



FACULTEIT BIO-INGENIEURSWETENSCHAPPEN

UNIVERSITEIT GENT
FACULTEIT BIO-INGENIEURSWETENSCHAPPEN

Biotechnological processes in environmental sanitation
2012 – 2013

Case Study

Bespreking van een waterzuiveringsinstallatie

Prof Dr. Ir. Rabaey K.

Woord vooraf

In deze case study leggen we ons toe op het bedrijf

gelegen op het in

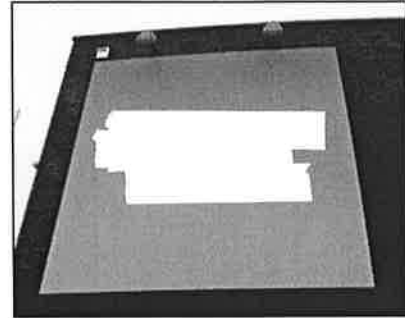
Het bedrijf en haar producten zijn beter bekend onder de merknaam

produceert vandaag een twintigtal diverse ambachtelijke vleesproducten vervaardigd uit Belgisch varkensvlees. Het kroonjuweel van het bedrijf is de befaamde ovengebakken en het authentieke

. De naam is afkomstig van Hij

was de leider van de Brugse slagersgilde en leidde in 1302 een

opstand tegen de Franse bezetter, omdat de Fransen een nieuwe zouttaks invoerden. Zout was toen het voornaamste bewaarmiddel voor vlees. Deze opstand, die men later de Brugse Metten zou noemen, leidde uiteindelijk tot de Guldensporenslag. nog steeds te bewonderen op de Grote Markt in Brugge.



werd opgericht in doo en vindt zijn oorsprong in

. Een tiental jaar later verplaatsten de kleinschalige activiteiten zich naar de industriële zone te Doorheen de jaren werd, ondanks verschillende uitbreidingen, ook deze locatie te klein en verhuisde men in 2009 naar een nieuwe site van 3000 m² te groeide uit van een klein familiebedrijf tot een prominente speler in de Belgische vleessector. Het bedrijf telt momenteel een veertigtal werknemers.

Ook op deze nieuwe site legt de nadruk op kwaliteit en authenticiteit, zonder daarbij duurzaamheid en milieuvriendelijkheid uit het oog te verliezen. Om aan dit milieuaspect te voldoen hebben ze, naast een uitgebreide zonne-installatie, ook gekozen voor een biologische waterzuiveringsinstallatie, die hier in detail zal besproken worden.

Als bachelorstudenten bio-ingenieur chemie en voedingstechnologie zijn we geïnteresseerd in alles wat met voeding te maken heeft. De keuze voor een voedingsbedrijf is dan ook evident. Bovendien zijn de producten van ambachtelijke producten van eigen bodem maar toch alombekend. Om te beklemtonen dat niet enkel de grote internationale bedrijven aan waterzuivering doen, kozen we voor een relatief klein bedrijf uit onze regio. Dit toont aan dat ook kleine spelers investeren in een groener milieubeleid waarbij waterzuivering hier zeker niet kan in ontbreken.

Als laatste willen wij graag bedanken voor het bezoek aan de productiehal en de waterzuiveringsinstallatie. In het bijzonder willen we ook bedanken voor haar vriendelijke ontvangst, de boeiende rondleiding en het voorzien van de nodige informatie om deze case study tot een goed einde te brengen.

Inhoudstafel

1. Inleiding	1
1.1. Productieproces	1
1.2. Waterzuiveringsinstallatie	1
1.2.1. Opbouw.....	1
1.2.2. Voor- en nadelen	3
1.2.3. Proces.....	3
1.2.4. Fysico-chemische verwijdering van fosfaten.....	5
2. Berekeningen.....	6
2.1. Gegevens.....	6
2.2. Slib volume index	6
2.3. Volumebelasting B_v en slibbelasting B_x	6
2.4. Gebruikt reactorvolume	7
2.5. Verwijderingsefficiëntie.....	7
2.6. Biodegradeerbare fractie F_b	8
2.7. Biomassaproductie	8
2.8. Zuurstofvraag OD	9
2.8.1. Nitrificatie.....	9
2.8.2. Denitrificatie.....	9
2.8.3. Totale zuurstofvraag	10
2.9. Fosforverwijdering.....	11
3. Kostenanalyse	12
4. Alternatieven	13
4.1. Anammox & OLAND	13
4.2. Fosforverwijdering met behulp van PAO'S (Phosphorus Accumulating Organisms)	15
4.3. Ionenuitwisselaar	17
5. Conclusies.....	17
6. Referenties	18

1. Inleiding

1.1. Productieproces

Het gehele productieproces verloopt bij lage temperaturen (<6°C) en bijzonder hygiënisch. Het productieproces start met een losruimte waar het vlees, afkomstig uit de uitbeenderij, voor een minimale tijd verblijft. Vervolgens gaat het naar de versnijzaal. Hier worden de grote stukken vlees versneden tot de gewenste grootte en tevens vet en andere onbelangrijke delen verwijderd. Na de versnijding wordt het vlees gepekeld in de pekelruimte. De samenstelling van deze pekel is het grote geheim van het bedrijf. Deze pekel zorgt ondermeer voor een langere bewaring maar ook voor de unieke smaak door toevoeging van bepaalde kruiden. Na het pekelen vindt het braden plaats in industriële ovens waarna het vlees, al dan niet met een rijpingsperiode, zo snel mogelijk vacuüm of onder gemodificeerde atmosfeer wordt verpakt. Nu is het vlees klaar voor transport om zo uiteindelijk te belanden op het bord van de consument.

Zoals eerder aangehaald is hygiëne een topprioriteit om contaminatie van het vlees met pathogenen en bedervers te voorkomen tijdens zijn passage in de productielijn. Men reinigt de plastic bakken, rekjes, containers en alles wat in aanraking komt met het vlees grondig na gebruik. Dit doet men door gebruik te maken van een reinigings- en desinfectiemiddel op basis van fosfaatrijke moleculen en ammoniak. Men lost dit reinigingsmiddel op in water waarna men deze oplossing met behulp van een hogedrukreiniger op de te reinigen oppervlakken spuit. Vervolgens wordt dit "vuile" afvalwater opgevangen en gezuiverd door de waterzuiveringsinstallatie. Dit is de voornaamste bron van waterverontreiniging in het bedrijf. Naast deze hoofdcomponent bestaat het afvalwater uit vrijgekomen vleessap (bloed uit het vlees). Dit wordt opgevangen in lekbakjes onderaan de rekken die zeer regelmatig leeggemaakt en gereinigd worden. Bij verhitting in de oven en versnijding komt er ook vleessap vrij dat meteen wordt opgevangen en afgevoerd naar de waterzuiveringsinstallatie. Als laatste wordt ook bij het pekelp proces afvalwater geproduceerd. Om problemen met de hoge zoutconcentratie te vermijden, kan er gekozen worden om op de onderdelen een zeewaterbestendige coating aan te brengen, zodat het materiaal enigszins resistent wordt tegen deze hoge concentraties. Men kan er echter ook voor kiezen om het afvalwater van het pekelp proces apart op te halen en te behandelen. Hier werd geopteerd voor deze laatste oplossing, waardoor een te hoge zoutconcentratie voor de micro-organismen in de eigen waterzuiveringsinstallatie vermeden wordt. Bovendien vermijdt men ook een te hoge concentratie aan chloride-ionen in het effluent om zo aan de lozingsnormen te kunnen voldoen.

