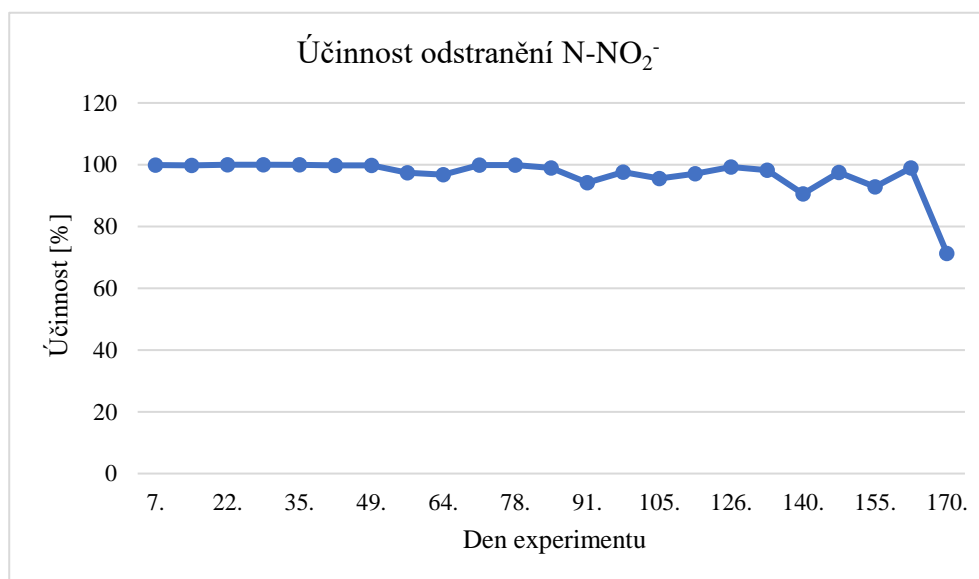
Účinnost odstranění N-amon v anammox reaktoru (graf č. 16) dosahovala průměrně  $87,3 \pm 10,2$  %. Do 91. dne experimentu účinnost odstranění N-amon kolísala v rozmezí 65 – 95,9 %. Od 99. dne byla účinnost systému nad 90 % celkem desetkrát. Nejnižší zjištěná účinnost byla 56. den experimentu 66,9 % a 64. den, kdy byla účinnost 65,0 %. Nejvyšší účinnosti systému odstranění N-amon v anammox reaktoru bylo dosaženo 149. den sledovaného období s účinností 99,0 %.



Graf č. 16 Účinnost odstranění N-amon

### 5.6.2 Účinnost odstranění N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>

Účinnost odstranění N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> dosahovala průměrně  $96,7 \pm 6,0$  %. Poslední den experimentu došlo k poklesu na 71,3 %. Nejvyšší hodnotou byla 100% účinnost odstranění N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> dosažená 35. den experimentu. Vývoj účinnosti odstranění N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> je zobrazen na grafu č. 17.

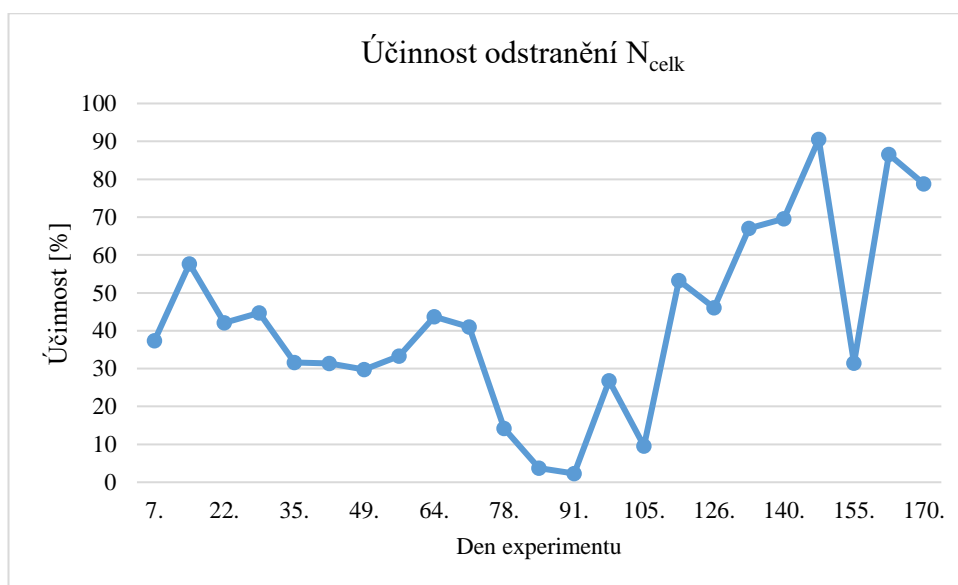


Graf č. 17 Účinnost odstranění N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>



### 5.6.3 Účinnost odstranění celkového N

Účinnost odstranění celkového N v systému anammox byla v průběhu sledovaného období velmi proměnlivá, viz graf č. 18. Hodnoty účinnosti klesly na minimum v období 84. až 91. dne, kdy byla zvýšená koncentrace N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> ve výstupu z reaktoru jak vyplývá z grafu č. 14. Osmdesátý třetí den byl jako vstup do reaktoru použit fugát z nitrifikačního reaktoru ředěný vodou v poměru 1:1. V následujících dnech experimentu docházelo k postupnému nárůstu účinnosti odstranění celkového N až do její maximální hodnoty 90,5 %, která byla dosažena 149. den experimentu. Průměrná účinnost byla za sledované období 42,3 ± 23,9 %, vysoká hodnota odchylky je způsobena proměnlivými hodnotami účinnosti mezi jednotlivými dny experimentu.

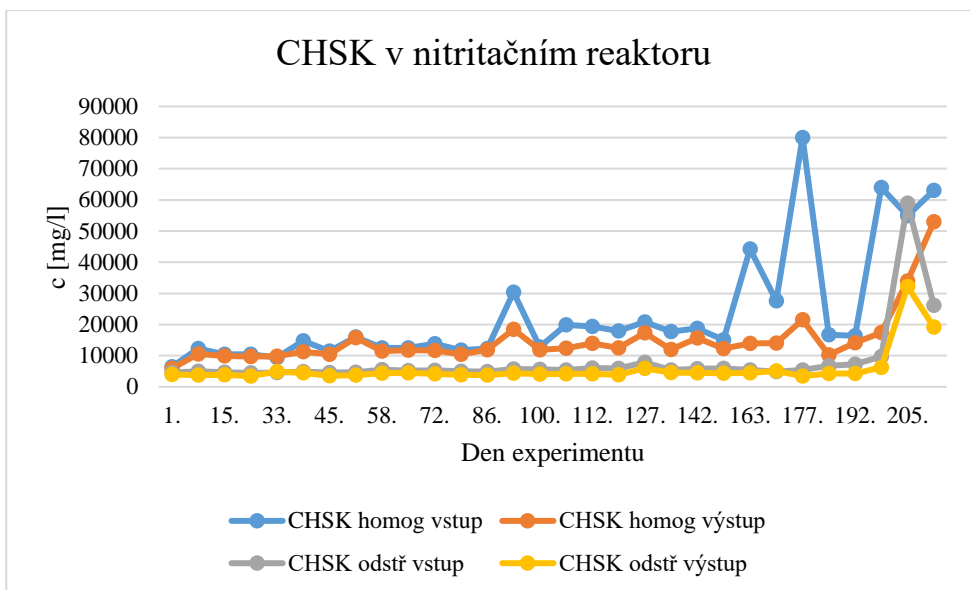


Graf č. 18 Účinnost odstranění N<sub>celk</sub>

### 5.7 CHSK v nitrifikačním reaktoru

V nitrifikačním reaktoru bylo měřeno CHSK ve vstupu i výstupu z reaktoru v homogenizovaném a odstředěném vzorku. Průměrná koncentrace homogenizovaného vstupu byla 23 126,7 ± 18 678,3 mg/l. Od 198. dne, kdy byl vstupem neředěný fugát, vzrostlo CHSK na hodnoty v rozmezí 54 944 – 63 994 mg/l. Průměrná koncentrace CHSK v homogenizovaném výstupu z reaktoru byla 14 836,5 ± 8 740,3 mg/l. Od 198. dne bylo CHSK homogenního vzorku ve výstupu z reaktoru velmi proměnlivé, koncentrace se pohybovala od 17 446 – 52 977 mg/l.

V případě odstředěného vzorku byly hodnoty CHSK samozřejmě podstatně nižší. Ve vstupu do reaktoru byla koncentrace CHSK 8049,2 ± 10375,4 mg/l. Průměrná koncentrace ve výstupu z reaktoru byla 5717,8 ± 5724,6 mg/l. Vysoké hodnoty nejistot jak v homogenizovaných i odstředěných vzorcích byla způsobena výkyvy koncentrace. Trendy nárůstu můžeme z grafu č. 19 pozovat v rozmezí dnů 86. - 100. den experimentu. Od 163. dne došlo k nárůstu ve všech vzorcích, kde bylo měřeno CHSK. K navýšení koncentrace došlo 156. den vlivem ucpání hadičky s přívodem kyslíku pro zajištění aerace reaktoru.

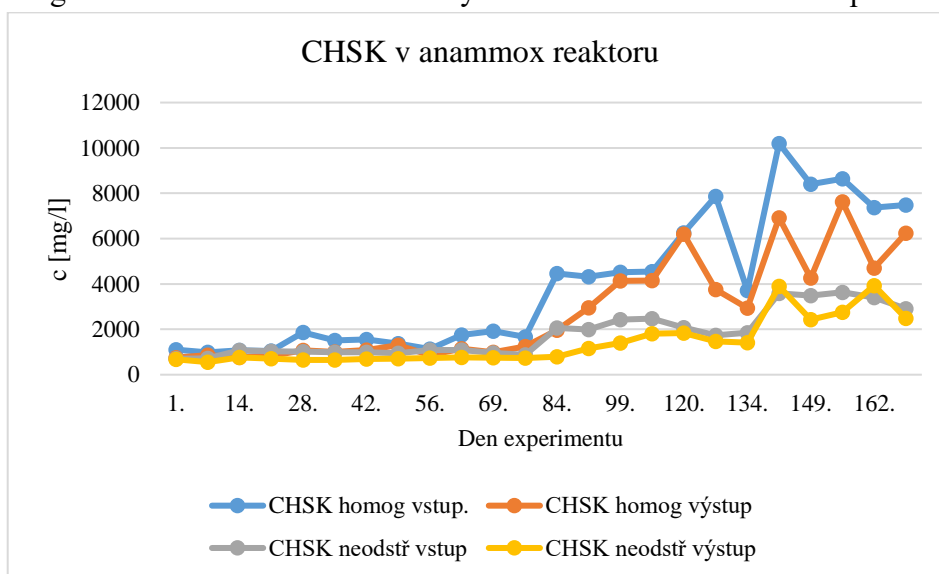


Graf č. 19 CHSK v nitrizačním reaktoru

## 5.8 CHSK v anammox reaktoru

V anammox reaktoru bylo měřeno CHSK v homogenizovaném a odstředěném vzorku ve vstupu a výstupu z reaktoru (graf č. 19). V homogenizovaném vstupu bylo CHSK v rozmezí 985,5 - 10198 mg/l a jeho průměrná koncentrace byla  $3948,8 \pm 2924,3$  mg/l. V homogenizovaném výstupu z reaktoru se koncentrace CHSK pohybovaly v rozsahu 754,4 – 7618 mg/l, průměrná koncentrace činila  $2822,8 \pm 2181,1$  mg/l.

