



TAMPEREEN TEKNILLINEN YLIOPISTO
TAMPERE UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

JANNE SALO
MONIVAIHEINEN JÄTEVEDENPUHDISTUSPROSESSI VASTA-
SUUNTAISELLA BIOMASSANKIERRÄTYKSELLÄ
Diplomityö

Tarkastajat: Jukka Rintala ja Ma-
rika Kokko
Aihe hyväksytty 20.1.2014

TIIVISTELMÄ

TAMPEREEN YLIOPISTO

Ympäristö- ja energiatekniikan koulutusohjelma

JANNE SALO: Monivaiheinen jätevedenpuhdistusprosessi vastasuuntaisella biomassan kierrätyksellä

Diplomityö: 59 sivua

Maaliskuu 2019

Pääaine: Vesi- ja jätehuoltotekniikka

Tarkastajat: Professori Jukka Rintala, Assistant Professor (tenure track) Marika Kokko

Avainsanat: Biologinen jätevedenpuhdistus, COD-reduktio, monivaiheinen prosessi, Biomassan kierrätys, solunsisäinen varastointi, feast-famine-kierto

Tässä työssä tutkittiin kolmen monivaiheisen lietteenkierrätyksellisen biologisen reaktorin ja yhden perinteisen biologisen reaktorin COD-reduktioita erilaisilla orgaanisilla kuormituksilla (OLR:llä). Reaktoreita syötettiin samanlaisella synteettisellä jätevedellä. Synteettisestä syötteestä, jokaisesta prosessiosastosta ja käsittelystä vedestä analysoitiin COD:t ja MLVSS:t, jolloin saatiin reaktori- ja prosessiosastokohtaiset arvot COD-reduktiolle, OLR:lle ja F/M-suhteille.

Monivaiheisissa reaktoreissa biologinen prosessi oli jaettu kolmeen tai neljään selkeyttimien erottamaan ilmastettuun prosessiosastoon, joiden välillä säännöllisesti kierrettiin biomassaa. Kierrätyksen tarkoituksena oli säännöllisesti vaihdella biomassan kohtaamia substraattipitoisuuksia rikkaiden ja köyhien olosuhteiden välillä, eli altistaa bakteerit niin sanotulle feast-famine-kierrolle. Monivaiheisia reaktoreita verrattiin yksivaiheiseen referenssireaktoriin, jolla simuloitiin täyssekoitteista aktiivilieteprosessia.

Monivaiheisten reaktorien keskimääräiset COD-reduktiot olivat korkeampia kuin yksivaiheisen referenssireaktorin, vaikka monivaiheisten reaktorien OLR:t ja F/M-suhteet olivat moninkertaisia verrattuna referenssireaktoriin. Monivaiheisten reaktoreiden OLR:t ja F/M-suhteet olivat myös kirjallisuuden arvoihin verrattuna moninkertaisia.

Reaktoreiden monivaiheisuuden ja biomassan vastasuuntaisen kierrätyksen osoitettiin parantavan COD-reduktiota etenkin korkeilla OLR:llä (3 – 15 kgCOD/m³*d) ja F/M-suhteilla (0,8 – 2,0 gCOD/gMLVSS*d). Potentiaalinen syy korkeille COD-reduktioille (tyypillisesti 90 – 95%) verrattain korkeilla orgaanisilla kuormituksilla on solunsisäisen varastoinnin ja ei-geneettisen muistivasteiden suosiminen bakteeripopulaatiossa systemaattisesti. Suurin osa (keskimäärin 83 %) monivaiheisten reaktoreiden COD-reduktiosta tapahtui ensimmäisessä prosessiosastossa. Ensimmäisen ja toisen prosessiosaston välillä olevalla suurella OLR-erolla havaittiin olevan positiivinen vaikutus solunsisäiseen varastointikapasiteettiin, koska COD-reduktiot nousivat, kun synteettisen syötteen COD-pitoisuutta (ja OLR:ää) nostettiin.

Tämän työn tulosten perusteella monivaiheinen prosessi vastasuuntaisella biomassankierrätyksellä voi tehostaa biologista jätevedenpuhdistusta etenkin korkeilla kuormituksilla. Prosessia on mahdollista hyödyntää uusilla puhdistamoilla, sekä jälkiasennuksissa parantamaan jo olemassa olevia biologisia prosesseja.

ABSTRACT

TAMPERE UNIVERSITY

Master's Degree Programme in Energy and Environmental Technology

JANNE SALO: Multi-staged wastewater treatment process with counterflow biomass circulation

Master of Science Thesis: 59 pages

March 2019

Major: Water and Waste Management

Examiner: Professor Jukka Rintala, Assistant Professor (tenure track) Marika Kokko

Keywords: Biological wastewater treatment, COD-reduction, multi-staged process, biomass circulation, intracellular storage, feast-famine cycle

This master's thesis analyses COD reduction data from three multi-staged bioreactors with biomass circulation and a conventional bioreactor simulating a complete-mix active sludge process. All reactors were fed with same synthetic wastewater with different levels of organic loading rates (OLR). COD and MLVSS values from the synthetic influent, individual process compartments and treated water were measured to determine the COD reductions, OLRs and F/M-ratios of the reactors and process compartments.

The multi-staged bioreactors were divided into three or four aerated process compartments separated by clarifiers. Biomass was circulated periodically between the compartments to introduce the biomass to different substrate concentrations, i.e. to expose the bacteria to feast-famine-cycle. The data from multi-staged bioreactors was compared to data from the single-stage reference bioreactor.

The multi-staged bioreactors had higher average COD-reductions than the single-staged bioreactor, even though the multi-staged bioreactors were exposed to multiple times higher OLRs and F/M-ratios. Also, when compared to the values of aerobic wastewater treatment processes from the literature, the multi-staged reactors were operated typically with multiple times higher loadings.

The multi-staged system and counterflow biomass circulation were demonstrated to have enhancing effect on COD-reductions, especially with high OLRs (3 – 15 kgCOD/m³*d) and F/M-ratios (0,8 – 2,0 gCOD/gMLVSS*d). High COD-reductions (typically 90 – 95 %) with comparatively high organic loading are potentially due to favouring systematically bacterial populations with intracellular storage capabilities and non-genetic memory responses. The bulk of COD reduction (on average 83 %) in multi-staged reactors was observed to take place in the first process compartment. The large difference in OLR between the first and second compartments was observed to have positive effect on the intracellular storage ability, as the COD-reductions got higher when the COD of the synthetic influent (and OLR) was increased.