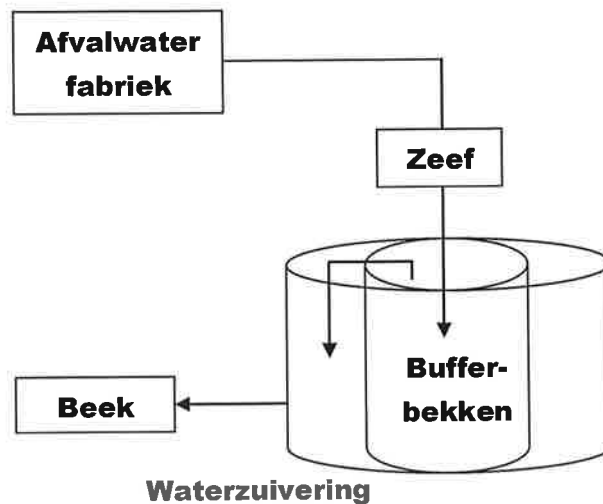
1.2. Waterzuiveringsinstallatie

1.2.1. Opbouw

Zoals hierboven beschreven is het water hoofdzakelijk afkomstig van het reinigingsproces, dat noodzakelijk is om contaminatie te vermijden en hygiëne te garanderen in de productielijn. Maar ook o.a. afkomstig van de vleessappen die ondermeer in de ambachtelijke oven en tijdens het versnijden vrijkomen. Het water is bovendien rijk aan vezels en fosfaat, maar bevat het tevens ook een kleine fractie metaal en plastic.

Om dit afvalwater te behandelen werd daarom gekozen voor een actief slibstelsel in batchvorm met een chemico-fysische fosforverwijdering.

In Figuur 1 wordt een schematisch overzicht gegeven van de opbouw van de installatie.



Figuur 1: opbouw waterzuiveringsinstallatie

Het afvalwater wordt primair behandeld in een statische zeefbocht. Dit is een grote zeef met een sleufwijdte van 0.50 mm waarmee men de aanwezige vezels, plastic en metaal uit het afvalwater kan filteren. Deze achterblijvende partikels worden handmatig en op regelmatige basis uit de zeefbocht verwijderd en afgevoerd.

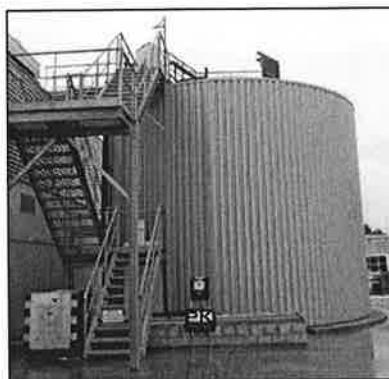
Een bijkomend probleem op de site was de beperkte ruimte voor het plaatsen van een waterzuiveringsinstallatie. Om dit probleem te omzeilen werd achter een inventieve oplossing gezocht die echter ook praktisch uitvoerbaar moest zijn. Een ruimtebesparende oplossing werd gevonden door het plaatsen van een concentrisch systeem. Centraal bevindt zich een betonnen bufferbekken (d= 4.5m; h= 7.0m) met een nuttig volume van 99 m³. In dit bekken wordt het afvalwater, afkomstig van de productie, geloosd en opgeslagen.

Na verzameling in de buffertank wordt op regelmatige tijdstippen afvalwater overgepompt naar het beluchtingsbekken (d= 8.0m; h= 7.0m) dat een nuttig volume van 200m³ heeft. Hierin vindt de oxidatieve afbraak door micro-organismen plaats.

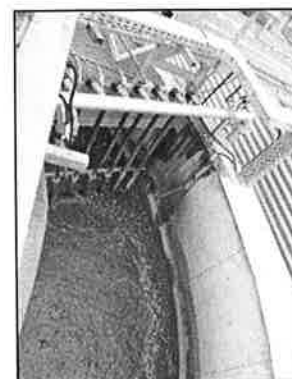
Na behandeling van het afvalwater wordt het in de Moerbeek geloosd, die rechtstreeks uitmondt in de Schelde, met een debiet van maximaal 45 m³/d gespreid over vijf dagen of 32.1 m³/d gespreid over zeven dagen activiteit.



Figuur 2: zeef



Figuur 3: buffer- en beluchtingsbekken



Figuur 4: afvalwater

1.2.2. Voor- en nadelen

Zoals reeds aangehaald was de beperkte ruimte de hoofdreden om te kiezen voor een concentrische buffertrank aangevuld met een SBR (sequencing batch reactor), een actief slibstelsysteem in batchvorm. Deze SBR heeft naast zijn hoge oppervlakte-efficiëntie nog enkele voordelen:

Uit de analyses van het afvalwater kan men afleiden dat de hoeveelheid afvalwater en hun desbetreffende concentratie vaak fluctueren in de tijd. Dit komt o.a. door de seizoensgebonden variatie in temperatuur, de productie samenhangend met de verkoop en alsook het soort eindproduct. Om met deze variaties te kunnen omgaan, was een systeem nodig met een grote flexibiliteit. Een buffertank was hiervoor de ideale oplossing. Men kan zo het geconcentreerd afvalwater verdunnen en homogeniseren. Eventueel kan de pH bijgestuurd worden tot het gewenste niveau. Dit bufferbekken zorgt ervoor dat het afvalwater dat naar de actieve fauna gaat zo constant mogelijk is in de tijd wat betreft volume en concentratie.

De flexibiliteit van het systeem is te danken aan het feit dat men eenvoudig verschillende parameters kan aanpassen om zo direct in te spelen op de fluctuaties. Men kan bijvoorbeeld de tijd van elke stap aanpassen en zo de slibverblijftijd verhogen. Door op regelmatige tijdstippen het COD-gehalte van het afvalwater te meten, kan men de beluchting aanpassen aan de zuurstofvraag en zo kostenefficiënt werken.

Naast deze voordelen zijn er ook enkele nadelen verbonden aan deze opstelling. Door de gevraagde flexibiliteit moet het proces grotendeels geautomatiseerd zijn. Een doorgedreven computergestuurd systeem vereist een continue opvolging en degelijke kennis van het systeem. De opvolging van de waterzuiveringsinstallatie gebeurt momenteel maandelijks door

Verder kan ook de buitentemperatuur een probleem vormen, aangezien de installatie buiten gevestigd is. De micro-organismen werken optimaal bij afvalwatertemperaturen boven 10°C. Naarmate de temperatuur afneemt onder de 10°C, neemt ook de activiteit af. Onder 6°C neemt men bijna geen activiteit meer waar. Door het milde Belgische klimaat vormt de temperatuur niet zo'n probleem. De strenge winters van de voorbije jaren zorgde er echter voor dat de temperatuur van het water in januari durfde te zakken onder 10°C, waarna men beslist heeft om isolatie rond de tank te plaatsen.

Eventueel zou men ook kunnen gebruik maken van eventueel voorverwarmde aeratielucht om de temperatuur op peil te houden.

1.2.3. Proces

Het proces dat in deze constructie plaatsvindt, wordt batchgewijs gehanteerd en bestaat uit 8 stappen die vanuit een controlekamer gemonitord worden. Deze cycli zijn variabel in duur, ook het aantal cycli per dag kan variabel zijn, afhankelijk van het influent:

- | | |
|--------------------------|---------|
| 1) Inpompen in biologie: | 35 min |
| 2) Denitrificatie 1: | 240 min |
| 3) Beluchten 1: | 195 min |
| 4) Denitrificatie 2: | 320 min |
| 5) Beluchten 2: | 100 min |
| 6) Ontluchten biologie: | 15 min |
| 7) Bezinken biologie: | 145 min |
| 8) Afpompen biologie: | 34 min |



1.2.3.1. Inpompen in de biologie

Vanuit het bufferbekken wordt op regelmatige tijdstippen water overgepompt naar het biologisch beluchtingsbekken.