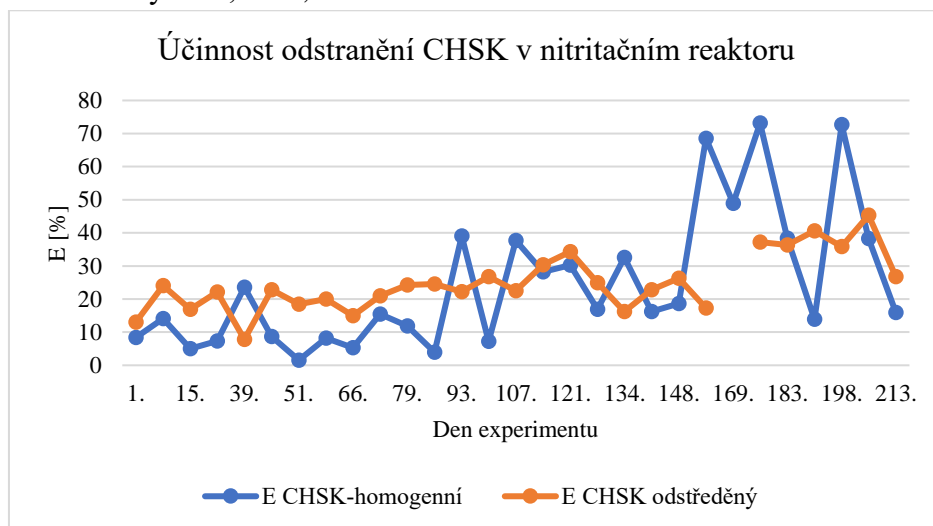
V odstředěných vzorcích vstupu byly koncentrace CHSK od 701,7 mg/l do 3636,0 mg/l. Průměrná koncentrace odstředěného vstupu byla ve vzorcích  $1797,4 \pm 977,7$  mg/l. V odstředěném výstupu z reaktoru se pohybovaly koncentrace CHSK v rozmezí 553,7 – 3929,3 mg/l a průměrná koncentrace byla  $1406,8 \pm 987,4$  mg/l. Ve sledovaném období došlo k nárůstu koncentrace CHSK od 84. dne experimentu pro homogenizované i odstředěné vstupy a výstupy z reaktorů vlivem změny vstupního fugátu, kdy byl 83. den ve sledovaném období použit fugát z nitrizačního reaktoru ředěný demineralizovanou vodou v poměru 1:1.



Graf č. 20 CHSK v anammox reaktoru

## 5.9 Účinnost odstranění CHSK v nitrizačním reaktoru

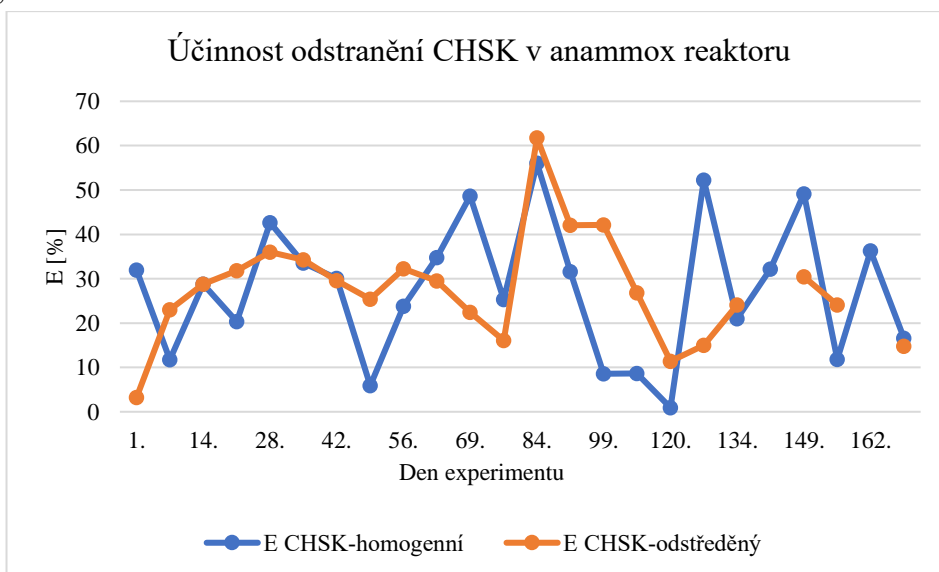
Účinnost odstranění CHSK byla v nitrizačním reaktoru sledována v homogenizovaném a odstředěném vzorku. Účinnost odstranění CHSK byla pro oba typy vzorků nestabilní a průměrné hodnoty účinnosti se navzájem příliš nelišily. Účinnost u homogenizovaného vzorku byla od 1,6 do 73,1 %, její průměrná hodnota činila  $24,5 \pm 20,6$  %. U odstředěného vzorku byla účinnost v rozmezí hodnot 7,8 – 45,3 %. Průměrná hodnota účinnosti u odstředěného vzorku byla  $24,9 \pm 8,7$  %.



Graf č. 21 Účinnost odstranění CHSK v nitrizačním reaktoru

## 5.10 Účinnost odstranění CHSK v anammox reaktoru

Účinnost odstranění CHSK byla sledována v homogenizovaném a odstředěném vzorku v reaktoru anammox. Účinnost pro oba typy velmi kolísala. Pro homogenizovaný vzorek se pohybovala účinnost v rozmezí 0,9 - 56,0 % a její průměrná hodnota byla  $27,6 \pm 7,7$  %. V odstředěném vzorku byl rozsah účinnosti 3,2 – 62,0 a její průměrná hodnota byla  $27,5 \pm 12,0$  %.



Graf č. 22 Účinnost odstranění CHSK v anammox reaktoru

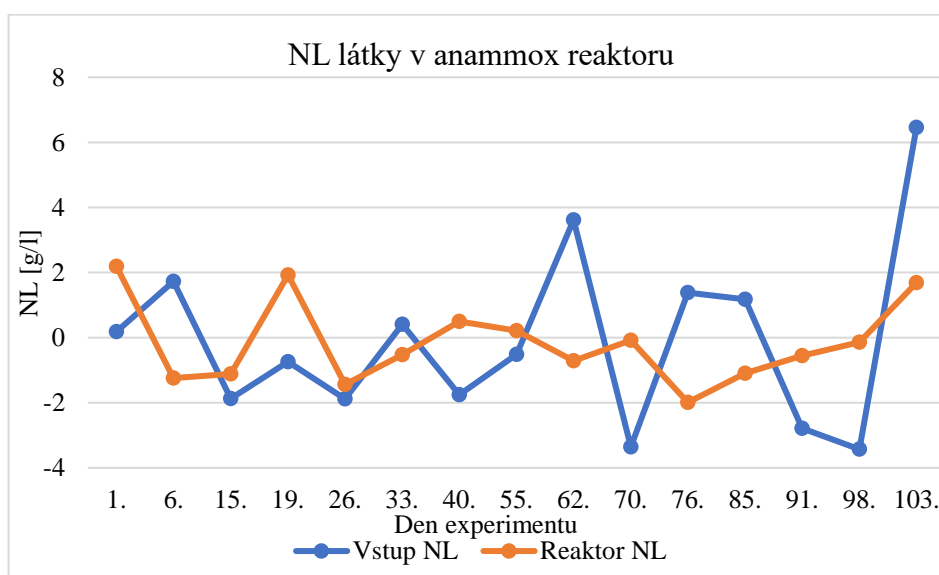
## 5.11 Nerozpuštěné látky v anammox reaktoru

Nerozpuštěné látky v reaktoru anammox byly sledovány od 11.11.2020 po dobu 103 dnů, kdy průběh vývoje nerozpuštěných látek ve vstupu a reaktoru byl velmi proměnlivý.

Vstup nerozpuštěných látek byl průměrně  $-0,09 \pm 2,71$  mg/l. Nejnižší koncentrace nerozpuštěných látek  $-3,43$  mg/l byla dosažena 98. den experimentu. Nejvyšší zjištěná koncentrace  $6,46$  mg/l byla 103. den experimentu.

Koncentrace nerozpuštěných látek v reaktoru byla průměrně  $-0,16 \pm 2,19$  mg/l. Minimální koncentrace  $-1,99$  mg/l byla 76. den sledovaného období. Maximální koncentrace  $2,19$  mg/l byla zjištěna 1. den experimentu.

Záporné hodnoty koncentrací nerozpuštěných látek ve vstupu i reaktoru byly zapříčiněny pravděpodobně nedostatečnou homogenizací odebíraného vzorku pro stanovení homogenizovaných vzorků, kdy hodnota všech látek byla ve výsledku nižší než hodnota látek rozpustných, což reálně není možné.



Graf č. 23 Vývoj množství NL v anammox reaktoru

## 6. Diskuze

### 6.1 Vliv pH na průběh procesu částečné nitrifkace a anammox proces

V obou systémech bylo měřeno pH z důvodu kontroly správně probíhajících procesů, kdy při případném poklesu pH by mohlo dojít k inhibici procesů (Švehla et al. 2010). U nitrifikačního reaktoru bylo měřeno pH na konci cyklu a na začátku cyklu po 5 minut probíhající aeraci. Hodnoty pH u nitrifikačního reaktoru na konci cyklu se pohybovaly v rozmezí 5,7-7,1, přičemž průměrná hodnota byla  $6,3 \pm 0,5$ . Jak lze vidět na grafu č. 1, 127. den byla naměřena maximální hodnota pH 7,7 vlivem vypadnutí časovače předchozí den, kdy z technických důvodů neprobíhala aerace optimálním způsobem. Dalším výkyvem z naměřených hodnot bylo pH 7,4 s ohledem na ucpání hadičky zajišťující aeraci. Nejnižší hodnota pH 5,5 naměřená 93. den experimentu způsobila akumulaci  $\text{N-NO}_2^-$ , která by proces nitrifkace mohla inhibovat jak tvrdí Švehla et al. 2010.

Naměřené hodnoty pH po 5 minut probíhající aeraci na začátku cyklu se pohybovaly v rozmezí 7,1-7,9 a průměrná hodnota za sledované období byla  $7,4 \pm 0,4$ . Nejnižší hodnoty byly naměřeny v samotném začátku sledovaného období, kdy byla naměřena hodnota pH 6,1.