The results from this study indicate that the multi-staged process with counterflow biomass circulation can enhance the performance of biological processes, especially with high loading rates. Potential uses for this technology are new plants and augmenting existing processes by retrofitting.

SISÄLLYS

1	Johdanto	1
2	Teoreettinen tausta	2
2.1	Mikrobiologia.....	3
2.1.1	Aineenvaihdunta	3
2.1.2	Kasvu, saanto ja vuorovaikutukset	5
2.2	Biologinen jätevedenpuhdistus	10
2.2.1	Biologiset jätevedenpuhdistusprosessit	12
2.2.2	Aerobiset suspensioprosessit	14
2.2.3	Monivaiheiset aktiivilieteprosessit ja niiden biologia	20
3	Tutkimusmenetelmät ja aineistot	23
3.1	Synteettinen jätevesi ja siemenliete	23
3.2	Reaktorit	25
3.3	Tutkimusjärjestelyt.....	31
3.4	Näytteenotto- ja analyysimenetelmät	33
4	Tulokset.....	35
4.1	Matalakuormitteinen jakso.....	35
4.2	Korkeakuormitteinen ajanjakso	37
4.2.1	COD-reduktiot ja OLR	37
4.2.2	Lietepitoisuudet ja F/M-suhteet	42
4.3	Ensimmäisten prosessiosastojen toiminta	45
5	Tulosten tarkastelu	49
6	Johtopäätökset.....	56
	Lähteet.....	58

1 JOHDANTO

YK:n maailman vesihuollon kehittämisraportti vuodelta 2017 keskittyi jätevedeen. Raportin arvion mukaan noin 80 % maailman jätevedestä puretaan luontoon ilman minkäänlaista käsittelyä. Kehittyneissä maissa käsitellyn veden osuus kaikesta jätevedestä oli 70 %, kun taas kaikista köyhimmissä maissa osuus on 8 %. Eri kehityksen tasoilla olevilla mailla on erilaiset haasteet ja tavoitteet jätevedenhuollon järjestämisessä, jotka eivät kuitenkaan vaadi täysin erilaisia ratkaisuja, vaan samoista innovaatiosta voi olla hyötyä kaikille. Kehittyneissä maissa päätavoitteet ovat puhdistustuloksen sekä energia- ja päästötehokkuuden parantamisessa. Kehittyvissä maissa haasteet ovat jäteveden keräyksen ja puhdistuksen käyttöön ottamisesta ja paikallisiin olosuhteisiin sopivien tekniikoiden löytämisessä. (WWAP 2017)

YK:n vesihuollon kehittämisraportissa yksi päähuomioista oli hajautetun jätevedenhuollon tehokkuus. Kaupunkimaisissa ympäristöissä olisi mahdollista hajauttaa jätevedenkeräys ja -puhdistus pienempiin yksiköihin, joiden rakennus- ja käyttökustannukset ovat raportin mukaan 20 – 50 % perinteisten aktiivilietelaitosten kustannuksista. Jotta hajautettu jätevedenpuhdistus olisi ympäristöllisesti, taloudellisesti ja esteettisesti käytännöllistä, tarvitaan tehokkaampia prosesseja. (WWAP 2017)

Tämän tutkimuksen aiheena oli tutkia, voidaanko orgaanisen hiilen (engl. Chemical Oxygen Demand, COD; Biochemical Oxygen Demand, BOD) reduktiota tehostaa monivaiheisuudella ja biomassan olosuhteita säännöllisesti muuttamalla. COD-reduktion nopeuttaminen antaa mahdollisuuksia biologisten prosessien vaatiman tilan vähentämiselle, joka tarkoittaa säästöjä rakennuskustannuksissa sekä mahdollisesti myös käyttökustannuksissa. Tehokkaasta orgaanisen hiilen poistosta on hyötyä niin keskitetyissä suuren mittakaavan prosesseissa (mm. kapasiteetin lisäys, puhdistustuloksen parantaminen), kuin hajautetuissa systeemeissä (mm. prosessin tilavaatimuksen pienentäminen).

Tutkimusta varten kehitettiin kolme monivaiheista reaktoria, joiden biomassaa kierrätettiin säännöllisesti vaiheesta, ja olosuhteesta toiseen. Monivaiheisten reaktoreiden suorituskykyä eritasoisilla kuormituksilla verrattiin yksivaiheiseen referenssireaktoriin, jolla simuloitiin perinteisen täyssekoitteen aktiivilieteprosessin olosuhteita. Monivaiheisten reaktoreiden biomassan olosuhteita muutettiin säännöllisesti kierrättämällä biomassaa ensimmäisen vaiheen rikkaista substraattiolosuhteista viimeisen vaiheen köyhiin olosuhteisiin. Samalla viimeisestä prosessiosasosta virtaa biomassaa normaalia syötteen virtausta vastakkaiseen suuntaan, jolloin lopulta toisesta prosessiosastosta kulkeutuu biomassaa ensimmäiseen prosessiosastoon. Tutkimuksen tavoitteena oli selvittää onko lietteenkierrätyksellä ja monivaiheisuudella havaittavia hyötyjä COD-reduktion kannalta matalilla, korkeilla ja voimakkaasti muuttuvilla orgaanisilla kuormituksilla.