1.2.3.2. Denitrificatie

Door de eerder lage verhouding C/N heeft men ervoor gekozen om een denitrificatiestap te implementeren in het systeem. Een hoge concentratie aan stikstof in het lozingswater zou leiden tot een eutrofiëring van de waterstromen, wat met denitrificatie kan voorkomen worden. Bovendien kan men een deel van de aeratiekosten recupereren doordat denitrificatie een koolstofbron verbruikt die niet meer via oxidatie moet afgebroken worden.

De denitrificatie is een deel van de stikstofverwijdering en zet NO_3^- -N om (via NO_2^- , NO en N_2O) tot N_2 -N die als een gas uit het systeem ontsnapt. Micro-organismen die deze reactie uitvoeren zijn heterotrofe organismen. Zij gebruiken een organische koolstofbron voor hun metabolisme. Voorbeelden zijn *Aquaspirillum*, *Azoarcus*, *Thauera* en *Thiobacillus*.

Doordat men start met een denitrificatie in het begin van de elke batch mag verondersteld worden dat er geen extra koolstofbron nodig is opdat deze heterotrofe reactie zou plaatsvinden. Hierdoor wordt een extra kost vermeden omdat men anders methanol of analoga zou moeten toevoegen.

Denitrificatie heeft anaerobe condities nodig. Dit verkrijgt men door het tijdelijk stoppen van de beluchting. Echter wordt er wel sporadisch even belucht om bezinking van de biomassa tegen te gaan. Aangezien nitrificatie en denitrificatie in hetzelfde bekken plaatsvinden, komen nitrificerende bacteriën voor aan het oppervlak van de zwevende slibpartikels, terwijl denitrificerende bacteriën voorkomen in het centrum van de vlokken, waar de O_2 -concentratie lager is omdat die reeds werd geconsumeerd aan de buitenkant. Verder dient opgemerkt te worden dat zuurstofgas niet schadelijk is voor deze denitrificeerders, aangezien ze facultatief aerob zijn. Deze micro-organismen beschikken dus ook over een aerob metabolisme, waarbij ze dan O_2 verbruiken als terminale elektronenacceptor. Echter wanneer de concentraties laag genoeg zijn, wordt het cytochromsysteem aangepast en verbruiken zij nitraat.

1.2.3.3. Beluchten

Beluchting van het systeem gebeurt via mattenbeluchters. Beluchten is noodzakelijk om zuurstof te voorzien voor nitrificatie, waarbij de aanwezige NH_4^+ -N wordt omgezet tot NO_3^- -N. Hiernaast is er natuurlijk ook zuurstof vereist voor de oxidatieve afbraak van organische componenten tot CO_2 en H_2O . Eén van de grootste nadelen aan mattenbeluchters is dat zij onderhevig zijn aan verstopping als gevolg van chemische afzetting, sedimentatie of door aanhechting van biomassa. Om dit probleem te verhelpen wordt er gebruik gemaakt van een 8% azijnzuuroplossing.

De O_2 -vraag voor het systeem werd op laboschaal geschat op 19,3 kg O_2 /h. Echter kan de installatie een hoeveelheid zuurstof voorzien rond 22,3 kg O_2 /h, wat een goede nitrificatie en COD-verwijdering garandeert.

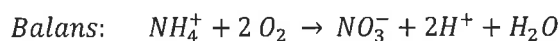
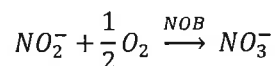
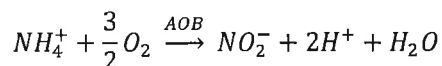
1.2.3.4. Nitrificatie

De nitrificatie wordt onderhouden door autotrofe bacteriën. Zij gebruiken dus CO_2 als koolstofbron en groeien hierdoor opmerkelijk trager dan hun denitrificerende tegenhangers.

Aangezien in de natuur geen micro-organismen bestaan die de volledige omzetting van NH_4^+ -N naar NO_3^- -N op zich kunnen nemen, worden de nitrificeerders opgesplitst in twee groepen. De

ammonium-oxiderende micro-organismen (AOB), die de oxidatie van NH_4^+ naar NO_2^- voor hun rekening nemen, en de nitriet-oxiderende micro-organismen (NOB), die instaan voor de omzetting van NO_2^- tot NO_3^- . Voorbeelden van de eerste groep zijn *Nitrosomonas* en *Nitrospira*, en van de tweede groep *Nitrobacter* en *Nitrospira*.

De volledige reactie verloopt als volgt:



Stoichiometrisch zien we dat per mol $\text{NH}_4^+\text{-N}$ er 2 mol O_2 nodig is. Dit komt overeen met 64g $\text{O}_2/14\text{g N}_2$ of dus 4,57g $\text{O}_2/\text{g N}_2$. Echter gebruiken nitrificerende bacteriën 5% van de aanwezige $\text{NH}_4^+\text{-N}$ als opbouw voor hun eigen biomassa. Hierdoor blijft er slechts 95% over voor de nitrificatie, wat dus neerkomt op 4,33g $\text{O}_2/\text{g N}_2$.

Verder moet ook aandacht besteed worden aan de pH. Deze moet tussen 6.5 en 9 gelegen zijn. Bij een te lage pH wordt het nitriet-ion geprotoneerd met de vorming van salpeterigzuur. Dit zuur werkt inhiberend op de nitrificeerders. Bij een te hoge pH komt er teveel NH_3 voor, wat ook toxisch is voor de bacteriën.

1.2.3.5. Bezinken en afpompen

Eenmaal de biologische cycli voltooid zijn en dus het afvalwater voldoet aan de lozingsnormen, wordt de aeratie gestopt zodat een sedimentatie optreedt van het actief slib. Bovenaan de batchreactor ontstaat dan 'zuiver' water dat via een snel afwaterende constructie wordt afgevoerd naar de beek die net naast het terrein loopt.

1.2.4. Fysico-chemische verwijdering van fosfaten

Bij de behandeling van afvalwater moet er niet enkel rekening gehouden worden met de verwijdering van stikstof, maar ook van fosfor, dat voornamelijk voorkomt onder de vorm van fosfaten. Evenals bij stikstof, kan een overmaat aan fosfor in oppervlaktewater, aanleiding geven tot eutrofiëring.

Bij werd gekozen voor een fysico-chemische verwijdering van fosfor via een chemische precipitatie. Hiervoor kan men gebruik maken van metaalionen zoals Fe^{3+} , Al^{3+} en Ca^{2+} , die samen met fosfaat onoplosbare verbindingen vormen. In deze waterzuiveringsinstallatie gebruikt men een 40% oplossing van FeCl_3 .

De onoplosbare fosfaatverbindingen zullen precipiteren in de reactor. De effectieve verwijdering van fosfor gebeurt bij de slibverwijdering, waar naast het bezonken slib ook de geprecipiteerde fosfor verwijderd wordt.

Eén van de voordelen van deze methode is dat naast fosfaten, ook een gedeelte van het organische materiaal geprecipiteerd wordt. Nadelig is echter dat hierdoor de hoeveelheid slib die verwerkt moet worden stijgt, waardoor ook de kost voor slibverwerking de hoogte in gaat. Samen met de kost voor de chemicaliën zorgen zij ervoor dat deze methode een dure methode is.

2. Berekeningen

Alle onderstaande paramaters werden berekend met de gegevens verkregen van

De vermelde gegevens zijn gemiddelden van metingen genomen tussen 18 mei 2010 en 14 januari 2013, waarbij de metingen ongeveer één keer per maand plaatsvonden.