V reaktoru anammox bylo cílem regulovat pH okolo hodnoty 7 pomocí přidávání NaOH. S ohledem na technické problémy způsobené problematickým dávkováním NaOH měl vývoj hodnot pH v období experimentu kolísavý charakter, který ale pro průběh anammox procesu nepředstavoval problém. Průměrná hodnota pH byla  $7,3 \pm 0,7$  což je uspokojivá hodnota vzhledem k vlivu pH na průběh anammox procesu, kdy Strous et al. (1997) zmiňuje jako ideální rozmezí pH 7,7-8,2 pro anammox bakterie a tedy zajištění správného průběhu anammox procesu.

### 6.2 Vliv koncentrace rozpuštěného kyslíku

Koncentrace rozpuštěného kyslíku byla měřena současně s pH u nitrifikačního reaktoru na konci cyklu a po 5 minut probíhající aeraci na začátku cyklu. Koncentrace rozpuštěného kyslíku byla v obou fázích cyklu velmi proměnlivá, jak je vidět na grafech č. 4 a 5. Chudoba et al. (1991) zmiňuje jako ideální koncentraci rozpuštěného kyslíku pro efektivní průběh nitrifkace 2 mg/l. Pacek et al. (2015) uvádí, že nízká koncentrace rozpuštěného kyslíku způsobuje inhibici probíhající nitrifkace. Průměrná koncentrace rozpuštěného kyslíku byla na konci cyklu  $4,4 \pm 2,6$  mg/l. K poklesům koncentrace rozpuštěného kyslíku pod 2 mg/l došlo celkem 8x, přičemž nejnižší naměřená hodnota 0,66 mg/l byla zaznamenána 79. den experimentu. I přes výskyt koncentrací rozpuštěného kyslíku nižších než 2 mg/l nebyla prokázána nižší účinnost oxidace v nitrifikačním reaktoru, kromě 205. dne sledovaného období s naměřenou koncentrací rozpuštěného kyslíku 1,1 mg/l, kdy účinnost oxidace v nitrifikačním reaktoru klesla na 39,1 %. Možnou inhibici nitrifikačních bakterií způsobenou nízkou koncentrací kyslíku zmiňuje Pacek et al. (2015), což by potvrzoval právě 205. den kdy došlo k poklesu účinnosti nitrifikačního reaktoru právě nízkou koncentrací rozpuštěného kyslíku s hodnotou 1,1 mg/l.

Na začátku cyklu po 5-ti minutové aeraci byla koncentrace rozpuštěného kyslíku průměrně  $2,7 \pm 2,2$  mg/l. Nejnižší koncentrace 0,2 mg/l byla naměřena 107., 148. a 169. den experimentu. Koncentrace rozpuštěného kyslíku byla pod hranici 2 mg/l (Chudoba et al. 1991) na začátku cyklu celkem 12x, od 93. dne až po 169. den a 205. den prováděného experimentu byla koncentrace rozpuštěného kyslíku nižší než 2 mg/l. Ačkoliv pokles koncentrace rozpuštěného kyslíku trval poměrně dlouhé období, účinnost systému převedení N-amon na N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> neklesla pod 69 %, lze tedy předpokládat, že ideální koncentrace rozpuštěného kyslíku 2 mg/l jak tvrdí Chudoba et al. (1991) není v tomto případě potřebná, a i při jejím nedodržení probíhal proces dobře.

Také v reaktoru anammox byla měřena koncentrace rozpuštěného kyslíku stejně jako hodnota pH v reaktoru. Strous et al. (1997) uvádí, že s ohledem na fakt, že anammox jsou anaerobní, přesněji anoxické, bakterie, už koncentrace rozpuštěného kyslíku nad 2 μM způsobuje inhibici metabolismu anammox bakterií. Zároveň zmiňuje, že v případě společného zpracování částečné nitrifikace a anammox procesu, pokud je udržena koncentrace rozpuštěného kyslíku do 0,5 mg/l, dokáží společně nitrifikační a anammox bakterie dobře fungovat. V reaktoru anammox byla průměrná koncentrace rozpuštěného kyslíku  $0,08 \pm 0,1$  mg/l. Jak lze vidět v grafu č. 6, svého maxima dosáhla koncentrace kyslíku 64. den, kdy naměřená koncentrace byla 0,5 mg/l, což je právě limitní hodnota koncentrace, zajišťující správný průběh částečné nitrifikace a anammox procesu jak tvrdí Strous et al. (1997).

### 6.3 Přítomnost toxických forem dusíku

V nitritačním reaktoru jsou za toxické formy dusíku způsobující inhibici procesu považovány na základě autorů Buday et al. 1999, Král et al. 2006 a Auterská & Novák 2006, NH<sub>3</sub> a N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>. V nitritačním reaktoru ve vstupu se koncentrace N-amon za sledované období pohybovala průměrně  $774,5 \pm 114,5$  mg/l, přičemž v období do 192. dne, kdy byl jako vstup do reaktoru použit fugát z BPS ředěný v poměru 1:3, byla koncentrace N-amon do 1000 mg/l kromě 127. dne, kdy bylo dosaženo maximální koncentrace 1114 mg/l jak lze vidět na grafu č. 13. Po změně vstupu, kdy byl použit neředěný fugát z BPS narostla koncentrace 3 x výše s průměrnou hodnotou  $2781 \pm 132,5$  mg/l. Ve výstupu z reaktoru byla průměrná koncentrace N-amon  $211,6 \pm 36,8$  mg/l, přičemž hodnoty vykazovaly poměrně stabilní vývoj, kromě 192. dne, kdy stejně jako byla zvýšena koncentrace N-amon ve vstupu, narostla i koncentrace N-amon ve výstupu z reaktoru na 346 mg/l. Od 198. dne po začátku zpracování neředěného fugátu byla koncentrace N-amon průměrně  $337,3 \pm 134,8$  mg/l. Ačkoliv byl použit neředěný fugát, nemělo to příliš zásadní vliv na účinnost nitritačního reaktoru, naopak byla potvrzena velmi dobrá účinnost systému, jelikož efektivita degradace N-amon byla z původních  $72,5 \pm 4,2$  % na zvýšena na  $88,0 \pm 4,5$  %. Tvrzení Anthonisena et al. (1976), že vlivem vysoké koncentrace N-amon dochází při nitrifaci k poklesu pH nebylo potvrzeno, pH se po změně vstupního neředěného fugátu nijak výrazně nezměnilo, ačkoliv koncentrace N-amon ve vstupu výrazně narostla. Míchal et al. (2017) zmiňuje, že poklesem pH dochází ke snížení intenzity těkání NH<sub>3</sub> do ovzduší, což by v tomto případě mohlo znamenat, že část NH<sub>3</sub>, který je jednou z disociačních forem N-amon, mohla v průběhu částečné nitrifikace tekat, což by mohlo znamenat i poměrně nízkou koncentraci N-amon ve výstupu z reaktoru. Švehla et al. (2010) uvádějí, že vlivem nežádoucích faktorů jakým je mimojiné i přítomnost toxických forem

dusíku, v tomto případě  $\text{NH}_3$  a  $\text{N-NO}_2^-$  působí negativně na NOB bakterie, což má za následek inhibici nitratace vlivem akumulace  $\text{N-NO}_2^-$ . Inhibici nitrifikace  $\text{NH}_3$  a  $\text{N-NO}_2^-$  potvrzují i Buday et al. (1999), Král et al. (2006) a Auterská & Novák (2006). AOB bakterie by měly být více odolné dle Švehly et al. (2010). Pokud zhodnotíme výsledky koncentrací  $\text{N-NO}_2^-$  naměřených na výstupu z reaktoru za období prováděného experimentu, koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  byla ve výstupu z reaktoru průměrně  $463,2 \pm 150,3$  mg/l. Od doby zpracování neřaděného fugátu došlo 205. den ke zvýšení koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  ve výstupu z reaktoru, kdy do 205. dne byla koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  optimální v rámci účinnosti oxidace N-amon na  $\text{N-NO}_2^-$ . V 205. den, kdy došlo ke zvýšené akumulaci  $\text{N-NO}_2^-$ , byla účinnost oxidace N-amon na  $\text{N-NO}_2^-$  69,1 %. K poklesu na pouhých 39,1 % došlo následující týden, to ale nebylo způsobeno špatnou účinností systému, ale technickými problémy, které způsobily vlivem výpadku elektrické energie téměř zhroucení celého systému a v důsledku neprobíhajícího cyklu došlo k tak významnému propadu účinnosti nitratace.

V anammox reaktoru je koncentrace N-amon a  $\text{N-NO}_2^-$  velmi důležitá, jelikož jsou substrátem pro anammox organismy, v případě jejich dostatečné koncentrace je zajištěn správný průběh anammox procesu. Nicméně vysoké koncentrace mohou způsobit inhibici procesu. Limitní koncentrací N-amon je 1000 mg/l jak uvádějí Ganigué et al. (2007) a Jetten et al. (1998). Na limitní koncentraci  $\text{N-NO}_2^-$  se shoduje více autorů, Strous et al. (1999), Egli et al. (2001) a Dapena – Moora et al. (2007) považují za limitní koncentraci hodnoty nad 50 - 150 mg/l  $\text{N-NO}_2^-$ .

Vývoj koncentrace N-amon v reaktoru anammox byl sledován ve vstupu do reaktoru i uvnitř reaktoru. Ve vstupu do reaktoru byla koncentrace N-amon průměrně  $150,2 \pm 28,3$  mg/l. Maximální naměřená koncentrace 198,5 mg/l byla naměřena 42. den experimentu, naopak minimální koncentrace 97,0 mg/l 120. den experimentu. V reaktoru byla průměrná koncentrace N-amon za sledované období  $19,4 \pm 16,9$  mg/l. Maximální hodnota koncentrace byla stejně jako u vstupu do reaktoru naměřena 42. den, kdy byla naměřena koncentrace 49,7 mg/l. Nejnižší zjištěná hodnota koncentrace byla 1,26 mg/l 134. den. Na limitní koncentraci N-amon 1000 mg/l se shodují Jetten et al. (1998) a Ganigué et al. (2007) a společně trvdí, že při této limitní koncentraci a vyšší dochází k inhibici anammox procesu. Tento názor vzhledem k vývoji koncentrace N-amon ve sledovaném období nemůžeme ani potvrdit, ani vyvrátit, jelikož v žádném měření koncentrace N-amon nebylo dosaženo limitní koncentrace 1000 mg/l. Účinnost anammox procesu v odstranění N-amon dosahovala ve sledovaném období průměrně  $87,3 \pm 10,2$  %.