2 TEOREETTINEN TAUSTA

Jätevedenhuollolla tarkoitetaan lakeja, toimintoja ja prosesseja, joilla kerätään, puhdistetaan ja kierrätetään jätevettä ja sen osajakeita. Laajasti ajateltuna jätevedenhuoltoon kuuluvat kaikki toiminnot käytetyn veden keräyksestä puhdistetun veden vapauttamiseen – asunnon WC-istuimesta jätevedenpuhdistamon purkuputkeen. Huollon keskeinen osa on jätevedenpuhdistus, jonka avulla kerätystä jätevedestä pyritään poistamaan tai vähentämään ihmisen toiminnasta aiheutuvia ympäristölle ja terveydelle haitallisia aineita. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Jätevedenpuhdistuksessa käytetään fysikaalisia, kemiallisia ja biologisia yksikköprosesseja poistamaan kiintoaine, orgaaninen aines, liukoiset ravinteet ja muut haitalliset aineet pois niitä kuljettavasta vedestä. Nykyaikaisessa jätevedenpuhdistuksessa erilaisia yksikköprosesseja on useita ja ne tapahtuvat eri vaiheissa käsittelyprosessia, joka voidaan jakaa karkeasti neljään päävaiheeseen (taulukko 2.1). Käsittelyprosesseissa syntyviä kiintoaine- ja ravinnejäännöksiä varten on omat käsittelyprosessinsa. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Taulukko 2.1 Jätevedenpuhdistuksen vaiheet ja niissä tyypillisesti käytettyjä yksikköprosesseja. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Vaihe	Yksikköprosessit
Primäärinen	Fysikaaliset ja kemialliset mm. välppäys, esiselkeytys, esisaostus
Sekundäärinen	Biologiset ja kemialliset mm. mikrobiologiset prosessit, rinnakkaisaostus, jälkiselkeytys
Tertiäärinen	Fysikaaliset, kemialliset ja biologiset mm. jälkisaostus, desinfiointi, jälkisuodatus
Jatkokäsittely	Eri yksikköprosesseja riippuen käsitellyn jäteveden jatkokäytöstä (esim. kasteluvesi, juomavesi) mm. Eriasteiset kalvosuodatukset, hapetuskemikalointi

Primäärinen ja sekundäärinen vaihe vaihtelevine yksikköprosesseineen ovat välttämättömiä nykyaikaisessa jätevedenpuhdistuksessa (Metcalf & Eddy et al. 2014). Sekundäärisen vaiheen jälkeinen käsittely on kuitenkin yhä yleisempää tiukentuvien puhdistusvaatimuksien vuoksi. Suomessa tertiäärinen käsittelyn todennäköisyys puhdistamolla kasvaa, mitä suurempi asukasvastineluku sillä on – lukumäärällisesti vuonna 2016 Suomen jätevedenpuhdistamoista 55 % toimi ilman tertiääristä vaihetta, kun taas kokonaisvirtaamasta 30 % purettiin heti sekundäärisen vaiheen jälkeen luontoon. (Suomen Vesilaitosyhdistys ry 2016).

Primäärisen vaiheen tarkoituksena on erottaa vedestä kiintoaine ja rasva. Erilaiset kiintoainejakeet, kuten roskat ja hiekka, sekä rasva aiheuttavat tulevaisuudessa yksikköprosesseissa häiriöitä sekä mekaanisiin laitteisiin, että biologiseen prosessiin syrjäyttämällä biomassaa. Kiintoaineen erottamista, eli laskeuttamista tai flokkausta, parantamaan voidaan käyttää kemikaaleja. Nämä saostuskemikaalit avittavat myös kolloidisten ja liukoisten aineiden, kuten fosforin ja orgaanisen aineksen erotusta. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Kun jätevedestä on erotettu laskeutuva kiintoaine, sekundäärisessä vaiheessa pyritään poistamaan hiiltä ja tyypeä sisältävät biologisesti hajoavat orgaaniset yhdisteet, osa fosforista kemiallisesti saostamalla ja se pienikokoinen kiintoainekomponentti, joka ei poistunut primääri vaiheessa. Sekundäärinen vaihe on tyypillisesti biologinen reaktori, jossa mikrobin avulla poistetaan ympäristölle haitallisia liukoisia ja kolloidisia hiukkasia ja yhdisteitä. Biologisen reaktorin järjestämiseen on useita eri tekniikoita ja ajotapoja. Näiden toimintaa ja periaatteita on esitetty tarkemmin luvussa 2.2.1. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

2.1 Mikrobiologia

Jätevedenpuhdistusprosessissa elää useita erilaisia mikro-organismeja. Suurin osa mikrobeista on peräisin ihmisen suolistosta ja muista jätteistä. Muita lähteitä ovat teollisuus ja kaupalliset toiminnot sekä pintavedet. Ihmisen tavoitteiden kannalta tärkeimpiä ovat bakteerit, mutta ekosysteemi tulvii myös muita mikrobeja, kuten arkeoneja, alkueläimiä, sieniä, leviä ja erilaisia monisoluisia eläimiä, joilla kaikilla on oma roolinsa (Grady 1999). (Metcalf & Eddy et al. 2014)

2.1.1 Aineenvaihdunta

Jokaisen elävän solun, niin bakteerin kuin ihmisenkin solun, aineenvaihdunnalle on kaksi edellytystä. Solu tarvitsee hiilenlähteen, eli substraatin, sekä energianlähteen, elektronin luovuttajan. Hiilen- ja energianlähde voi olla sama yhdiste. Kolmas, hyvin yleinen edellytys on erillinen elektronin vastaanottaja. (Lester 1999)

Aineenvaihdunta jaetaan kahdenlaisiin reaktioihin. Kataboliset reaktiot tuottavat solulle energian hapetus-pelkistysreaktioilla, jossa elektronin luovuttajalta siirretään elektroni vastaanottajalle. Reaktion avulla syntetisoidaan solun energianvarastointimolekyylä, ATP:tä, eli muunnetaan adenosiinidifosfaatti adenosiinitrifosfaatiksi. Anaboliset reaktiot käyttävät ATP:n sitoutuneen energian biosynteesiin yhdistelemällä substraatin ja ravinteiden ainesosia. Anaboliset reaktiot ovat eri bakteerilajeissa samankaltaisia, kun taas katabolisilla reaktioilla on useita eri mekanismeja riippuen bakteerin tyypistä tai olosuhteista. (Henze et al. 2008)

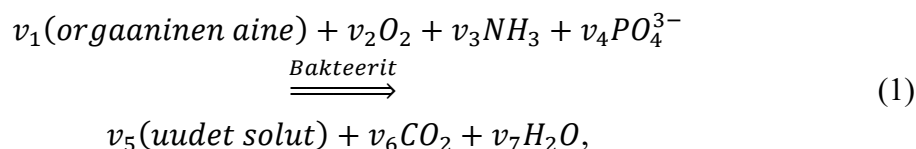
Jätevedenpuhdistuksen bakteerit voidaan jakaa kahteen pääryhmään energianlähteen, eli elektronin luovuttajan perusteella. Heterotrofiset bakteerit ottavat elektroninsa orgaanisista yhdisteistä. Näillä bakteereilla orgaaniset yhdisteet toimivat myös hiilenlähteenä. Kemoautotrofit, tai lyhemmin autotrofit, sen sijaan ottavat elektroninsa epäorgaanisista yhdisteistä, ja hiilenlähteenään ne käyttävät hiilidioksidia. (Grady 1999)