2.1. Gegevens

COD influent C_o (mg/L)	3133
COD effluent C_e (mg/L)	33
BOD effluent $C_{e,BOD}$ (mg/L)	6
Zwevende stoffen X (g/L)	8.6
Volume bezinkbare stoffen V_{sed} (mL/L)	426
Debiet Q (m ³ /dag)	13.5
B_v (kg COD/d.m ³)	0.67
pH influent	6.5
pH effluent	7.4
Totaal stikstof influent N_{inf} (mg N/L)	214
Totaal stikstof effluent N_{eff} (mg N/L)	4.5
Ammonium influent $NH_4^+_{infl}$ (mg N/L)	145
Ammonium effluent $NH_4^+_{ef}$ (mg N/L)	0.48
Totaal fosfor influent P_{inf} (mg P/L)	51.8
Totaal fosfor effluent P_{eff} (mg P/L)	0.5

2.2. Slib volume index

De slib volume index wordt gedefinieerd als het volume ingenomen door 1g slib na 30 minuten sedimentatie. Dit is een zeer belangrijke parameter voor een waterzuiveringsinstallatie gebaseerd op het actief slib proces. Als het slib niet goed bezinkt en er dus met andere woorden een hoge SVI is, kan er geen uitklaring optreden. Men stelt dat slib goed bezinkt wanneer het een SVI heeft tussen 40 en 60 mL/g.

$$SVI = \frac{V_{sed}}{X}$$

Met V_{sed} het volume ingenomen door het bezonken slib en X de concentratie van het slib in het afvalwater.

$$SVI = \frac{426 \frac{mL}{L}}{8.6 \frac{g}{L}} = 49.53 \frac{mL}{g}$$

Hieruit kan besloten worden dat het slib van

1 bezinkbaar is.

2.3. Volumebelasting B_v en slibbelasting B_x

Uit bovenstaande gegevens is het mogelijk om de slibbelasting B_x te berekenen. De slibbelasting B_x wordt gegeven door:

$$B_x = \frac{B_v}{X} = \frac{0.67 \frac{\text{kg COD}}{\text{d} \cdot \text{m}^3}}{8.6 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0.078 \frac{\text{kg COD}}{\text{kg} \cdot \text{d}}$$

Men stelt dat wanneer de slibbelasting groter is dan 1 kg COD/kg.d, men spreekt over een zwaar belast systeem. Waarden tussen de 0.1 en 0.5 kg COD/kg.d zijn normaal wanneer tijdens de waterzuivering ook aan nitrificatie gedaan wordt. Voor installaties waarbij de waarden lager liggen dan 0.1 kg COD/kg.d, dan spreekt men van een eerder licht belast systeem.

Hieruit kan men dus besluiten dat het afvalwater van _____ eerder een licht belast systeem is.

2.4. Gebruikt reactorvolume

Aangezien de waterzuiveringsinstallatie van _____ batchgewijs werkt, zal het ingenomen volume van het afvalwater verschillend zijn voor elke batch. Aan de hand van bovenstaande gegevens kan echter wel een idee verkregen worden over het gemiddeld ingenomen volume van het afvalwater in de reactor.

De volumebelasting B_v wordt gegeven door:

$$B_v = \frac{Q \cdot C_0}{V}$$

Het volume wordt dan:

$$V = \frac{Q \cdot C_0}{B_v} = \frac{13.5 \cdot 3.133 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{\text{kg COD}}{\text{m}^3}}{0.67 \frac{\text{kg COD}}{\text{d} \cdot \text{m}^3}} = 63 \text{ m}^3$$

Het gemiddeld ingenomen volume van het afvalwater in de reactor bedraagt 63 m³. Dit is ruim lager dan het nuttige volume van de reactor, nl. 200 m³. Indien men in de toekomst de productiecapaciteit vergroot en bijgevolg meer afvalwater produceert, vormt het volume van de reactor geen limiterende factor voor uitbreiding.

2.5. Verwijderingsefficiëntie

De verwijderingsefficiëntie E_{COD} wordt gedefinieerd als de procentuele verwijdering van COD en wordt berekend via volgende formule:

$$E_{\text{COD}} = \frac{C_0 - C_e}{C_0}$$

Waarbij C_0 en C_e respectievelijk de influent- en effluent concentraties van COD voorstellen.

Uit de gegevenstabel vinden we dat:

$$C_0 = 3133 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

$$C_e = 33 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

Bijgevolg is de verwijderingsefficiëntie E_{COD} :

$$E_{COD} = \frac{3133 - 33}{3133} = 98,95 \%$$

Hieruit kan besloten worden dat het organisch materiaal in het afvalwater van goed verwijderd wordt. Bovendien ligt de effluentconcentratie van COD onder de lozingsnorm van 125 mg/L COD.

Via een analoge formule, is het ook mogelijk de verwijderingsefficiëntie E_N voor stikstof te berekenen:

$$E_N = \frac{N_{inf} - N_{eff}}{N_{inf}} = \frac{214 - 4.5}{214} = 97,9\%$$

Hieruit kan besloten worden dat de stikstofverwijdering van goed verloopt. Bovendien ligt de effluentconcentratie van de totale stikstof onder de lozingsnorm van 15 mg/L N.

2.6. Biodegradeerbare fractie F_b

F_b is de fractie van het organisch materiaal dat biodegradeerbaar is en wordt berekend via volgende formule:

$$F_b = \frac{BOD_{5,ef}}{COD_{ef} * 0.65}$$

Met de gegevens uit de tabel vindt men:

$$F_b = \frac{6}{33 * 0.65} = 28\%$$

Ondanks de lage biodegradeerbaarheid van het organisch materiaal in het afvalwater, wordt er wel een goede verwijderingsefficiëntie bekomen. Dit kan het gevolg zijn van de combinatie van afbraak van makkelijk afbreekbare stoffen en adsorptie van moeilijk afbreekbare stoffen aan de slibvlokken.

Er dient echter ook nog een opmerking gemaakt te worden over de BOD analyse. Uit de verschillende metingen is gebleken dat heel wat BOD concentraties onder of heel dicht bij de detectielimiet lagen. Het is dus mogelijk dat op deze waarde en bijgevolg ook of de biodegradeerbare fractie een grote fout zit.

2.7. Biomassaproductie

De biomassaproductie wordt berekend via:

$$biomassaproductie = COD * F_b * Y_{cod}$$

Met Y_{COD} de hoeveelheid biomassa die gevormd wordt per gram COD dat gemetaboliseerd wordt. In de berekeningen wordt er verondersteld dat $Y_{COD} = 0.4$.

$$biomassaproductie = 3133 \frac{mg}{l} * 0.28 * 0.4 = 350.9 \frac{mg}{l}$$

$$biomassaproductie = 350.9 \frac{g}{m^3} * 13.5 \frac{m^3}{d} = 4.74 \frac{kg\ slib}{d}$$

2.8. Zuurstofvraag OD

Om de zuurstofvraag van het afvalwater te berekenen, moet de zuurstofvraag voor nitrificatie gekend zijn.

2.8.1. Nitrificatie

De zuurstofvraag voor nitrificatie wordt berekend via onderstaande formule:

$$NOD = 4.33 * (N_{av} - N_{imm})$$

Met

- N_{av} = de hoeveelheid aan Kjeldahl-stikstof die beschikbaar is voor nitrificatie
- N_{imm} = de hoeveelheid stikstof die geïmmobiliseerd wordt door heterotrofe bacteriën. Dit is ongeveer 0.05 g N voor elke g microbiële biomassa die geproduceerd wordt.