Průměrná koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  ve vstupu do reaktoru byla  $157,1 \pm 77,1$  mg/l. Svého maxima dosáhla koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  64. den, kdy naměřená koncentrace byla 270,0 mg/l. Minimální koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  1,95 mg/l byla dosažena 170. den. Jak lze pozorovat z grafu č. 14, v 56. a 64. dnu prováděného experimentu byl zaznamenán nárůst koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$ . Podobná situace se opakovala v samotném reaktoru, kdy 140. den došlo k vypadnutí míchání, čímž došlo k maximální koncentraci  $\text{N-NO}_2^-$ , kdy byla naměřena koncentrace 15,6 mg/l.

V samotném reaktoru se koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  pohybovala průměrně  $2,9 \pm 3,8$  mg/l. Minimální koncentrace byla naměřena 35. den, kdy hodnota koncentrace byla 0,09 mg/l. Jak zmiňují Strous et al. (1999), Egli et al. (2001) a Dapena – Moora et al. (2007) považující za limitní koncentraci  $\text{N-NO}_2^-$  hodnoty nad 50 - 150 mg/l, způsobující inhibici procesu anammox.

S ohledem na účinnost odstranění  $\text{N-NO}_2^-$  procesem anammox, můžeme na grafu č. 17 vidět, že účinnost neklesla pod 70 % a průměrná účinnost systému byla  $96,7 \pm 6,0$  %. Na základě těchto výsledků, můžeme spolehlivě tvrdit, že ačkoliv koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  nespĺňovala limitní koncentraci 150 mg/l, i přesto účinnost systému byla na vysoké úrovni a nic nenasvědčuje tomu, že by nesplněním této limitní koncentrace došlo k inhibici procesu. Pokles účinnosti je zřejmý z grafu č. 17, kdy můžeme vidět pokles ve 140. a 170. dnu prováděného experimentu. Ve 140. den experimentu klesla účinnost na 90,6 % z původních 98,2 % účinnosti ve 134. den, vlivem neprobíhajícího míchání systému, ke snížení účinnosti došlo vlivem zvýšené koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  v reaktoru, kdy byla naměřena jak již je zmíněno výše maximální koncentrace 15,6 mg/l. V 170. dni sledovaného období došlo k poklesu účinnosti na 71,3 %, což byla nejnižší účinnost za celé sledované období. Snížená účinnost byla nepochybně způsobena poklesem koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  na 1,95 mg/l v samotném vstupu do reaktoru, v reaktoru byla naměřena koncentrace 0,56 mg/l. Důvodem sníženého obsahu  $\text{N-NO}_2^-$  ve vstupním fugátu do reaktoru, byla nehoda v nitrifikačním reaktoru jehož výstup byl aplikován jako vstup pro anammox proces. Proces částečné nitrifikace v nitrifikačním reaktoru neprobíhal vlivem technických problémů, v podobě neprobíhajícího průtoku a aerace, tudíž výstupní fugát obsahoval nízkou koncentraci  $\text{N-NO}_2^-$ . Strous et al. (1998) zmiňuje, že ideální poměr N-amon a  $\text{N-NO}_2^-$  jakožto výchozích látek při anammox reakci, kde následuje přeměna plynný  $\text{N}_2$  a  $\text{N-NO}_3^-$ , je 1:1,32. Průměrně byl poměr N-amon a  $\text{N-NO}_2^-$  ve vstupu do reaktoru anammox  $1:1,05 \pm 0,45$ . Ačkoliv poměr nebyl zcela přesný, jak je definováno Strous et al. (1998), z hlediska účinnosti systému to nemělo výrazný vliv.

#### 6.4 Průběh procesu částečné nitrifikace a anammox v extrémních podmínkách

Za extrémní podmínky lze považovat obsah NL látek, jak je zmíněno níže, kde je problematika NL rozebrána detailněji. Vysoký obsah NL může způsobit zpomalení procesu anammox (Gerardi et al. 2014). Hellinga et al. (1998) zmiňuje, že v případě vysokého obsahu NL látek může docházet ke konkurenci mezi bakteriemi anammox a denitrifikačními bakteriemi, což má za následek větší zastoupení nitrifikačních bakterií, které jsou v procesu nežádoucími, a úbytek nitrifikačních bakterií, které jsou pro proces anammox klíčové. Vzhledem k hodnotám NL, které byly v procesu anammox zjištěny, nelze potvrdit účinnost systému v případě vysokých koncentrací NL, nicméně lze očekávat na základě tvrzení Hellinga et al. (1998) a Gilbert et al. (2014), že by mohlo dojít k inhibici procesu.

Za limitní koncentraci N-amon je dle Jetten et al. (1998) a Ganigué et al. (2007) považována koncentrace 1000 mg/l, kdy oba autoři jsou názoru, že v případě dosažení limitní koncentrace N-amon dochází k inhibici anammox procesu. Jelikož v žádném měření prováděném v systému anammox nebyla tato limitní koncentrace dosažena, nelze potvrdit tuto skutečnost

Koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  v procesu částečné nitrifikace i anammox procesu je velmi důležitým faktorem dle Buday et al. (1999), Král et al. (2006) a Auterská & Novák (2006). Švehla et al. (2010) v rámci experimentu zjistil hromadění  $\text{N-NO}_2^-$  v odtoku z reaktoru při poklesu pH na hodnotu 5,5 za probíhající nitrifikace. V průběhu částečné nitrifikace byla naměřena hodnota



pH 5,5, což mělo vliv na mírné zvýšení koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  z původní koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  455 mg/l na 500 mg/l, kdy došlo k akumulaci  $\text{N-NO}_2^-$ . Ačkoliv byla mírně zvýšená koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  vlivem poklesu pH, neměla žádný vliv na účinnost nitritace a tím nedošlo k inhibici procesu jak tvrdí Švehla et al. (2010). Pro správný průběh anammox procesu je dle Strous et al. (1997) pH v rozmezí 7,7 - 8,2. V průběhu anammox procesu bylo pH regulováno přidávkem NaOH a naměřené hodnoty pH ve sledovaném období relativně splňovaly rozmezí pH určené Strous et al. (1997). Jako faktor ovlivňující inhibici anammox vlivem limitní koncentrace 50- 150 mg/l  $\text{N-NO}_2^-$  zmiňují Strous et al. (1999), Egli et al. (2001) a Dapena – Moora et al. (2007). Inhibice procesu, ale v rámci anammox nebyla potvrzena, jelikož v anammox procesu ke koncentraci  $\text{N-NO}_2^-$  nad limitní koncentraci 50-150 mg/l nebylo dosaženo za celé sledované období.

Vývoj hodnoty CHSK ve sledovaném období probíhal v obou reaktorech podobně. Z grafů č. 19 a 20 můžeme vidět postupný nárůst koncentrace CHSK od zhruba 84. dne. Z hlediska účinnosti odstranění CHSK v anammox reaktoru se účinnost pohybovala velmi proměnlivě v širokém rozmezí a průměrná koncentrace homogenizovaných a odstředěných vzorků se od sebe příliš nelišila.

Možný vliv na oxidaci N-amon na  $\text{N-NO}_2^-$  byl zjištěn při pokusu polských vědců, kdy při přidávání do reaktoru ředěného fugátu s postupně narůstající koncentrací fugátu (1%, 3% a 7,5% fugát), kdy s nárůstem procentuální koncentrace fugátu byla úměrně prodloužena doba oxidace (Majtacz et al. 2020). Podobný názor sdílí i Scaglione et al. (2014), který při prováděném experimentu při postupném navýšování objemového zatížení reaktoru N zjistil, že dochází k inhibici anammox procesu. U nitritačního reaktoru došlo k navýšení objemového zatížení reaktoru 127. den, kdy předchozí den došlo k vypadnutí časovače aerace, čímž došlo k nahromadění N v reaktoru. Ve dnech, kdy byl podáván neředěný fugát jako vstup do reaktoru nebylo zaznamáno navýšení objemového zatížení reaktoru. V anammox reaktoru dokud byl vstupem skládkový výluh smíchaný s kalovou vodou z nitritačního reaktoru bylo zatížení reaktoru klesajícího charakteru. Objemové zatížení N klesalo i po aplikaci vstupu ředěného fugátu v poměru 1:1 s kohoutkovou vodou. Po aplikaci neředěného fugátu od 155. dne, který proběhl částečnou nitritací došlo 162. dni k mírnému nárůstu objemového zatížení N, ale následující týden došlo opět k poklesu. Scaglione et al. (2014) zjistil během experimentu rychlé přizpůsobení se biomasy na neředěnou odpadní vodu, kdy byla po dlouhodobém působení neředěného fugátu vysoká účinnost eliminace N více než 90 %. To lze potvrdit i v tomto případě, kdy po aplikaci neředěného fugátu v obou systémech došlo k navýšení účinnosti odstranění N.

## 6.5 Odstranění sloučenin N kombinací částečné nitritace a anammox procesu

Částečnou nitritací docházelo v nitritačním reaktoru k oxidaci N-amon na  $\text{N-NO}_2^-$ . Strous et al. (1998) tvrdí, že pro uspokojivou funkci systému anammox by mělo v nitritační fázi být oxidováno 57 % vstupního N-amon na  $\text{N-NO}_2^-$ . Na základě tohoto tvrzení lze hodnotit dosaženou účinnost oxidace N-amon na  $\text{N-NO}_2^-$  za uspokojivou s výsledkem průměrné účinnosti oxidace  $66,7 \pm 7,3$  %. Do 121. dne vykazovala účinnost poměrně stabilní výsledky, kdy neklesala pod 60 %. K prvnímu významnějšímu poklesu došlo 127. den na hodnotu 58,4 %. Pokles byl způsoben vypadlým časovačem aerace předchozí den, kdy došlo k nárůstu

koncentrace N-amon ve výstupu z reaktoru. Koncentrace N-amon ve vstupu i výstupu z reaktoru dosáhla svého maxima v období, kdy byl podáván fugát ředěný vodou v poměru 1:3. Vlivem podávání ředěného fugátu došlo k mírnému nárůstu koncentrace  $\text{N-NO}_3^-$  ve výstupu. Naopak koncentrace  $\text{N-NO}_2^-$  ve výstupu z reaktoru mírně klesla, jak je vidět na grafu č. 13. V období od 148. dne do 169. dne včetně byla účinnost částečné nitritace pod 60 %, hodnoty se pohybovaly těsně pod její hranicí. Vlivem technických problémů, kdy 156. den experimentu došlo k ucpání hadičky s přívodem kyslíku do reaktoru, byla účinnost nitritace 163. den 58,9 % a 169. den 55,7 %. Od 177. dne došlo k ustálení systému. Od 198. dne kdy byl do systému podáván neředěný fugát došlo k maximálnímu nárůstu N-amon ve vstupu za sledované období, a rovněž došlo k nárůstu koncentrací N-amon,  $\text{N-NO}_2^-$  i  $\text{N-NO}_3^-$  ve výstupu z reaktoru, přičemž až do 205. dne byla účinnost částečné nitritace 60 % a výše. Poslední den experimentu došlo k nehodě nitritačního reaktoru a celý systém v podstatě zkolaboval, účinnost tento den dosáhla své nejnižší hodnoty za celé sledované období 39,1 %.