Toinen tärkeä jakoperuste on elektronin vastaanottaja. Happea elektronin vastaanottajana käyttäviä bakteereja kutsutaan aerobeiksi. Nimensä mukaisesti anaerobit käyttävät muita elektronin vastaanottajia, kuin happea. Bakteerit, jotka pystyvät vaihtamaan elektronin vastaanottajaa olosuhteiden mukaan, ovat fakultatiivisia. Fakultatiivisen vastakohta on obliigaatti, jonka aineenvaihdunta hyväksyy vain tiettyä yhdistettä elektronin vastaanottajaksi. (Grady 1999)

Suurimman osan jäteveden orgaanisista yhdisteistä aerobisesti hapettavien bakteerien aineenvaihdunta toimii samoin pääperiaattein kuin ihmisenkin. Molemmilla hiilen- sekä energianlähteenä toimivat orgaaniset yhdisteet, ja elektronin vastaanottajana molekulaarinen happi. Tällaisia eliöitä kutsutaan aerobisiksi heterotrofeiksi. Muita jätevedenpuhdistuksen kannalta tärkeitä aineenvaihduntamekanismeja ovat biologisen typen poiston eri vaiheissa toimivat aerobiset autotrofit sekä fakultatiiviset heterotrofit. Anamox-prosessissa käytetään hyväksi anaerobisia autotrofeja. Biologiseen fosforin poistoon käytetään bakteereja, jotka pystyvät tietyissä olosuhteissa keräämään solunsa sisälle moninkertaisen määrän fosforia polyfosfaatteina muihin mikrobeihin verrattuna. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Solun aineenvaihdunnan reaktiot tapahtuvat entsyymien avulla (Lester 1999). Entsyymit ovat solun itse valmistamia katalyyttejä, jotka muodostuvat proteiinista sekä yhdestä tai useammasta metalli-ionista, joita kutsutaan kofaktoreiksi. Solun sisäisten reaktioiden lisäksi solu erittää myös solun ulkopuolisia entsyymejä, joiden avulla se pystyy hajottamaan suuria molekyyliä pienemmiksi ainesosiksi, jotta ne mahtuvat solukalvon läpi. Entsyymit voidaan jakaa kahteen ryhmään, jatkuvasti ilmentyviin (konstitutiiviset), sekä tarpeesta ilmentyviin (indusoituviin) entsyymeihin. Erilaisia substraatteja hyväksyen käyttävillä bakteereilla indusoituvien entsyymien erityys alkaa vasta, kun oikeaa substraattia on tarjolla. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

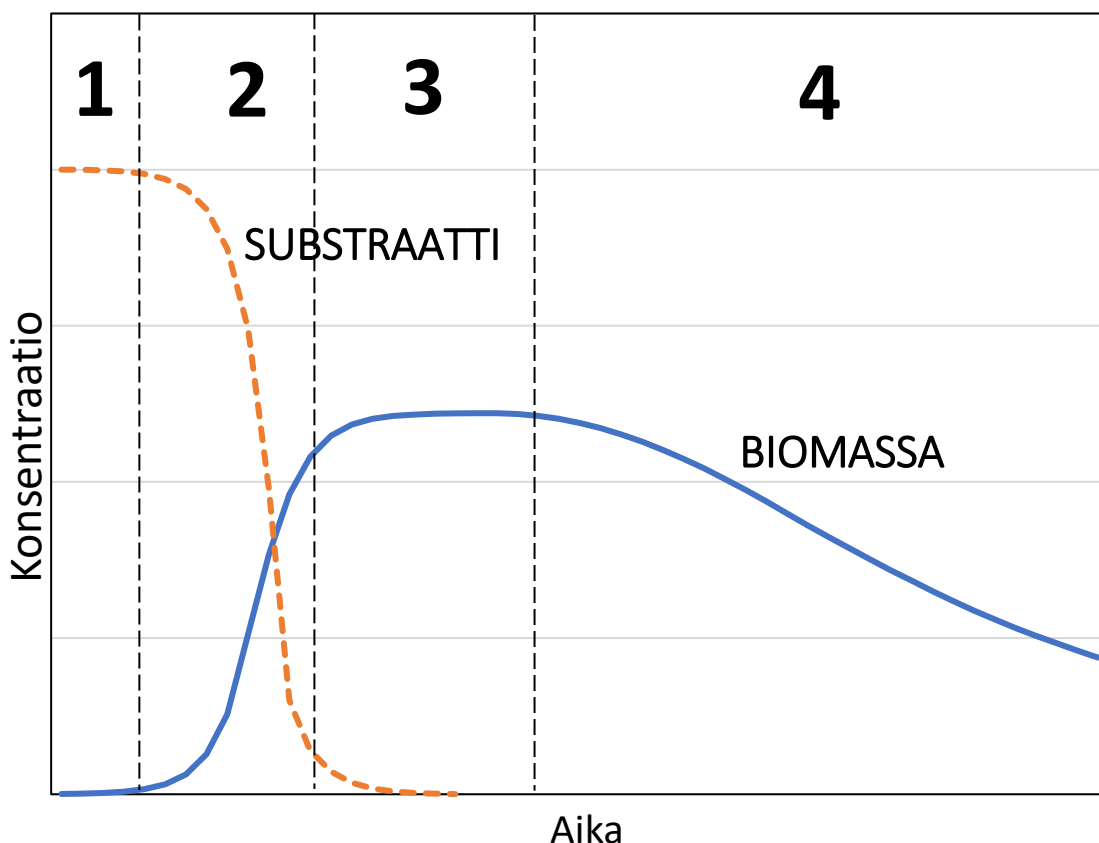
Kolmen aineenvaihdunnallisen edellytyksen, eli hiilenlähteen, ja elektronin vastaanottajan sekä luovuttajan, lisäksi eliöt tarvitsevat ravinteita ja hivenaineita tuottaakseen uutta biomassaa. Bakteerin solusta noin 80 % on vettä, ja 20 % kuiva-ainetta, josta 90 % on orgaanista ainetta. Kuiva-aineen painosta noin puolet on hiiltä, 22 % happea, 12 % typpeä, 9 % vetyä sekä 2 % fosforia. Muita alkuaineita, joita biomassan tuottamisen kannalta kutsutaan mikroravinteiksi, on yhteensä 5 %. Bakteerinkuiva-aineen kemiallinen koostumus esitetään kaavalla $C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$. Makroravinteiden ja substraatin muuntuminen uudeksi biomassaksi voidaan esittää aerobiselle hapetusprosessille kaavalla



jossa v_i kuvaa osa-aineiden stoikiometrisiä kertoimia. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