Kjeldahl-stikstof is de som van organisch stikstof en ammoniumstikstof. Er zijn geen gegevens beschikbaar over de samenstelling van de totale hoeveelheid stikstof aanwezig in het afvalwater. Bij de volgende berekeningen veronderstellen we dat de totale hoeveelheid Kjeldahl-stikstof ongeveer gelijk is aan de totale hoeveelheid stikstof en hierbij verwaarlozen we de fractie aan nitriet- en nitraatstikstof in het influent.

Bijgevolg is N_{av} gelijk aan het verschil in concentratie van totale stikstof tussen influent en effluent.

$$N_{av} = N_{inf} - N_{ef} = 214 - 4.5 \frac{mg}{L} = 209.5 \frac{mg}{L}$$

N_{imm} wordt met volgende formule berekend:

$$N_{imm} = \text{biomassaproductie} * 0.05$$

$$N_{imm} = 350.9 \frac{mg}{L} * 0.05 = 17.54 \frac{mg}{L}$$

Vervolgens is het nu mogelijk om NOD te berekenen.

$$NOD = 4.33 * (209.5 - 17.54) = 4.33 * 191.96 = 831.19 \frac{mg}{L} = 0.83119 \frac{kg O_2}{m^3}$$

Wanneer dit nog eens vermenigvuldigd wordt met een debiet van 13.5 m³/d, vindt men:

$$NOD = 0.83119 \frac{kg}{m^3} * 13.5 \frac{m^3}{d} = 11.22 \frac{kg O_2}{d}$$

Er is met andere woorden 11.22 kg O₂ nodig per dag om alle stikstof te nitrificeren.

Er werd reeds aangehaald dat de pH tussen 6.5 en 9 moet liggen voor een optimale werking van nitrificatie. De pH van het influent- en het effluentwater bedragen bij respectievelijk 6.5 en 7.4. Hieruit kan besloten worden dat er zich geen problemen voordoen omtrent de pH.

2.8.2. Denitrificatie

Om de volledige zuurstofvraag van het afvalwater te berekenen is het ook belangrijk om denitrificatie in rekening te brengen. Hierbij wordt NOE (nitrogen oxygen equivalent) of zuurstofequivalent

gedefinieerd als de equivalente massa zuurstof dat evenveel elektronen zou accepteren als de hoeveelheid nitraat of nitriet tijdens denitrificatie. NOE is dus de hoeveelheid zuurstof dat men niet hoeft te beluchten doordat denitrificatie een deel van de organische stoffen verbruikt.

$$NOE = \frac{20}{7} [NO_3^- - N]$$

Indien er verondersteld wordt dat de nitrificatie 100% efficiënt is, dan wordt er $(N_{av} - N_{imm}) = 191.96 \frac{mg}{L}$ stikstof volledig omgezet naar nitraatstikstof.

$$NOE = \frac{20}{7} * 191.96 \frac{mg}{L} = 548.46 \frac{mg}{L} = 0.54846 \frac{kg O_2}{m^3}$$

Wanneer dit nog eens vermenigvuldigd wordt met een debiet van $13.5 m^3/d$, vindt men:

$$NOE = 0.54846 \frac{kg O_2}{m^3} * 13.5 \frac{m^3}{d} = 7.4 \frac{kg O_2}{d}$$

2.8.3. Totale zuurstofvraag

De totale zuurstofvraag van het afvalwater is de hoeveelheid zuurstof die moet toegevoegd worden opdat alle organische stoffen en het Kjeldahl-stikstof verwijderd wordt. Er geldt dus:

$$OD = COD + NOD - NOE$$

Uit de gegevenstabel vindt men dat $COD = 3133 mg/L = 3.133 kg O_2/m^3$. Vermenigvuldigd met het debiet is $COD = 42.3 kg O_2/d$.

$$OD = 42.3 + 11.22 - 7.4 \frac{kg O_2}{d} = 46.12 \frac{kg O_2}{d}$$

Wanneer men een overmaat van twee maal de benodigde hoeveelheid toevoegt, is er $94.24 kg O_2/d$ nodig. Rekening houdend met het molair gasvolume en het feit dat er ongeveer 21% zuurstofgas in lucht zit, kan men de benodigde hoeveelheid lucht berekenen:

$$hoeveelheid\ lucht = \frac{94.24 \frac{kg O_2}{d}}{32 \frac{kg}{kmol}} * 22.41 \frac{m^3}{kmol} * \frac{100}{21} = 314.3 \frac{m^3\ lucht}{dag}$$

$94.24 kg O_2/d$ komt overeen met $314.3 m^3$ lucht/d.

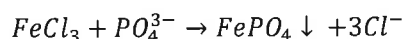
Zoals reeds vermeld, werd op laboschaal de zuurstofvraag op $19.3 kg O_2/h$ geschat. Één cyclus duurt ongeveer 18 uur, waarvan 4.92 uur belucht wordt. Dit komt overeen met 1.33 cycli per dag of 6.56 uur beluchting per dag. De totale geschatte zuurstofvraag is dus:

$$19.3 \frac{kg O_2}{h} * 6.56 \frac{h}{dag} = 126.61 \frac{kg O_2}{dag}$$

Deze waarde stemt ongeveer overeen met de berekende waarde van $94.24 kg O_2/d$.

2.9. Fosforverwijdering

De fosforverwijdering bij $FeCl_3$ gebeurt via een fysico-chemische manier. Men voegt $FeCl_3$ toe om fosfor, die voorkomt onder de vorm van fosfaten, neer te slaan. Dit gebeurt via volgende chemische vergelijking:



Men ziet dat er een 1:1 molverhouding is tussen $FeCl_3$ en PO_4^{3-} . Er is dus evenveel mol ijzertrichloride nodig als er fosfaat in het afvalwater zit.

Er wordt dus gemiddeld gezien $P_{inf} - P_{eff} = 51.8 - 0.5 = 51.3$ mg/L verwijderd. Dit komt overeen met 0.6926 kg P/dag. Aangezien de molaire massa van P 30.97 g/mol bedraagt, dient er per dag 22.36 mol P verwijderd te worden. Men heeft dus ook 22.36 mol/d $FeCl_3$ nodig. De molaire massa van $FeCl_3$ bedraagt 162.25 g/mol. Er is dus per dag ongeveer 3.628 kg $FeCl_3$ nodig.

Er wordt echter ook fosfor opgenomen door de biologie en zal er naast de fysico-chemische verwijdering ook een klein deel biologisch verwijderd worden. Wanneer er verondersteld wordt dat de biologie uit 2% fosfor bestaat, dan kan er berekend worden hoeveel fosfor er via biologische wijze verwijderd wordt.

$$P_{biologie} = 0.02 * \text{biomassaproductie} = 0.02 * 350.9 \frac{mg}{l} = 7 \frac{mg}{l}$$

Dit komt overeen met 0.095 kg P/dag dat door middel van de biologie verwijderd wordt. Dit maakt 13.7% van de totale P die per dag verwijderd moet worden. De fosforverwijdering door middel van de biologie levert dus een besparing op van 13.7% $FeCl_3$ of er is nog 3.131kg $FeCl_3$ nodig per dag.

Omdat metaalionen ook met andere stoffen in het afvalwater reageren en er eigenlijk nooit sprake is van optimale procesomstandigheden, dient er normaal gesproken meer te worden gedoseerd. Wanneer een overmaat van 1.5 mol Fe toegevoegd wordt, per mol P dat moet geprecipiteerd worden, is er uiteindelijk 4.7 kg $FeCl_3$ nodig per dag.

Aangezien de effluentconcentratie aan fosfor (0.5 mg/L) ruim lager ligt dan de lozingsnorm van 2 mg/L kan er besloten worden dat de fysico-chemische verwijdering op punt staat. Dit kan ook aangetoond worden met de verwijderingsefficiëntie:

$$E_P = \frac{P_{inf} - P_{eff}}{P_{eff}} = \frac{51.8 - 0.5}{0.5} = 99\%$$

De verwijderingsefficiëntie van fosfor bedraagt 99%.