Pokud zhodnotíme průběh účinnosti částečné nitritace za celé období prováděného experimentu, do 127. dne byla účinnost systému velmi dobrá a byla vždy nad 60 %, dokonce poměrně dlouhou dobu od 39. dne do 100. dne experimentu byla účinnost nitritace nad 70 %. V období do 197. dne byl jako vstup do nitritačního reaktoru používán fugát z BPS ředěný v poměru 1:3. V tomto období lze hodnotit nitritaci jako úspěšnou. Od 197. dne byl do systému jako vstup použit neředěný fugát, hodnoty účinnosti nitritace z období dávkování neředěného fugátu jsou k dispozici pouze 3, přičemž 3. hodnota je díky kolizi systému v podstatě nerelevantní. Pokud zhodnotíme výsledky účinnosti částečné nitritace 198. a 205. den, kdy byl vstupem do reaktoru neředěný fugát, byly získány výsledky 68,0 % a 69,1 %. Lze tedy předpokládat, že pokud by nedošlo ke kolizi 213. den, výsledky účinnosti by pokračovaly v podobných hodnotách. K dobré účinnosti nitritačního reaktoru určitě přispěla poměrně dobrá koncentrace rozpuštěného kyslíku, doba zadržení čištěné vody v reaktoru a koncentrace toxických forem dusíku. Snížená koncentrace rozpuštěného kyslíku 205. den způsobila inhibici nitrifikačních bakterií, jak zmiňuje Páček et al. (2015), kdy Švehla et al. (2017) se při provádění nitrifikaci fugátu snažil udržet koncentrace kyslíku v rozmezí 3,0 – 7,4 mg/l, aby nedošlo právě k inhibici nitrifikace. Švehla et al. (2010) uvádějí, že při poklesu době zadržení v reaktoru na 1,2 dne dochází k vyplavení nitritačních organismů, čímž klesá účinnost nitritace. Tím, že v nitritačním reaktoru bylo zadržení v reaktoru průměrně 1,5 dne k poklesu účinnosti z tohoto důvodu nedošlo.

Účinnost anammox systému byla sledována hned z několika úhlů pohledů. Nejprve byla hodnocena účinnost odstranění N-amon, kde dosahovala průměrných hodnot  $87,3 \pm 10,2$  %. Do 84. dne kdy vstupem do reaktoru byl skládkový výluh s kalovou vodou z nitritačního reaktoru kolísala účinnost odstranění N-amon v rozmezí 65,0 – 95,9 %. Od 84. dne do 155. dne, kdy vstupem do reaktoru byl fugát ředěný vodou v poměru 1:1, došlo k nárůstu účinnosti odstranění N-amon, což je zřejmé z grafu č. 16. Hodnoty se v tomto období pohybovaly od 90,0 do 99,0 %. Od 155. dne, kdy vstupem do reaktoru byl neředěný fugát z výstupu nitritačního reaktoru, byla účinnost odstranění N-amon naměřena celkem 3x a hodnoty účinnosti byly 98,8 %, 98,6 % a 91,7 %, což lze považovat za velmi pozitivní výsledky. Při přechodu vstupu do reaktoru v podobě neředěného fugátu došlo ke snížení účinnosti odstranění celkového N, kdy po 7 dnech byl proces stabilizován a účinnost odstranění celkového N byla obnovena.

Systém v tomto ohledu vykazoval daleko lepší schopnost regenerace než při experimentu, který prováděl Scaglione et al. (2014), kdy při aplikaci neředěného fugátu trvala regenerace celého systému 30 dní.

Zároveň Scaglione et al. (2014) zmiňuje vyšší koncentraci  $\text{N-NO}_2^-$  v odtoku z reaktoru po aplikaci neředěného fugátu, což u našeho reaktoru nebylo prokázáno. Účinnost odstranění  $\text{N-NO}_2^-$  se po celou dobu pohybovala od 90,6 % do 100 %. Jedinou výjimkou byl poslední den experimentu, kdy klesla účinnost odstranění  $\text{N-NO}_2^-$  na 71,3 %. Průměrná hodnota účinnosti odstranění  $\text{N-NO}_2^-$  ve sledovaném období byla  $96,7 \pm 6,0$  %.

Účinnost odstranění celkového N v reaktoru anammox byla velmi proměnlivá, jak je zřejmé na grafu č. 18. Dokud byl vstupem do reaktoru skládkový výluh s kalovou vodou z nitrifikačního reaktoru byla účinnost odstranění celkového N v rozmezí 14,2 – 57,7 %. K velikému propadu účinnosti došlo 84. den, kdy účinnost odstranění byla 3,7 %. Do 105. dne byla účinnost odstranění celkového N nízká a velmi nestabilní. Nestabilita systému, byla pravděpodobně způsobena novým vstupem do reaktoru, kdy byl použit fugát z nitrifikačního reaktoru ředěný v poměru 1:1. Od 134. dne do 149. dne (včetně) byly stanoveny 3 hodnoty účinnosti s postupně narůstajícím vývojem hodnot. Po aplikaci vstupu do reaktoru neředěného fugátu z nitrifikačního reaktoru došlo opět 155. den k velikému poklesu oproti předchozím hodnotám účinnosti, kdy účinnosti klesla z původních 90,5 % na 31,5 %. V posledních dvou měřeních sledovaného období, 162. den byla účinnost 86,5 % a 170. den v samotném závěru experimentu byla účinnost odstranění 78,8 %. Benáková et al. (2018) zmiňuje, že koncentrace  $\text{N-NO}_3^-$  by měla ve výstupu z anammox reaktoru tvořit 11 % z celkové koncentrace N, který je ve vstupu do reaktoru anammox. Celkový N, který do reakce anammox vstupuje je v podobě N-amon a  $\text{N-NO}_2^-$ . Z reálně naměřených hodnot plyne téměř v celém sledovaném období, že koncentrace  $\text{N-NO}_3^-$  byla vyšší než zmiňovaných 11 % dle Benákové et al. (2018). Koncentrace  $\text{N-NO}_3^-$  byla ve sledovaném období poměrně hodně proměnlivá. Tvzení Benákové et al. (2018) lze potvrdit až poté co byl aplikován jako vstup do anammox reaktoru neředěný fugát z nitrifikačního reaktoru, kdy byly dosaženy % hodnoty blízké 11 %  $\text{N-NO}_3^-$ . Ve dnech 162. a 170. tvořila koncentrace  $\text{N-NO}_3^-$  13,5 % a 14,9 % po aplikovaném vstupu neředěného fugátu z nitrifikačního reaktoru.

## 6.6 Rychlost anammox procesu v závislosti na koncentraci NL

Vývoj obsahu nerozpuštěných látek ve vstupu a v reaktoru anammox byl ve sledovaném období velmi proměnlivý. Naměřené hodnoty byly záporné, což lze vysvětlit patrně špatnou či nedostatečnou homogenizací neodstředěných vzorků, kdy vznikala nižší koncentrace všech látek než látek rozpuštěných, a tím došlo ke vzniku záporných výsledků NL. Průměrná hodnota ve vstupu do reaktoru byla  $-0,09 \pm 2,71$  g/l. Průměrná hodnota ve výstupu z reaktoru byla  $-0,16 \pm 2,19$  g/l. Poslední den experimentu, kdy byl vstupem neředěný fugát, byla koncentrace NL ve vstupu do reaktoru 6,46 g/l a ve výstupu z reaktoru byla koncentrace 1,69 g/l. Nízký přísun NL látek je považován dle Gilberta et al. (2014) za důležitý faktor, ovlivňující aktivitu nitrifikačních organismů. V případě nízkého obsahu NL látek zmiňuje Hellinga et al (1998), že nedochází ke konkurenčnímu boji bakterií anammox a denitrifikačních bakterií, díky čemuž dochází k nárůstu nitrifikačních bakterií a úbytku

nitratečních bakterií, které jsou v procesu anammox nežádoucími. Nepochybně tedy na základě teoretických poznatků Hellinga et al. (1998) a Gilbert et al. (2014) je nízká koncentrace nerozpuštěných látek velmi důležitá pro zajištění správného průběhu anammox procesu a tedy i celkové rychlosti probíhající deamonifikace. Vzhledem k hodnotám, které byly v průběhu experimentu naměřeny, nelze tyto poznatky úplně vyvrátit ani potvrdit, nicméně vzhledem k charakteru spíše záporných hodnot, lze předpokládat, že koncentrace NL ve vstupu do reaktoru i v reaktoru samotném byla koncentrace NL nízká a rychlost a účinnost procesu byla na dobré úrovni. Na základě zjištěných výsledků, kdy vznikaly záporné hodnoty NL je třeba v případě zpracování fugátu optimalizovat stanovení NL, zejména homogenizaci materiálu, aby výsledné hodnoty všech látek byly nižší než látky rozpuštěné a tím byla získána relevantní hodnota NL.

## 7. Závěr

- V rámci diplomové práce bylo provedeno dvoustupňové zpracování fugátu pocházejícího z BPS procesem částečná nitritace/anammox. Během prováděného měření byly sledovány koncentrace jednotlivých forem dusíku ve vstupech a výstupech reaktorů.
- Průběh procesu v extrémních podmínkách byl částečně potvrzen. Účinnost částečné nitritace oxidace N-amon na  $\text{N-NO}_2^-$  byla po dobu sledovaného období na velmi dobré úrovni, kdy průměrná hodnota účinnosti byla  $66,7 \pm 7,3$  %. V průběhu sledovaného období byla po celou dobu účinnost odstranění vždy nad 60 %.
- Anammox reaktor nebyl vlivem dobré účinnosti nitritačního reaktoru vystaven vysokým koncentracím N-amon, kdy by mohlo dojít k inhibici procesu. Při poklesu pH na hodnotu 5,5 došlo v nitritačním reaktoru k akumulaci  $\text{N-NO}_2^-$ , která ale nezpůsobila inhibici nitritace.
- V anammox reaktoru nebyly naměřeny limitní koncentrace N-amon a  $\text{N-NO}_2^-$ , které by mohly způsobit inhibici procesu. Účinnost CHSK byla v anammox reaktoru velmi proměnlivá a pro homogenizované a odstředěné vzorky se příliš nelišila. Obsah CHSK ve vzorcích byl navyšován po aplikaci jednotlivých druhů vstupů do reaktoru. I přes nízkou účinnost odstranění CHSK v anammox reaktoru byla celková účinnost odstranění celkového N anammox procesem v neřaděném fugátu v závěru experimentu 78,8 %.
- Účinnost procesu anammox se lišila dle jednotlivých forem dusíku v závislosti na použitém vstupu do reaktoru anammox. Účinnost odstranění N-amon dosahovala průměrně  $87,3 \pm 10,2$  %. Účinnost odstranění  $\text{N-NO}_2^-$  byla průměrně  $96,7 \pm 6,0$  %. Účinnost odstranění celkového dusíku byla velmi proměnlivá v závislosti na použitém vstupu do reaktoru anammox. Po aplikaci neřaděného fugátu byla účinnost odstranění celkového dusíku na úrovni 78,8 %.
- Limitování rychlosti procesu anammox v důsledku vysokého obsahu nerozpuštěných látek ve fugátu nebyla potvrzena z důvodu problematického materiálu fugátu. Z důvodu problematických vlastností fugátu byly výsledky množství nerozpuštěných látek nerelevantní, z čehož vyplývá nutná optimalizace pro kvalitní homogenizaci fugátu v budoucích měřeních a získání relevantních výsledků.