2.1.2 Kasvu, saanto ja vuorovaikutukset

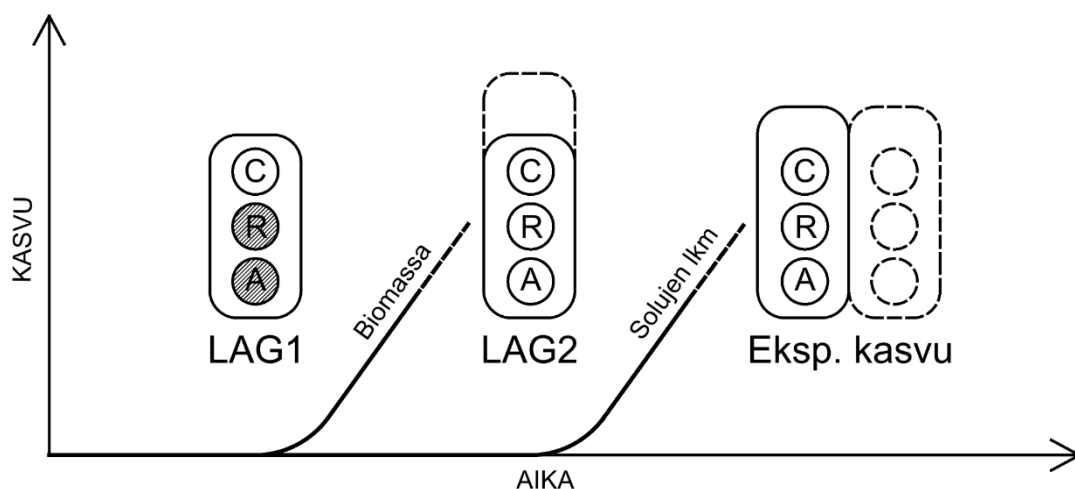
Bakteereilla ja muilla yksisoluisilla eliöillä kasvu tapahtuu solunjakautumisen avulla. Jokainen yksittäinen solunjakautuminen lisää yksilöiden määrää populaatiossa. Panosreaktorissa biomassan määrä alkaa muutamista soluista, mutta alkaa lisääntytyään eksponentiaalisesti kuluttamaan substraattipitoisuutta loppuun (kuva 2.1). Biomassan kasvu voidaan jakaa neljään vaiheeseen. Tässä alaluvussa esitellyt esimerkit ovat lajistoltaan homogeenisen populaation kasvustoja panosreaktorissa, ellei toisin kerrota.



Kuva 2.1 Biomassan kasvu verrattuna substraattiin eri kasvun vaiheissa. 1. Lag-vaihe 2. Eksponentiaalisen kasvun vaihe 3. Stationäärivaihe 4. Kuolinvaihe. ((Metcalf & Eddy et al. 2014)

Ensimmäisessä vaiheessa, kun biomassa on lisätty panosreaktoriin, solunjakautumista ei tapahdu. Lag-vaiheessa solut totuttautuvat uuteen ympäristöön ja aloittavat tarvittavien entsyymien tuotannon riippuen uuden ympäristön substraateista (Metcalf & Eddy et al. 2014). Lag-vaihe voidaan jakaa kahteen erilaisia mikrobiologisia toimintoja sisältävään vaiheeseen kuvan 2.2 mukaan. Lag1-vaiheessa solu keskittää kaikki voimavaransa hiilenlähteen hyödyntämiseen tarkoitettujen entsyymien synteesointiin (C, kuva 2.2). Tällöin solujen koko ja lukumäärä ei kasva, mutta solut valmistautuvat olemaan valmiina ottamaan oikealla hetkellä mahdollisimman paljon substraattia sisäänsä. Tämä strategia on optimoitu pitkän tähtäimen kasvuun. Lag2-vaiheessa solu aloittaa kasvun (A+R,

kuva 2.2) mahdollistavia toimintoja, jolloin solut alkavat kasvattaa kokoansa. Eksponentiaalinen vaihe lasketaan alkavaksi heti, kun solujakautuminen alkaa. Generaatioaika lyhenee muutaman ensimmäisen generaation aikana. (Madar et al. 2013)



Kuva 2.2 Lag-vaiheen alavaiheet. C = hiilenlähteen hyödyntämiseen tarkoitettujen entsyymien synteesi, R = Ribosomaalisten geenien synteesi, A = Aminohappojen synteesi. (Schultz & Kishony 2013)

Toisessa, eksponentiaalisen kasvun vaiheessa populaation koko kaksinkertaistuu säännöllisin väliajoin kullekin lajille tyypillisen generaatioajan mukaisesti. Generaatioaika riippuu lajista ja vallitsevista olosuhteista, ja vaihtelee muutamista vuorokausista 20 minuuttiin. Ideaaliolosuhteissa, kun substraattia ja ravinteita on rajattomasti biomassan määrään verrattuna, ainoa kasvuvauhtiin vaikuttava tekijä on lämpötila. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Stationäärivaiheessa biomassan määrä ei enää lisäänty eksponentiaalisesti, vaan solujen kuolleisuus alkaa olemaan samalla tasolla kuin uusien solujen syntyminen. Panosreaktorissa substraatin loppuminen asettaa populaation koon tiettyyn konsentraatioon (kuva 2.1). Lopulta, substraatin loppuessa kokonaan, alkaa kuolinvaihe. Kuolinvaiheessa elävien solujen määrä alkaa vähentyä eksponentiaalisesti kohti nollaa. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Panoskokeissa on huomattu, että kahden tai useamman mahdollisen kasvua rajoittavan substraatin ollessa käytettävissä, solu pyrkii usein ensin hyödyntämään ensisijaisen substraatin. Vasta ensisijaisen substraatin loppuessa alkaa toissijaisen substraatin hyödyntäminen. Ensisijaisen ja toissijaisen substraatin vaihtuminen aiheuttaa solujen kasvukäyrään lag-vaiheen. Tätä ilmiötä kutsutaan diauksiaksi (engl. *Diauxia*). (Lester 1999)