Door het gebruik van $FeCl_3$ zullen er chloride-anionen vrijkomen in het afvalwater. Per mol $FeCl_3$ komt er 3 mol Cl^- in het afvalwater terecht. Rekening houdend met het debiet kan er berekend worden hoeveel de concentratie aan chloride zal stijgen in het afvalwater.

$$\text{aantal mol } Cl^- = \frac{4.7 * 10^3 \frac{g FeCl_3}{d}}{162.25 \frac{g}{mol}} * 3 = 86.9 \frac{mol Cl^-}{d}$$

$$\text{concentratiestijging } Cl^- = \frac{86.9 \frac{\text{mol } Cl^-}{\text{d}} * 35.45 \frac{\text{g}}{\text{mol}}}{13.5 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * 1000 \frac{\text{L}}{\text{m}^3}} = 0.2282 \frac{\text{g}}{\text{L}} = 228.2 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

Uit de berekeningen volgt dat per dag de concentratie aan Cl^- 228.2 mg/L stijgt. Afhankelijk van de influentconcentratie aan chloride-ionen (waarover geen gegevens beschikbaar zijn) kan de concentratie, de lozingsnorm van 2000 mg/L overschrijden. Bij de fysico-chemische verwijdering van fosfor met ijzertrichloride, moet niet alleen met de norm voor fosfor, maar ook voor chloride rekening gehouden worden.

3. Kostenanalyse

De waterzuiveringsinstallatie van _____ en is recent gebouwd en nog maar in gebruik van 2009. De investeringskost bedroeg toen € 200 000. De installatie wordt momenteel extern opgevolgd door _____ die ook verantwoordelijk waren voor de plaatsing.

Er werd reeds berekend hoeveel zuurstofgas er per dag nodig is nl: 94.24 kg O_2 /d. Op jaarbasis is dit 34.4 ton O_2 per jaar. In onderstaande berekeningen veronderstellen er per kWh 1.5 kg O_2 belucht kan worden en dat de eenheidsprijs voor elektriciteit € 0.1/kWh bedraagt.

$$\text{kost beluchting} = \frac{34\,400 \text{ kg } O_2}{1.5 \frac{\text{kg } O_2}{\text{kWh}}} * \frac{\text{€}0.1}{\text{kWh}} = \text{€ } 2293/\text{jaar}$$

Voor de fosforverwijdering is er ongeveer 4.7 kg $FeCl_3$ nodig per dag. Wanneer men over een 40% $FeCl_3$ beschikt, is er ongeveer 11.75 kg oplossing per dag nodig. Op jaarbasis is dit 4.289 ton. De eenheidsprijs voor de $FeCl_3$ 40% bedraagt € 26.5 per 100kg.

$$\text{kost fosforverwijdering} = 4.289 \text{ ton} * \frac{\text{€ } 26.5}{100 \text{ kg}} * 10 \frac{100 \text{ kg}}{\text{ton}} = \text{€ } 1137/\text{jaar}$$

Er wordt ook nog azijnzuur gebruikt aan € 50 per 100 kg, maar hierover zijn geen verdere gegevens beschikbaar.

Samenvattende tabel¹

Capex	€
Investeringskost	200.000
Totaal capex	200.000

Opex	€/jaar
Opvolging door	6800
Slibverwerking	7000
$FeCl_3$	1137
Beluchting	2293
Totaal opex	17230

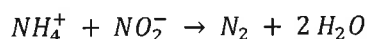
De totale werkingskost per jaar bedraagt minstens € 17 230. Dit is een onderschatting omdat er geen rekening werd gehouden met de elektriciteitskost voor de pompen, azijnzuur en onderhoudskosten.

¹ Dit zijn schattingen op basis van de gegevens verkregen tijdens het bedrijfsbezoek

4. Alternatieven

4.1. Anammox & OLAND

Door de lage C/N ratio zou men eventueel kunnen opteren om een anammox-proces te implementeren in het waterzuiveringssysteem. Anammox staat voor 'anoxic ammonium oxidation' en wordt bijvoorbeeld uitgevoerd door *Brocadia*. Deze micro-organismen voeren een oxidatie uit van ammonium met nitriet als elektronenacceptor naar stikstofgas onder strikt anoxische omstandigheden. Deze reactie gebeurt in een speciaal celorganel nl. het anammoxosoom. Dit organel beschermt het micro-organisme tegen toxische tussenproducten, waaronder hydrazine, die tijdens de reactie gevormd worden. De reactie in het anammoxosoom verloopt als volgt:



De nadelen van het anammox-proces zijn ten eerste dat Anammox-bacteriën zeer trage groeiers zijn, hierdoor is een lange slibverblijftijd noodzakelijk opdat de bacteriën de kans krijgen om zich maximaal te ontwikkelen. Ten tweede is ook het proces moeilijk te controleren. De reactie vereist meer sturing, wat resulteert in meer personeelskosten. Bovendien moet er vermeld worden dat niet alle stikstof van het influent verwijderd kan worden. 11% van de aanwezige NH_4^+ -N van het influent wordt toch omgezet naar nitraat, waardoor er een maximale stikstofverwijdering is van 89%.

Hiertegenover staat dat er geen externe organische koolstof nodig is aangezien er geen C-bron wordt aangewend in de reactie. Verder is er ook een lagere aeratiekost omdat men slechts 50% van de inkomende NH_4^+ -N wil oxideren tot NO_2^- zodanig dat deze hoeveelheid dan equimolair kan reageren met de overgebleven 50% NH_4^+ -N tot stikstofgas. Bovendien wordt er geen CO_2 geproduceerd en zijn de kosten van de slibbehandeling beperkter door de reeds aangehaalde trage groei van de anammox-bacteriën.

In de praktijk worden 2 configuraties gebruikt, namelijk de twee- of de één-reactor configuratie. Bij een twee-reactor-configuratie vindt in een eerste beluchte tank de onvolledige oxidatie plaats van NH_4^+ -N tot NO_2^- -N. Waarna het afvalwater zal doorstromen naar een tweede anoxische reactor waarin het anammoxproces plaatsvindt. Men spreekt hier van de SHARON-ANAMMOX configuratie. (Single reactor for High activity Ammonia Removal Over Nitrite)

Bij de één-reactor-configuratie vinden de partiële nitrificatie en anammox in de zelfde reactor plaats. Nitrificatie gebeurt aan de buitenste, aerobe laag van de vlokken of biofilm, in tegenstelling tot de anammox-bacteriën, die dieper in de exopolysaccharidenmatrix gelegen zijn. Typische naamgevingen voor deze configuratie zijn CANON (Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite) en OLAND (Oxygen-Limited Autotrophic Nitrification/Denitrification).

Bij het tweestapsproces is het duidelijk dat de partiële nitrificatie evenals de anammox afzonderlijk geoptimaliseerd kunnen worden. Echter heeft de OLAND-configuratie een lagere investeringskost en een eenvoudiger controle. Aangezien OLAND het best aansluit bij de aanwezige constructie spitsen we ons hier verder op toe.

Aangezien wij geïnformeerd waren over een lage C/N waarde, leek dit ons een goed alternatief voor de nitrificatie/denitrificatie-cycli in het proces, aangezien anammox in staat is grote hoeveelheden stikstof te verwijderen zonder veel koolstof te verbruiken. Bovendien realiseert het OLAND-proces een grote kostenreductie voor afvalwater met een lage C/N verhouding. Echter moeten we

opmerken dat we kwantitatief de C/N waarde van de installatie niet hebben meegekregen, enkel een indicatie dat dit een lage waarde was.