## 8. Literatura

Abma WR, Driessen W, Haarhuis R, van Loosdrecht MCM. 2010. Upgrading of sewage treatment plant by sustainable and cost-effective separate treatment of industrial wastewater. *Water Science Technology* **61**:1715–1722.

Ahn YH, Kim HC. 2004. Nutrient removal and microbial granulation in an anaerobic process treating inorganic and organic nitrogenous wastewater. *Water Science Technology* **50**:207–215.

Al Seadi T, Drog B, Fuchs W, Rutz D, Janssen R. 2013. Biogas digestate quality and utilization. Pages 267-301 in Wellinger A, Murphy J, Baxter D, editors. *The biogas handbook: science, production and applications*. First publish. Woodhead Publishing, New Delhi, Cambridge, Oxford, Philadelphia. ISBN 978-0-85709-498-8. Available from <http://doi.org/10.1533/9780857097415.2.267>.

Anthonisen AC, Loehr RC, Prakasam TBS, Srinath EG. 1976. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. *Journal of the Water Pollution Control Federation* **48**:835-852.

Asio. 2020. Dekantační odstředivky řešení pro ČOV. Asio. Available from [www.asio.cz/dekantacni-odstredivka-cz-prospekt](http://www.asio.cz/dekantacni-odstredivka-cz-prospekt) (accessed November 2020).

Auterská P, Novák L. 2006. Problematika biologického čištění vysokozařížených kafilerních vod s vysokým obsahem NH<sub>4</sub><sup>+</sup> pomocí aktivačního procesu. *Vodní hospodářství* **01**:56.

Bačík O. 2008. Bioplynové stanice: technologie celonárodního významu. *Biom.cz*. ISSN 1801-2655. Available from <https://biom.cz/cz/odborne-clanky/bioplynove-stanice-technologie-celonarodniho-vyznamu> (accessed November 2020).

Bagchi S, Biswas R, Nandy T. 2010. Start-up and stabilization of an Anammox process from a non-acclimatized sludge in CSTR. *Journal of Industrial Microbiology & Biotechnology* **37**:943–952. Available from <https://doi.org/10.1007/s10295-010-0743-4>.

Bachmann N. 2013. Design and engineering of biogas plants. Pages 191-211 in Wellinger A, Murphy J, Baxter D, editors. *The biogas handbook: science, production and applications*. First publish. Woodhead Publishing, New Delhi, Cambridge, Oxford, Philadelphia. ISBN 978-0-85709-498-8. Available from <http://doi.org/10.1533/9780857097415.2.191>.

Bendixen HJ. 1994. Safeguards against pathogens in Danish biogas plants. *Water Science and Technology* **13**:171–180.

Botheju D, Svalheim O, Bakke R. 2010. Digestate nitrification for nutrient recovery. *Open Waste Manage* **3**:1–12.

Broda E. 1977. Two kinds of lithotrophs missing in nature. *Z Allg Mikrobiol* **17**:491-493.

Buday J, Drtil M, Hutňan M, Derco J. 1999. Substrate and product inhibition of nitrification. *Chemické listy* **53**:379.

Castelblanque J, Salimbeni F. 1999. Application of membrane systems for COD removal and reuse of waste water from anaerobic digestors. *Desalination* **126**:293–300.

Centrifuge world. 2020. How does a decanter centrifuge work?. Centrifuge world. Available from <https://centrifugeworld.com/how-a-decanter-centrifuge-works/> (accessed November 2020).

Culp GL. 1974. Physical-chemical Nitrogen Removal: Wastewater Treatment. Environmental Protection Agency, Technology transfer, USA. Available from [https://books.google.cz/books/about/Physical\\_chemical\\_Nitrogen\\_Removal\\_Waste.html?i=d=WHwJaHaldR8C&redir\\_esc=y](https://books.google.cz/books/about/Physical_chemical_Nitrogen_Removal_Waste.html?i=d=WHwJaHaldR8C&redir_esc=y).

CZ Biom. 2015. Spolehlivá a ověřená technologie bioplynové stanice. Biom.cz. ISSN 1801- 2655. Available from <https://biom.cz/cz/odborne-clanky/spolehliva-a-overena-technologie-bioplynovy-stance> (accessed November 2020).

Česká bioplynová asociace. 2021. CZBA - Co je bioplyn. CZBA. Available from <https://www.czba.cz/co-je-bioplyn.html> (accessed April 2021).

Daims H, et al. 2015. Complete nitrification by *Nitrospira* bacteria. *Nature* **528**:504–509.

Dalsgaard T, Thamdrup B, Canfield DE. 2005. Anaerobic ammonium oxidation (anammox) in the marine environment. *Research Microbiology* **156**:457–464. Available from <https://doi.org/10.1016/j.resmic.2005.01.011>.

Dapena-Mora A, Fernández I, Campos JL, Mosquera-Corral A, Méndez R, Jetten MSM. 2007. Evaluation of activity and inhibition effects on Anammox process by batch tests based on the nitrogen gas production. *Enzyme and Microbial Technology* **40**:859–865. Available from <https://doi.org/10.1016/j.enzmictec.2006.06.018>.

Darbi A, Viraraghavan T, Butler R, Corcal D. 2003. Pilotscale evaluation of select nitrate removal technologies. *Journal. of Environmental Science and Health* **38**: 1703-1715.

De Almeida NM, Neumann S, Mesman RJ, Ferousi CH, Keltjens JT, Jetten MSM, van Niftrik L. 2015. Immunogold Localization of Key Metabolic Enzymes in the Anammoxosome and on the Tubule-Like Structures of *Kuenenia stuttgartiensis*. *Journal of Bacteriology* **197**:2432-244.1 ISSN 0021-9193. Available from <http://doi.org/10.1128/JB.00186-15>.

Desloover J, Vlaeminck SE, Clauwaert P, Verstraete W, Boon N. 2012. Strategies to mitigate N<sub>2</sub>O emissions from biological nitrogen removal systems. *Current Opinion in Biotechnology* **23**:474–482.

Deublein D, Steinhauser A. 2008. *Biogas from Waste and Renewable Resources: An Introduction*. Wiley Online Library, Germany. ISBN 978-3-527-62171-2.

Doğan EC, Türker M, Dağaçsan L, Arslan A. 2012. Simultaneous sulfide and nitrite removal from industrial wastewaters under denitrifying conditions. *Biotechnology and Bioprocess Engineering* **17**:661–668.

Dow Liquid Separation. 1995. *Filmtec Reverse Osmosis Membranes: Technical Book Publication*. Available from <https://www.scribd.com/doc/94868763/FILMTEC-Technical-Manual> (accessed March 2021).

Drosg B, Fuchs W, Al Seadi T, Madsen M, Linke B. 2015. Nutrient Recovery by Biogas Digestate Processing. Pages 5-11 in Baxter D editor. *IEA Bioenergy*. ISBN 978- 1- 910154- 16-8.

Egli K, Fanger U, Alvarez PJJ, Siegrist H, van der Meer JR, Zehnder AJB. 2001. Enrichment and characterization of an anammox bacterium from a rotating biological contactor treating ammonium-rich leachate. *Archives of Microbiology* **175**:198–207. Available from <https://doi.org/10.1007/s002030100255>.

Egli K, Fanger U, Alvarez PJJ, Siegrist H, van der Meer JR, Zehnder AJB. 2001. Enrichment and characterization of an anammox bacterium from a rotating biological contactor treating ammonium-rich leachate. *Archives of Microbiology* **175**:198–207.

European Commission. 1991 *Concerning the Protection of Waters against Pollution Caused by Nitrates from Agricultural Sources*; 91/676/EEC. Pages 3-7 in European Commission. Brussels, Belgium.

Ferousi C, Speth DR, Reimann J, Op den Camp HJ, Allen JW, Keltjens JT, Jetten MSM. 2013. Identification of the type II cytochrome c maturation pathway in anammox bacteria by comparative genomics. *BMC Microbiology* **13**:265. Available from <https://doi.org/10.1186/1471-2180-13-265>.

Fugère R, Mameri N, Gallot JE, Comeau Y. 2005. Treatment of pig farm effluents by ultrafiltration. *Journal of Membrane Science* **255**:225-231.

Ganigué R, López H, Balaguer MD, Colprim J. 2007. Partial ammonium oxidation to nitrite of high ammonium content urban landfill leachates. *Water Research* **41**:3317–3326. Available from <https://doi.org/10.1016/j.watres.2007.04.027>.

George PAO, Eras JJC, Gutierrez AS, Hens L, Vandecasteele C. 2010. Residue from Sugarcane Juice Filtration (Filter Cake): Energy Use at the Sugar Factory. *Waste and Biomass Valorization* **1**:407–413.

Gomez CDC. 2013. Biogas as an energy option: an overview. Pages 1-16 in Wellinger A, Murphy J, Baxter D, editors. *The biogas handbook: science, production and applications*



[online]. First publish. Woodhead Publishing, New Delhi, Cambridge, Oxford, Philadelphia. ISBN 9780857094988. Available from <http://doi.org/10.1533/9780857097415.1>.

Görisch U, Helm M. 2006. Biogasanlagen. Ulmer (Eugen), Germany. ISBN 9783800148318.

Hartig K. 2017. Problematika kalového hospodářství. Vodní hospodářství **02**:10-14.

Hellinga C, Schellen AAJC, Mulder JW, van Loosdrecht MCM, Heijnen JJ. 1998. The sharon process: An innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich waste water. Water Science Technology **37**:135–142. Available from [http://doi.org/10.1016/s0273-1223\(98\)00281-9](http://doi.org/10.1016/s0273-1223(98)00281-9).

Horáková M, Janda V, Koller J, Kollerová Ľ, Palatý J, Koubíková J, Pokorná D, Ptáková H, Schejbal P, Smrčková Š, Strnadová N, Sýkora V. 2003. Analytika vody. 2. vydání. Vysoká škola chemicko-technologická, Praha. ISBN 80-7080-520-6.