Diauxiassa ensisijaisen substraatin hyödyntämisen mahdollistavat entsyymit ovat usein konstitutiivisia, jolloin niitä syntesoidaan koko ajan. Tämä mahdollistaa ensisijaisen substraatin nopean käyttöönoton. Vasta, kun ensisijainen substraatti on kokonaan ehtynyt, alkaa toissijaisen substraatin vaatimien, tyypillisesti indusoituvien, entsyymien syntesointi. Indusoituvien entsyymien syntesointia ensisijaisen substraatin ollessa vielä

saatavilla estää promoottorigeenin mekanismi. Mekanismi aloittaa tarvittavien indusoitavien entsyymien synteesin vasta kun tarvittavan aineenvaihduntatuotteen konsentraatio nousee riittävälle tasolle. Kokeissa on huomattu, että ensisijaisen substraatin ollessa saatavilla, toissijaisen substraatin entsyymien vaatiman aineenvaihduntatuotteen konsentraatio pysyy matalana. (Lester 1999)

Kun ensisijaisen substraatin konsentraatio pidetään riittävän korkeana jatkuvissa diauksisissa viljelmissä, solut eivät hyödynnä toissijaista substraattia lainkaan. Kuitenkin, jos ensisijaisen ja toissijaisen substraatin konsentraatiot pidetään alhaisina, saattavat solut hyödyntää molempia substraatteja yhtä-aikaisesti. (Lester 1999)

Erilaiset aineenvaihdunnan kataboliset ja anaboliset reaktiot vaativat ja tuottavat erilaisia määriä energiaa, jonka määrä riippuu suoraan reaktiossa elektronin luovuttajalta vastaanottajalle siirtyvien elektronien määrästä. Jokaiselle reaktiolle voidaan laskea teoreettinen vapautuvan tai sitoutuvan energian määrä, jota kutsutaan Gibbsin energiaksi (ΔG^0). Kun Gibbsin energia on tietylle reaktiolle negatiivinen, se tarkoittaa, että reaktio vapauttaa energiaa ja voi tapahtua spontaanisti. Gibbsin energian ollessa positiivinen, se tarvitsee energiaa tapahtuakseen, ja ei täten voi tapahtua spontaanisti. (Henze et al. 2008)

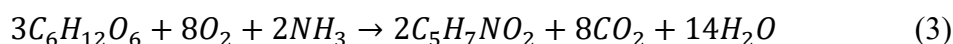
Erilaiset substraatit ja niiden hapettamisreaktiot vapauttavat erilaisia määriä energiaa. Esimerkiksi glukoosin hapettaminen aerobisesti käyttämällä happea elektronin vastaanottajana vapauttaa noin seitsemänkertaisesti enemmän energiaa kuin glukoosin anaerobinen hapettaminen, jossa hapen puuttuessa käytetään hiilidioksidia elektronien vastaanottajana. Koska anaerobinen katabolia on selvästi tehottomampaa, voidaan odottaa, että myös solun kasvu on hitaampaa. Erot mikrobien käyttämien substraateissa ja elektronien vastaanottajissa, ja täten erot aineenvaihdunnan reaktioiden Gibbsin energiassa, määräävät hyvin pitkälle niiden kasvuominaisuudet. (Henze et al. 2008)

Solun kasvuominaisuuksia kuvataan biomassan saannolla (engl. *Biomass synthesis yield*). Biomassan saanto määritellään kasvun, eli lisääntyneen biomassan ja kuluneen substraatin suhteena kaavan (2) mukaisesti,

$$\text{Biomassan saanto, } Y = \frac{g(\text{lisääntynyt biomassa})}{g(\text{kulutettu substraatti})} \quad (2)$$

jossa kulutettu substraatti ilmoitetaan tyypillisesti elektronin luovuttajana. Kun kulutettava elektronin luovuttaja on mitattavissa ja tiedossa, käytetään laskuissa ja yhtälössä suoraan tiedetyn yhdisteen määrää. Kun tarkka yhdiste ei ole tiedossa tai samankaltaisia yhdisteitä on useita, kuten jätevedenpuhdistuksessa, ilmoitetaan kulutettu substraatti mitattavalla, yleisellä parametrilla, kuten kemiallisella (engl. *Chemical oxygen demand, COD*) tai biokemiallisella (engl. *Biochemical oxygen demand, BOD*) hapenkulutuksella. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Kun tarkkoja substraatin yhdisteitä ei ole tiedossa, voidaan jätevedenpuhdistuksessa aerobisen orgaanisten yhdisteiden hapetusprosessin biomassan saantoa arvioida luvun 2.1.1 kaavasta (1) muunnetulla kaavalla



jossa substraattina toimiva orgaaninen aine on esitetty glukoosina ($M(C_6H_{12}O_6) = 180$ g/mol) ja uusi biomassa esitetty kaavalla $C_5H_7NO_2$ ($M(C_5H_7NO_2) = 113$ g/mol). Yksinkertaisuuden vuoksi fosfori on jätetty pois kaavasta (3). Kun glukoosi jaetaan uuden biomassan sekä hiilidioksidin ja veden pelkistämisen kesken, saadaan saannoksi

$$Y = \frac{\Delta(C_5H_7NO_2)}{\Delta(C_6H_{12}O_6)} = \frac{2 \times 113 \text{ g/mol}}{3 \times 180 \text{ g/mol}} = 0,42 \text{ g(biomassa)} / \text{g(glukoosi)} \quad (4)$$

Yleisesti jätevedenpuhdistuksessa biomassa määritellään VSS:nä (engl. *Volatile suspended solids*) ja substraatti COD:na (engl. *Chemical oxygen demand*), jolloin saadaan saannoksi

$$Y = \frac{2 \times 113 \text{ g/mol}}{(3 \times 180 \text{ g/mol}) \times (1,07 \text{ g(COD)} / \text{g(glukoosi)})} = 0,39 \text{ g(VSS)} / \text{g(COD)} \quad (5)$$

jossa jokaista COD grammaa kohden syntyy 0,39 g uutta biomassaa. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Biomassan saannon avulla voidaan ennustaa biomassan kasvuvauhtia, kun tiedetään, mikä on prosessiin tulevan jäteveden konsentraatio tietylle elektronin luovuttajalle. Taulukossa 2.2 on esitetty jätevedenpuhdistuksessa yleisiä biologisia reaktioita ja niiden saantoarvoja.