Op basis van de verkregen gegevens, is het mogelijk de C/N ratio van het influent te berekenen:

$$C/N - \text{verhouding} = \frac{C_0}{N_{inf}} = \frac{3133 \frac{mg}{L}}{214 \frac{mg}{L}} = 14.64$$

De C/N-verhouding van het afvalwater van [] blijkt 14.64 te zijn. Er is echter nog een referentiewaarde nodig, die bepaalt of we te maken hebben met een lage verhouding. Wanneer de literatuur geraadpleegd wordt, wordt vaak gesproken over een lage C/N ratio, zonder deze waarde te kwantificeren. Sun, Sheng-Peng et al (2010) echter, definiëren een lage C/N verhouding als een waarde kleiner dan 8.

Enige voorzichtigheid is dus op zijn plaats wanneer over een lage C/N verhouding gesproken wordt.

Voor een optimaal OLAND-proces moet de pH tussen 7 en 8,5 gelegen zijn. Dit is iets hoger dan voor de aerobe ammonium-oxiderende bacteriën. Uit de gegevens van [] blijkt dat gemiddelde pH in de waterzuiveringsinstallatie ongeveer 7 bedraagt. Dit vormt dus geen probleem. Eventueel kan de omgeving basischer gemaakt worden door het toevoegen van chemicaliën.

pH influent	6.5
pH effluent	7.4

Qua temperaturen prefereren de anammox-bacteriën ook een iets warmere habitat (25-30°C). Echter door het plaatsen van isolatie, wat in het verleden al is aangebracht, en het aereren met opgewarmde lucht zou men de temperatuur tot de gewenste hoogte kunnen brengen. Onderstaande tabel bevat nog eens een algemeen overzicht:

	AerAOB (aeroob am. ox.)	AnAOB (Anammox)
T bereik (°C)	5-42	11-47
T optimum (°C)	35	37-40
pH bereik (-)	4.5-8.5	6.5-9.0
pH optimum (-)	7.5	8.0

Een laatste probleem dat moet opgelost worden, is het inhiberen van nitriet-oxiderende bacteriën in het systeem, zonder dat hierbij het anammoxproces geblokkeerd wordt. Dit is essentieel omdat de overgang van NO_2^- naar NO_3^- vermeden moet worden.

Een eerste manier bestaat erin de temperatuur tot een hoogte van 25°C te brengen. Bij deze temperatuur worden de NH_4^+ -oxiderende bacteriën gestimuleerd en de NO_2^- -bacteriën geïnhibeerd.

Hiernaast kan men ook organische stoffen toevoegen zoals bv. aniline en ortho-cresol. Verder hebben ook oxidanten zoals chlooraat/chloriet en ook sulfiet een inhiberende werking. Men moet hierbij wel rekening houden met het feit dat naast de positieve effecten, er ook nadelen aan verbonden zijn. Een verhoogde concentratie aan chemische stoffen kan in het effluent terecht komen. Ze brengen ook een verhoogde operationele kost met zich mee en kunnen tevens ook andere bacteriesoorten inhiberen.

Een derde mogelijkheid is het verminderen van het zuurstofgehalte tijdens de beluchting. Ammonium-oxiderende bacteriën hebben een grotere affiniteit voor zuurstof dan nitriet-oxiderende bacteriën. Door een verlaging van de zuurstofconcentratie (lager dan $1 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$) zullen voornamelijk de NH_4^+ -oxiderende bacteriën de zuurstof opnemen.

Anammox/OLAND is een zeer mooie techniek waar zeer veel potentieel in zit voor de behandeling van afvalwaters met lage C/N-ratio's. Temperatuur en pH kunnen geoptimaliseerd worden en nitriet-oxiderende bacteriën kunnen gedeeltelijk geblokkeerd worden in de huidige reactor om het anammox-proces te bewerkstelligen. Echter is het de vraag of de verminderde aeratie- en slibverwerkingskosten opwegen tegen de extra kosten van chemicaliën, verwarmde lucht en eventuele aanpassingen in constructie. Bovendien moet opgemerkt worden dat de zuurstofvraag van de koolstofverwijdering een zeer groot aandeel heeft in de totale zuurstofvraag:

$$\frac{COD}{NOD} = \frac{42.3}{11.22} \approx 4$$

Hierbij stellen we ons de vraag of de C/N-verhouding dan wel voldoende laag is om enerzijds een goede stikstofverwijdering en anderzijds een goede bCOD-verwijdering te realiseren.

4.2. Fosforverwijdering met behulp van PAO'S (Phosphorus Accumulating Organisms)

Zoals eerder aangehaald verwijdert men fosfaat op een chemico-fysische manier met FeCl_3 toe te voegen. Dit brengt een grote kost met zich mee die eventueel zou kunnen vermeden worden door verandering van reinigingsmiddel. In theorie lijkt dit de eenvoudigste oplossing, maar praktisch blijkt dit een hele opgave te zijn. Het bedrijf is momenteel op zoek naar reinigingsmiddelen die deze hoge fosfaatconcentratie niet bezitten. Voorlopig zonder resultaat, maar het onderzoek loopt nog steeds. Indien men geen vervanger vindt, zouden PAO's eventueel een oplossing kunnen bieden. Hierop gaan we even dieper op in.

13.7 % van de fosfor wordt al door de aanwezige biologie verwijderd, waardoor er nog 0.5976 kg/dag overblijft. Voor deze resterende fractie te verwijderen kan men beroep doen op PAO's. Deze PAO's hebben de mogelijkheid om fosfaat op te nemen uit het afvalwater en dit in grote concentraties op te slaan in hun cel onder de vorm van polyfosfaat granules. 24% van de PAO-biomassa kan bestaan uit P-fosfaat en deze PAO's kunnen tot 30% van het totale slib uitmaken. Dit fosfaat wordt vervolgens mee afgevoerd tijdens het spuien waar het fosfaat zo'n 8 % kan uitmaken van de slibmassa. Er moet voldoende COD aanwezig zijn om de nitrificatie en denitrificatie niet in het gedrang te brengen door invoering van de PAO's. De verhouding COD_{inf} op TKN_{inf} zou groter dan 4-5 moeten zijn zodat de COD_{inf} geen limiterende factor zou zijn, wat hier het geval is.

$$\frac{COD_{\text{inf}}}{TKN_{\text{inf}}} = \frac{3133 \frac{\text{mg}}{\text{L}}}{214 \frac{\text{mg}}{\text{L}}} \approx 15 \geq 4 - 5$$

Aan biologische fosforverwijdering zijn echter enkele voorwaarden verbonden. Allereerst is er een anaerobe en aerobe/anoxische omgeving nodig. In de eerste fase zullen verschillende micro-organismen rbCOD, suikers, opgelost zetmeel, enz. omzetten in vluchtige vetzuren onder anaerobe omstandigheden. Deze worden op hun beurt geconsumeerd door de PAO's, die deze zullen opslaan als reserves onder de vorm van PHB, polyhydroxybutyraat. Om deze energierijke verbinding tot stand

te brengen, zullen de PAO's ATP genereren door de afbraak van poly-P. Bij dit fenomeen komt ook heel wat fosfaat vrij in het medium. Na deze stap zal men in de aerobe/anoxische omgeving net het omgekeerde doen. Men overleeft op de PHB's zodat men poly-P kan aanmaken. Hierbij groeit de celmassa en nemen de PAO's fosfaat op uit het medium. Door de groei van de PAO's, zullen deze steeds meer en meer fosfaat opnemen waardoor fosfaat in het slib zal accumuleren. De afwezigheid van zuurstof en nitraat/nitriet moet gegarandeerd zijn in de anaerobe fase. Dit houdt in dat stikstofverwijdering eerst moet plaatsvinden. Indien één van deze oxidanten wel aanwezig zijn, zullen de PAO's geen competitief voordeel meer hebben en zullen ze snel in aantal afnemen.