Horan N, Yaser AZ, Wid N, Editors. 2018. Anaerobic digestion processes: Applications and Effluent Treatment. Springer, Singapore. ISBN 978-981-10-8128-6. Available from <http://doi.org/10.1007/978-981-10-8129-3>.

Hwang IS, Min KS, Choi E, Yun Z. 2005. Nitrogen removal from piggery waste using the combined SHARON and ANAMMOX process. Water Science Technology **52**:487–494.

Chamchoi N, Nitorisavut S. 2007. Anammox enrichment from different conventional sludges. Chemosphere **66**:2225–2232.

Chiumenti A, Borso F, Teri F, Chiumenti R, Piaia B. 2013. Full-scale membrane filtration system for the treatment of digestate from a co-digestion plant. Applied engineering in agriculture **29**:985-990. Available from <http://doi.org/10.13031/aea.29.10117>.

Chudoba J, Dohányos M, Wanner J. 1991. Biologické čištění odpadních vod. Nakladatelství technické literatury, Praha. ISBN: 80-03-00611-2.

Jaeschke A, Op den Camp HJ, Harhangi H, Klimiuk A, Hopmans EC, Jetten MSM, Schouten S, Damsté JSS. 2009. 16S rRNA gene and lipid biomarker evidence for anaerobic ammoniumoxidizing bacteria (anammox) in California and Nevada hot springs. FEMS Microbiology Ecology **67**:343–350.

Jetten MSM, Niftrik L, Strous M, Kartal B, Keltiens J, Op den Camp H. 2009. Biochemistry and molecular biology of anammox bacteria. Critical Reviews in Biochemistry and Molecular Biology **44**:65–84. Available from <https://doi.org/10.1080/10409230902722783>.

Jetten MSM, Logemann, Muyzer1 G, Robertson LA, de Vries S, van Loosdrecht MCM, Kuenen JG. 1997. Novel principles in the microbial conversion of nitrogen compounds.

Antonie van Leeuwenhoek **71**:75–93. Available from <http://doi.org/10.1023/a:1000150219937>.

Jetten MSM, Strous M, van de Pas-Schoonen KT, Schalk J, van Dongen UGJM, van de Graaf AA, Logemann S, Muyzer G, van Loosdrecht MCM, Kuenen JG. 1998. The anaerobic oxidation of ammonium. *FEMS Microbiology Reviews* **22**:421–437. Available from <https://doi.org/10.1111/j.1574-6976.1998.tb00379.x>.

Jin RC, Yang GF, Zhang QQ, Ma C, Yu JJ, Xing BS. 2013. The effect of sulfide inhibition on the ANAMMOX process. *Water Research* **47**:1459–1469. Available from <http://doi.org/10.1016/j.watres.2012.12.018>.

Joss A, Derlon N, Cyprien C, Burger S, Szivak I, Traber J, Siegrist H, Morgenroth E. 2011. Combined nitrification-anammox: advances in understanding process stability. *Environmental Science Technology* **45**:9735-9742.

Kartal B, et al. 2007. Candidatus “Anammoxoglobus propionicus a new propionate oxidizing species of anaerobic ammonium oxidizing bacteria. *Systematic and Applied Microbiology* **30**:39–49.

Kartal B, Koleva M, Arsov R, van der Star W, Jetten MSM, Strous M. 2006. Adaptation of a freshwater anammox population to high salinity wastewater. *Journal of Biotechnology* **126**:546–553. Available from <https://doi.org/10.1016/j.jbiotec.2006.05.012>.

Kartal B, Kuenen JG, van Loosdrecht MCM. 2010. Sewage Treatment with Anammox. *Science* **328**:702–703. Available from <https://doi.org/10.1126/science.1185941>.

Kartal B, et al. 2011. Molecular mechanism of anaerobic ammonium oxidation. *Nature* **479**:127–130. Available from <http://doi.org/10.1038/nature10453>.

Khin T, Annachhatre AP. 2004. Novel microbial nitrogen removal processes. *Biotechnology Advances* **22**:519-532.

Klink G, Salewski C, Bolduan P. 2007. Vom Gärrest zum Nährstoffkonzentrat (From digestate to nutrient concentrate). *Verfahrenstechnik* **10**:46–47.

Kouba V, Bartáček J. 2019. Úsporné odstraňování dusíku procesem anammox z kalových a splaškových odpadních vod. *Entecho*. **2**:1-5. ISSN 2571-1040. Available from <http://doi.org/10.35933/entecho.2019.04.001> (accessed January 2021).

Kouba V, Dolejš P, Švehla P, Čejka J, Vodička O, Benáková A, Máca J, Jeníček P, Bartáček J. 2018. Jak ušetřit na odstraňování dusíku na ČOV: 10 let zahraničních zkušeností s procesem anammox. *SOVAK* **27**:14–21. ISSN: 1210-3039.

Král P, Králová J, Canziani R, Jeníček P. Odpadové vody. In: Bodík I, Hutňan M, editors. *Tatranské Zruby. Zborník prednášok 4. konferencie s medzinárodnou účasťou*, 18.-20.10. 2006, s. 259.

Lackner S, Gilbert EM, Vlaeminck SE, Joss A, Horn H, van Loosdrecht MCM. 2014. Full-scale partial nitrification/anammox experiences-An application survey. *Water Research* **55**:292–303. Available from <http://doi.org/10.1016/j.watres.2014.02.032>.

Lin H, Tsao H, Y, Huang Y, Wang Y, Yang K, Yang Y, Wang W, Wen C, Chen S, Cheng S. 2014. Removal of Nitrogen from secondary effluent of a petrochemical industrial park by a hybrid biofilm-carrier reactor with one-stage ANAMMOX. *Water Science Technology* **12**:2526–2532.

Liu S. 2017. Ideal Flow Reactors. Pages 179-257 in Liu S editor. *Bioprocess Engineering: Kinetics, Sustainability, and Reactor Design*, second edition. Elsevier, USA. ISBN 978- 0- 444-63783-3. Available from <https://doi.org/10.1016/C2015-0-04891-2>.

Lotti T, Kleerebezem R, Abelleira-Pereira J, Abbas B, van Loosdrecht MCM. 2015. Faster through training: the anammox case. *Water research* **81**:261–268. Available from <http://doi.org/10.1016/j.watres.2015.06.001>.

Majtacz J, Grubba D, Czerwionka K. 2020. Application of the Anammox Process for Treatment of Liquid Phase Digestate. *Water* **12**:2965. Available from <https://doi.org/10.3390/w12112965>.

Masse L, Massé DI, Pellerin Y. 2007. The use of membranes for the treatment of manure: a critical literature review. *Biosystems Engineering* **98**: 371-380.

Míchal P, Švehla P, Páček L, Tlustoš P. 2017. Zpracování kapalně frakce fermentačního zbytku biologickou nitrifikací a tepelným zahuštěním. *Waste forum* **4**:299-309. ISSN: 1804- 0195.

Ministerstvo zahraničních věcí. 2001. Sdělení č. 40/2006 Sb. m. s. Sdělení Ministerstva zahraničních věcí o sjednání Stockholmské úmluvy o perzistentních organických polutantech. In: *Mezinárodní smlouvy České republiky*. Available from [https://www.mzp.cz/cz/stockholmska\\_umluva\\_polutanty](https://www.mzp.cz/cz/stockholmska_umluva_polutanty) (accessed December 2020).

Ministerstvo zemědělství České republiky. 2000. Vyhláška Ministerstva zemědělství č. 474/2000 Sb., o stanovení požadavků na hnojiva, ve znění pozdějších předpisů. Pages 7494- 7564 in *Sbírka zákonů České republiky, 2000, částka 137*. Česká republika. Available from [http://eagri.cz/public/web/mze/legislativa/pravni-predpisy-mze/tematicky-prehled/Legislativa-MZe\\_uplna-zneni\\_Vyhlaska-2000-474-rostlinnekomodity.html](http://eagri.cz/public/web/mze/legislativa/pravni-predpisy-mze/tematicky-prehled/Legislativa-MZe_uplna-zneni_Vyhlaska-2000-474-rostlinnekomodity.html). (accessed December 2020).

Minteer SD. 2011. Biochemical production of other bioalcohols: biomethanol, biopropanol, bioglycerol, and bioethylene glycol. Pages 258-265 in Luque R, Campelo J, Clark J, editors. *Handbook of biofuels production*. Woodhead Publishing Series in Energy, UK. Available from <http://doi.org/10.1533/9780857090492.2.258>.

- Monfet E, Aubry G, Ramirez AA. 2018. Nutrient removal and recovery from digestate: A review of the technology. *Biofuels* **9**:247–262.
- Mulder JW, Duin JOJ, Goverde J, Poiesz WG, van Veldhuizen HM, van Kempen R, Roeleveld P. 2006. Full-Scale Experience with the Sharon Process through the Eyes of the Operators. *Proceedings of the Water Environment Federation* **7**:5256–5270. Available from <https://doi.org/10.2175/193864706783763444>.
- Mulder JW, van Loosdrecht MCM, Hellinga C, van Kempen R. 2001. Full-scale application of the SHARON process for treatment of rejection water of digested sludge dewatering. *Water Science Technology* **43**:127-134. Available from <https://doi.org/10.2166/wst.2001.0675>.
- Nhat P, Biec H, Nguyen T, Thanh B, Dan N. 2014. Application of a partial nitrification and anammox system for the old landfill leachate treatment. *International Biodeterioration & Biodegradation* **95**:144–150. Available from <https://doi.org/10.1016/j.ibiod.2014.05.025>.
- Ni BJ, Chen YP, Liu SY, Fang F, Xie WM, Yu HQ. 2009. Modeling a granule-based anaerobic ammonium oxidizing (ANAMMOX) process. *Biotechnology and Bioengineering* **103**:490–499. Available from <https://doi.org/10.1002/bit.22279>.
- Notenboom GJ, Jacobs JC, van Kempen R, van Loosdrecht MCM. 2002. High rate treatment with SHARON process of waste water from solid waste digestion. In: IWA, 3rd International Symposium Anaerobic Digestion of Solid Wastes, 18 to 20 September 2002 Munich / Garching, Germany.
- Oshiki M, Shinyako-Hata K, Satoh H, Okabe S. 2015. Draft Genome Sequence of an Anaerobic Ammonium-Oxidizing Bacterium, “*Candidatus Brocadia sinica*”. *Genome Announcements* **3**:(e00267-15). DOI:10.1128/genomea.00267-15.
- Overbeek LS, Runia W. 2011. Phytosanitary risks of reuse of waste streams and treated wastes for agricultural purposes. *Plant Research International*. Available from [http://books.google.dk/books/about/Phytosanitary\\_risks\\_of\\_reuse\\_of\\_waste\\_st.html?id=-x6-ZwEACAAJ&redir\\_esc=y](http://books.google.dk/books/about/Phytosanitary_risks_of_reuse_of_waste_st.html?id=-x6-ZwEACAAJ&redir_esc=y).
- Pacek, L, Švehla P, Bartáček J, Radechovský J, Hrnčířová H, Shejbalová S, Balík J, Jeníček P. 2015. Direct and indirect effects of oxygen limitation on nitrification process applied to reject water treatment. *Desalination and Water Treatment* **56**:598–607. ISSN: 1944-3994.
- Parimal P. 2017. Biological Treatment Technology. Pages 65-144 in Parimal P editor. *Industrial Water Treatment Process Technology*. Butterworth-Heinemann, Oxford, Cambridge.
- Peng Y, Zhu G. 2006. Biological nitrogen removal with nitrification and denitrification via nitrite pathway. *Applied Microbiology and Biotechnology* **73**:15-26.