Taulukko 2.2 Biologisessa jätevedenpuhdistusprosessissa yleisiä hapetus-pelkistysreaktioita ja niiden biomassan saannot. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Kasvuympäristö	e ⁻ luovuttaja	e ⁻ vastaanottaja	Biomassan saanto, Y
Aerobinen	Org. yhdiste	Happi	0,45 g(VSS)/g(COD)
Aerobinen	Ammonium-N	Happi	0,12 g(VSS)/(g(NH ₄ -N))
Anoksinen	Org. yhdiste	Nitraatti	0,30 g(VSS)/g(COD)
Anaerobinen	Org. yhdiste	Org. yhdiste	0,06 g(VSS)/g(COD)
Anaerobinen	Asetaatti	Hiilidioksidi	0,05 g(VSS)/g(COD)

Jätevedenpuhdistuksessa käytetään tyypillisesti jatkuvatoimisia reaktoreita, joissa on lajistoltaan monimuotoisia systeemejä. Systeemiin kulkeutuu tulevan jäteveden mukana sekä muuten systeemin ulkopuolelta koko ajan uudenlaisia mikrobeja. Myös olosuhteiden vaihtumiset esimerkiksi vuodenaikojen, kemikaalipäästöjen ja prosessimuutosten vuoksi aiheuttavat valintapainetta mikrobien kesken. Tällaisessa koko ajan muuntu-

vassa ympäristössä koko mikrobipopulaation sisällä tapahtuvat lajien väliset vuorovaikutussuhteet ovat tärkeässä asemassa siinä, miten koko biologista prosessia ohjataan. (Lester 1999)

Yleisimmät mikrobien väliset vuorovaikutussuhteet on esitetty taulukossa 2.3. Suuri osa mikrobien välisistä vuorovaikutuksista on kilpailua. Vaikka eri lajit pystyvät käyttämään lukemattomia erilaisia substraatteja, riippuvuus samoista makroravinteista ja hivenaineista luo yksittäisten solujen välille kilpailutilanteen, ja sitä kautta valintapaineen. (Lester 1999)

Taulukko 2.3 Yleisimmät mikrobien väliset vuorovaikutussuhteet. (Lester 1999)

Vuorovaikutus	Määritelmä	Vaikutukset
Neutralismi	Ei vuorovaikutusta	A(0) B(0)
Kilpailu	Laji A ja B riippuvaisia samasta substraatista	A(-) B(-)
Kommensalismi	Laji A hyötyy laji B:n olemassaolosta	A(+) B(0)
Mutualismi	Laji A ja B hyötyvät toistensa olemassaolosta	A(+) B(+)
Symbioosi	Laji A laji B:lle välttämätön ja sama toisin päin	(A(+) B(+))
Amensalismi	Laji A kärsii laji B:n olemassaolosta	A(-) B (0)
Saalistus-/loissuhde	Laji A käyttää hyväkseen laji B:tä	A(+) B(-)

Taulukon 2.3 vuorovaikutussuhteita voidaan käyttää hyväksi biologisessa jätevedenpuhdistuksessa säätelemällä vallitsevia olosuhteita ja reaktorin valinnalla, eli suosiolla tavoitteiden kannalta tärkeitä lajeja. Biologisen prosessin ongelmat liittyvät usein mikrobipopulaation lajitasapainoon, jossa haitallisten lajien osuus koko populaatiosta kasvaa liikaa. Lajitasapainon ongelmat ovat tyypillisesti ratkaistavissa kiinnittämällä huomiota reaktorissa vallitseviin substraatti-, happi- ja pH-olosuhteisiin. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Yleisimpiä haitallisista lajiryhmistä ovat filamenttiset bakteerit, jotka normaalisti ovat hyödyllisiä flokinmuodostuksen kannalta, mutta liikaa lisääntytyään tekevät flokeista hitaasti laskeutuvia, mikä aiheuttaa ongelmia jälkiselkeytyksessä (Grady 1999). Filamenttisten bakteerien liika lisääntyminen liittyy alhaisiin substraatin, hapen tai ravinteiden konsentraatioihin (Metcalf & Eddy et al. 2014).

Haitallisten lajien estämiseksi on kehitetty biologisia prosesseja, joissa erityisen selektorivaiheen avulla estetään tai vähennetään haitallisten mikrobien lisääntymistä po-

pulaatiossa. Selektorivaihe on erillinen osasto tai osastojen sarja, jossa tuleva jätevesi sekoitetaan palautuslietteeseen ennen varsinaista ilmastusvaihetta. Tyypillisesti selektorivaiheen viipymä on 30 – 60 min. Selektorivaiheen tarkoitus on luoda mikrobeille flokinmuodostusta suosivat olosuhteet ja estää filamenttisten bakteerien sekä muiden haitallisten lajien lisääntyminen. Koska filamenttiset bakteerit ovat nopeampia kasvamaan alhaisissa substraatti- ja happikonsentraatioissa, eri lajien kinetiikkaeroihin perustuvissa selektoreissa pyritään pitämään mainitut pitoisuudet korkeina. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Aerobisten selektoreiden lisäksi voidaan ennen varsinaista ilmastusvaihetta käyttää anaerobisia tai anoksisia selektorivaiheita estämään haitallisten lajien kasvua. Filamenttiset lajien aineenvaihdunta ei pysty käyttämään hyväkseen nitraattia, nitriittiä tai polyfosfaatteja yhtä nopeasti kuin hyödylliset flokinmuodostajabakteerit. Aineenvaihduntaan perustuvien selektoreiden avulla saadaan myös parannettua typen ja fosforin poistoa. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