Praktisch zullen we proberen deze theoretische aspecten toe te passen op de bestaande reactor.

Men start de batch met het anaeroob vullen van de reactortank. (*vulfase*)

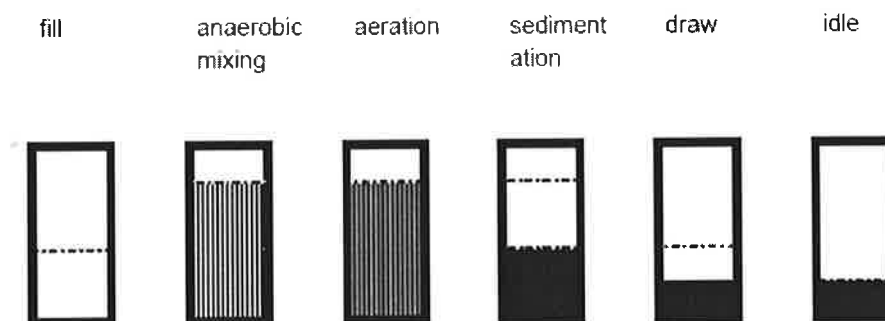
Onder deze anaerobe condities wil met denitrificatie stimuleren zodat alle nitraat vervlogen is onder de vorm van stikstofgas. Hierdoor kunnen de PAO's ongehinderd groeien door hun competitief voordeel. Deze anaerobe fase zal men omwille van de aanwezigheid van de PAO's moeten verlengen zodat deze alle tijd krijgen voor groei. Men mixt zacht dit afvalwater voor betere homogenisatie. (*reactiefase 1*).

Vervolgens zal men een lange tijd aeren voor COD-verwijdering en nitrificatie. Tijdens deze zuurstofrijke periode zullen deze PAO's massaal fosfaat opnemen. (*reactiefase 2*)

Na deze fase zal men het afvalwater laten rusten en wordt zo bezinking van de deeltjes bekomen. De concentratie aan opgeloste zuurstof zal afnemen waardoor denitrificatie weer gestimuleerd wordt. Deze anoxische toestand zal ervoor zorgen dat de PAO's nog steeds zullen doorgaan met het opnemen van fosfaat uit het medium. (*sedimentatiefase*)

Als de sedimentatie genoeg gevorderd is, zal men met het 'propere' water rustig aflaten. Dit doet men nog steeds onder anoxische condities zodat denitrificatie en polyfosfaat-aanmaak gegarandeerd blijven. (*decantatiefase*)

Finaal zal men een korte anoxische rustperiode inlassen om vervolgens de cyclus opnieuw te kunnen starten. (*spuifase*)



Figuur 6: implementatie van biologische fosforverwijdering in een SBR

Men heeft uiteraard talloze varianten op deze opstelling. Men kan bijvoorbeeld de condities, anaeroob-anoxisch/aeroob meerdere keren na elkaar afwisselen. Over het algemeen staat wel vast dat de anoxische/aerobe periode langer is dan de anaerobe.

Fosforverwijdering steunend op PAO's heeft vele voordelen waaronder het economische vaak de hoofdrol in speelt. De massa van het geproduceerde slib blijft dezelfde² waardoor men extra

² Door de langere anaerobe zone is deze slibmassa soms verkleind.

verwerkingskosten van het slib vermijdt, ondanks het feit dat het slib veel meer fosfaat bevat. Hiermee bespaart men ook de aankoop van FeCl_3 . Dit is minder belastend voor het milieu. Bovendien is het PAO-systeem goed bestudeerd en kan het bijgevolg makkelijk bijgestuurd worden door de massaal aanwezige kennis. Hierbij komt nog eens dat PAO's in de aerobe fase nitriet of nitraat i.p.v. zuurstof als oxidans kunnen gebruiken. Dit zal de aeratiekost verlagen, maar dit wordt niet in rekening gebracht wegens gebrek aan experimentele metingen.

Naast de vele voordelen, zijn er ook enkele nadelen verbonden. Doordat de anaerobe fase langer is bij biologische fosforverwijdering, zal de slibverblijftijd ook toenemen. Bijgevolg is er dus een groter reactorvolume nodig, maar in de bestaande situatie is dit geen probleem aangezien de bestaande tank veel ongebruikt nuttig volume heeft. Er is dus geen extra kost nodig om dit alternatief te implementeren.

Indien de biologische verwijdering ontoereikend is om de lozingsnorm (2mg/L) te halen doordat er bijvoorbeeld te weinig rbCOD voorhanden is, kan men nog altijd FeCl_3 toevoegen.

In bovenstaande beschrijving wordt biologische fosforverwijdering gecombineerd met nitrificatie en denitrificatie. Er is echter geen informatie beschikbaar of ook biologische fosforverwijdering te combineren valt met anammox.

Er kan dus besloten worden dat de implementatie van biologische fosforverwijdering geen investeringskosten met zich meebrengt, integendeel er wordt een grote kost bespaard doordat er weinig of geen FeCl_3 nodig is.

4.3. Ionenuitwisselaar

Een tweede alternatief voor fosforverwijdering kan ion-exchange zijn met behulp van adsorptie aan een vaste materie.

Als tweede alternatief kan een ionenuitwisselaar alsook het fosfaat verwijderen. Terwijl het water over een filter/membraan loopt, zullen de fosfaatmoleculen geadsorbeerd worden. Deze mesostructuur is vaak vervaardigd uit een polymeer, in dit geval vaak zirkoniumsulfaat. Dit polymeer heeft een hoge selectiviteit en vertoont een snelle adsorptie voor fosfaten. Een van de grote voordelen van deze methode is dat men zowel de mesostructuur als het geadsorbeerde fosfaat kan recycleren. Vaak zijn deze mesostructuren enorm duur wat een hoge investeringskost met zich meebrengt.

5. Conclusies

De afvalwaterzuiveringsinstallatie van bestaat uit een SBR waarin zowel COD als N-verwijdering plaatsvindt met een fysico-chemische fosforverwijdering. SBR heeft als voordelen dat het goed kan omgaan met de flexibele input, een hoge verwijderingsefficiëntie heeft en bovendien weinig ruimte inneemt.

Als alternatief zou men kunnen opteren om anammox te implementeren. Hier moet echter de vraag gesteld worden of de extra investeringskost opweegt tegen de verminderde kost van aeratie en slibverwerking. Een beter alternatief is het implementeren van een biologische fosforverwijdering, die met een zeer geringe investeringskost een groot voordeel oplevert.

6. Referenties

Daeninck, Katrien. Ontwikkeling en optimalisatie van OLAND-biofilmreactoren. Diss. Universiteit Gent, 2011.

Manning, John F., and Robert L. Irvine. "The biological removal of phosphorus in a sequencing batch reactor." *Journal (Water Pollution Control Federation)* (1985): 87-94.

Niville, Kwinten. Het effect van nitriet op fosfaataccumulerende organismen in een pilotschaal SBR. Diss. Universiteit Gent, 2006.

Rabaey, Korneel. "Biotechnological processes in environmental sanitation". Universiteit Gent, 2013.

Sun, Sheng-Peng, et al. "Effective biological nitrogen removal treatment processes for domestic wastewaters with low C/N ratios: a review." *Environmental Engineering Science* 27.2 (2010): 111-126

Surampalli, Rao Y., et al. "Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors." *Bioresource technology* 61.2 (1997): 151-157.

Tolley, Gina. Phosphorus Removal from Wastewater. Diss. Iowa State University, 2011.