Penton CR, Devol AH and Tiedje JM. 2006. Molecular evidence for the broad distribution of anaerobic ammonium-oxidizing bacteria in freshwater and marine sediments. *Applied and Environmental Microbiology* **72**:6829–6832.

Pitter P. 1999. *Hydrochemie*. Vysoká škola chemicko-technologická, Praha.

Power-Energo. 2021. Bioplynové stanice. Power-Energo. Available from [https://www.power-energo.cz/produkty/bioplynove– stanice.html](https://www.power-energo.cz/produkty/bioplynove--stanice.html) (accessed February 2021).

Puyol D, Carvajal-Arroyo JM, Sierra-Alvarez R, Field JA. 2013. Nitrite (not free nitrous acid) is the main inhibitor of the anammox process at common pH conditions. *Biotechnology Letters* **36**:547-551. Available from <http://dx.doi.org/10.1007/s10529-013-1397-x>.

Quoc Anh DH, Tantayotai P, Cheenkachorn K, Sriariyanun M. 2015. Anammox Process: the Principle, the Technological Development and Recent Industrial Applications. *KMUTNB International Journal of Applied Science and Technology* **4**:237-244. Available from <https://doi.org/10.14416/j.ijast.2015.08.003>.

Rada Evropského společenství. 1991. Směrnice Rady 91/676/EHS ze dne 12. prosince 1991 o ochraně vod před znečištěním dusičnany ze zemědělských zdrojů. Available from <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/CS/ALL/?uri=CELEX:31991L0676> (accessed April 2021).

Romero-Güiza MS, Mata-Alvarez J, Chimenos Rivera JM, Garcia SA. 2016. Nutrient recovery technologies for anaerobic digestion systems: An overview. *Revista ION* **29**:7-26. Available from <http://doi.org/10.18273/revion.v29n1-2016001>.

Rosenwinkel KH, Cornelius A. 2005. Deammonification in the moving-bed process for the treatment of wastewater with high ammonia content. *Chemical Engineering & Technology* **28**:49–52.

Rysgaard S, Glud RN, Risgaard-Petersen N, Dalsgaard T. 2004. Denitrification and anammox activity in Arctic marine sediments. *Limnology and Oceanography* **49**:1493– 1502. Available from <http://doi.org/10.4319/lo.2004.49.5.1493>.

Scaglione D, Ficara E, Corbellini V, Tornotti G, Teli A, Canziani R, Malpei F. 2015. Autotrophic nitrogen removal by a two-step SBR process applied to mixed agro-digestate. *Bioresource Technology* **176**:98–105. Available from <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.11.019>.

Shao Y, Florentino AP, Buchanan I, Mohammed A, Liu Y. 2019. Microbial population dynamics in a partial nitrification reactor treating high ammonia strength supernatant from anaerobically digested sludge: role of the feed water characteristics. *International Biodeterioration & Biodegradation* **137**:109–117.

Schmid MC, et al. 2007. Anammox bacteria in marine environments:widespread occurrence but low diversity. *Environmental Microbiology* **9**:1476–1484.

Siegrist H, Salzgeber D, Eugster J, Joss A. 2008. Anammox brings WWTP closer to energy autarky due to increased biogas production and reduced aeration energy for N-removal. *Water Science Technologies* **57**:383–388.

Spelter H, Winandy JE, Zauche T. 2008. Anaerobically digested bovine biofiber as source of fiber for particleboard manufacturing. *BioResources* **3**:1256–1266.

Straka F. 2006. 2.vydání. Bioplyn: příručka pro výuku, projekci a provoz bioplynových systémů. GAS s.r.o., Praha. ISBN: 80-7328-090-6.

Strous M, et al. 2006. Deciphering the evolution and metabolism of an anammox bacterium from a community genome. *Nature* **440**:790–794.

Strous M, Heijnen JJ, Kuenen JG, Jetten MSM. 1998. The sequencing batch reactor as a powerful tool for the study of slowly growing anaerobic ammonium-oxidizing microorganisms. *Applied Microbiology and Biotechnology* **50**: 589–596.

Strous M, Kuenen JG, Jetten MSM. 1999. Key Physiology of Anaerobic Ammonium Oxidation. *Applied and Environmental Microbiology* **65**:3248–3250. Available from <https://doi.org/10.1128/aem.65.7.3248-3250.1999>.

Strous M, Van Gerven E, Kuenen JG, Jetten MSM. 1997. Effects of aerobic and microaerobic conditions on anaerobic ammonium-oxidizing (anammox) sludge. *Applied and Environmental Microbiology* **63**:2446–2448.

Strous M, van Gerven E, Zheng P, Kuenen JG, Jetten MSM. 1997. Ammonium removal from concentrated waste streams with the anaerobic ammonium oxidation (Anammox) process indifferent reactor configurations. *Water Research* **31**:1955–1962.

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.

Švehla P, Jeníček P, Habart J, Hanč A, Černý J. 2007. Využití akumulace dusitanů při biologickém čištění odpadních vod. *Chemické Listy* **101**:776-781. ISSN: 0009-2770.

Švehla P, Radechovská H, Páček L, Michal 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 0956053X. Available from <http://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.03.041>.

Tenza. 2021. Tenza.cz: Bioplynové stanice. Available from <http://www.tenza.cz/cz/aktivity/energetika/energeticke-stavby/bioplynovye-stanice/> (accessed April 2021).

- Tien C, Bai R, Ramarao BV. 1997. Analysis of cake growth in cake filtration: Effect of fine particle retention. *AIChE Journal* **43**:33–44.
- Toh SK, Ashbolt NJ. 2002. Adaptation of anaerobic ammonium-oxidising consortium to synthetic coke-ovens wastewater. *Applied Microbiology and Biotechnology* **59**:344–352. Available from <https://doi.org/10.1007/s00253-002-1007-7>.
- Toh SK, Webb RI, Ashbolt NJ. 2002. Enrichment of autotrophic anaerobic ammonium-oxidizing consortia from various wastewaters. *Microbiology Ecology* **43**:154–167. Available from <https://doi.org/10.1007/s00248-001-0033-9>.
- Tran HT, Park YJ, Cho MK, Kim DJ, Ahn DH. 2006. Anaerobic ammonium oxidation process in an upflow anaerobic sludge blanket reactor with granular sludge selected from an anaerobic digester. *Biotechnology Bioprocess Engineering* **11**:199–204.
- Tsushima I, Ogasawara Y, Kindaichi T, Satoh H, Okabe S. 2007. Development of high-rate anaerobic ammonium-oxidizing (anammox) biofilm reactors. *Water Research* **41**:1623–1634. Available from <https://doi.org/10.1016/j.watres.2007.01.050>.
- van der Star WRL, Abma WR, Blommers D, Mulder JW, Tokutomi T, Strous M, Picioreanu C, van Loosdrecht MCM. 2007. Startup of reactors for anoxic ammonium oxidation: experiences from the first full-scale anammox reactor in Rotterdam. *Water Research* **41**:4149–4163. Available from <https://doi.org/10.1016/j.watres.2007.03.044>.
- Van Dongen U, Jetten MS, Van Loosdrecht MC. 2001. The SHARON-Anammox process for treatment of ammonium rich wastewater. *Water Science Technology* **44**:153-160.
- van Kempen R, Mulder JW, Uijterlinde CA, Loosdrecht MCM. 2001. Overview:full scale experience of the SHARON process for treatment of rejection water of digested sludge dewatering. *Water Science and Technology* **44**:145-152. Available from <https://doi.org/10.2166/wst.2001.0035>.
- Wamgroup. 2020. Wamgroup: SEPCOM Vertical Screw Press Separators for Slurries Highly innovative design. Available from <https://wamgroup.com/en-GB/corporate/Product/SEPCOM%20Vertical/Screw-Press-Separators-for-Slurries> (accessed November 2020).
- Wang Q, Ding C, Tao G, He J. 2019. Analysis of enhanced nitrogen removal mechanisms in a validation wastewater treatment plant containing anammox bacteria. *Applied Microbiology and Biotechnology* **103**:1255–1265.
- Wett B. 2006. Solved upscaling problems for implementing deammonification of rejection water. *Water Science Technology* **53**:121–128. Available from <http://doi.org/10.2166/wst.2006.413>.
- Winandy J, Cai Z. 2008. Use of ADBF for fiberboard. *BioResources* **3**:1244–1255.

Woebken D, Lam P, Kuypers MM, Naqvi SW, Kartal B, Strous M, Jetten MSM, Fuchs BM, Amann R. 2008. A microdiversity study of anammox bacteria reveals a novel *Candidatus Scalindua* phylotype in marine oxygen minimum zones. *Environmental Microbiology* **10**:3106–3119.

Yang S, Xu S, Mohammed A, Guo B, Vincent S, Ashbolt NJ, Liu Y. 2019. Anammox reactor optimization for the treatment of ammonium rich digestate lagoon supernatant - Step feeding mitigates nitrite inhibition. *International Biodeterioration & Biodegradation* **143**:104733. Available from <https://doi.org/10.1016/j.ibiod.2019.104733>.

Zhang J, Zhang Y, Li Y, Zhang L, Qiao S, Yang F, Quan X. 2012. Enhancement of nitrogen removal in a novel anammox reactor packed with Fe electrode. *Bioresource Technology* **114**:102–108. Available from <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.03.018>.

Zhao R, Zhang H, Li Y, Jiang T, Yang F. 2014. Research of Iron Reduction and the Iron Reductase Localization of Anammox Bacteria. *Current Microbiology* **69**:880–887. Available from <https://doi.org/10.1007/s00284-014-0668-7>.

Zhu G, Wang S, Wang Y, Wang C, Risgaard-Petersen N, Jetten M, Yin C. 2011. Anaerobic ammonia oxidation in a fertilized paddy soil. *The ISME Journal* **5**:1905–1912.

Zitomer DH, Bachman TC, Vogel DS. 2005. Thermophilic anaerobic digester with ultrafilter for solids stabilization. *Water Science and Technology* **52**: 525-530.