2.2 Biologinen jätevedenpuhdistus

Pääperiaatteeltaan jätevedenpuhdistamon tehtävänä on erottaa jäteveden kiintoaine, orgaaniset hiiliyhdisteet ja rehevöitymisen kannalta haitallisimmat (tärkeimmät) ravinteet pois purkuvesistöön tai jatkokäyttöön johdettavasta vesijakeesta. Kiintoaine poistetaan mekaanisin ja fysikaalisin yksikköprosessein, joita avitetaan kemiallisilla ja biologisilla menetelmillä. Kiintoaineen erotuksen mukana poistuu myös osa biologisesti hajoavasta hiilestä ja ravinteista. Osa hiilestä ja ravinteista on kuitenkin pienissä kiintoainehiukkasissa, kolloidisena tai liukoisessa muodossa. Niiden poistamista varten on 1900-luvun alusta lähtien kehitetty erilaisia biologiskemiallisia prosesseja. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Biologinen puhdistusprosessi tarkoittaa jäteveden johtamista kontrolloituun ympäristöön, reaktoriin, jossa bakteerien sekä muiden mikrobien luonnollista aineenvaihduntaa ja kasvua käytetään hyväksi poistamaan orgaanisia aineita (Grady 1999). Lisäksi biomassan avulla pidätetään osa siitä pienikokoisesta kiintoaineesta, joka on päässyt primääriseen vaiheeseen läpi (Metcalf & Eddy et al. 2014). Biologisen puhdistusprosessin tärkeimmät tavoitteet ovat Metcalfin ja Eddyn (2014) mukaan:

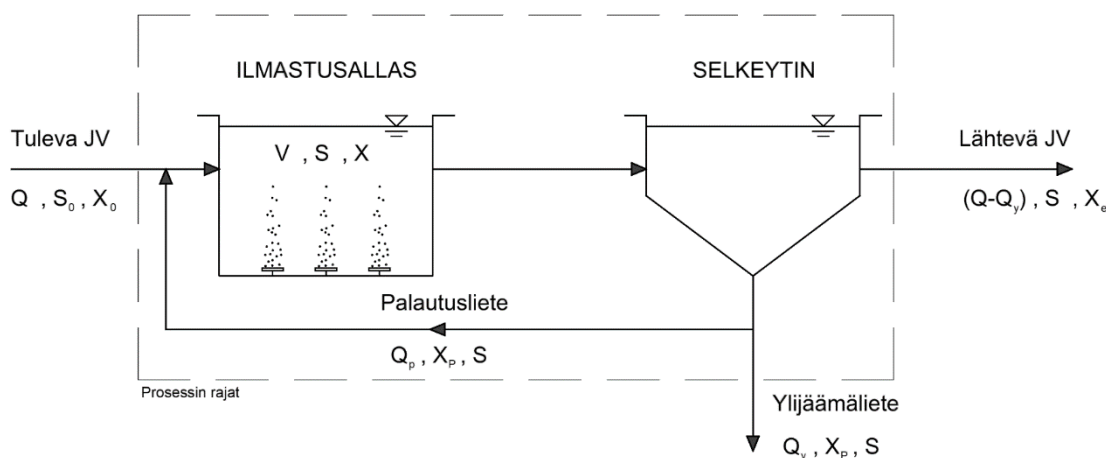
1. Biologisesti hajoavien pienhiukkasten ja liukoisten orgaanisten sekä tiettyjen epäorgaanisten yhdisteiden hapettaminen.
2. Pienikokoisten ja kolloidisten partikkeleiden pidättäminen biomassaan.
3. Rehevöitymistä aiheuttavien typen ja fosforin yhdisteiden muuntaminen tai poisto.
4. Haitallisten orgaanisten yhdisteiden jäämien poistaminen.

Biologisessa prosessissa bakteerien muodostama biomassa poistaa ja vähentää jäteveden biologisesti hajoavia aineita. Biomassan ja jäteveden kiintoaineen seosta kutsutaan lietteeksi. Lietepitoisuus kuvaa lietteen määrää vesitulavuutta kohden. Lietepitoisuudella tarkoitetaan yleisesti biomassan määrää tilavuutta kohti, vaikka osa siitä onkin

inaktiivista kiintoainetta. Aktiivilieteprosessissa lietteen määrä esitetään MLVSS:nä (engl. *Mixed liquor volatile suspended solids*). (Grady 1999)

Biologisten prosessien mallintamiseen, hallintaan ja suorituskyvyn mittaukseen on kehitetty useita parametrejä ja kaavoja. Tässä työssä keskitytään suspensioprosesseihin, mutta useat kaavat pienillä muokkauksilla ovat hyödynnettävissä myös biofilmiprosesseissa. Kuvan 2.3 kaaviossa on esitetty yksinkertaistettu aktiivilieteprosessi, jonka avulla voidaan johtaa tärkeimmät suspensioprosessia kuvaavat kaavat. (Grady 1999; Metcalf & Eddy et al. 2014)

Biologisen reaktorin ensisijaisena tarkoituksena on poistaa tai vähentää tulevan jäteveden substraattipitoisuus (S_0) haluttuun arvoon (S) ennen kuin se virtaa prosessista pois lähtevänä jätevetenä ($Q-Q_y$). Selkeytin oletetaan kaaviossa tilavuudeksi, jossa ei tapahdu substraatin konsentraation muutosta. Jatkuvassa prosessissa reaktoriin tulee koko ajan lisää substraattia (S_0), jolloin biomassa (X) lisääntyy. Koska reaktorin biomassan pitoisuutta (X) pyritään pitämään vakiona, joudutaan biomassaa poistamaan kasvun verran (Q_y). Prosessin biomassan pitoisuutta pidetään tarpeeksi alhaisena, jotta lähtevän jäteveden kiintoainepitoisuus (X_e) ei ylittäisi haluttua arvoa. Palautuslietteen biomassan pitoisuus (X_p) määrää ylijäämälietteen virtaaman (Q_y) pois prosessista. V kuvaa ilmastusaltaan tilavuutta. (Metcalf & Eddy et al. 2014)



Kuva 2.3 Aktiivilieteprosessi, jossa ylijäämäliete (Q_y) kerätään palautuslietteestä (Q_p). (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Useimpien biologisten jätevedenpuhdistusprosessien suorituskykyä mitataan hydraulisen viipymän (engl. *Hydraulic residence time, HRT*), lieteiän (engl. *Solids residence time, SRT*) ja orgaanisen kuormituksen (engl. *Organic loading rate, OLR*) avulla. Hydraulisella viipymällä kuvataan aikaa, jonka yksittäinen vesimolekyyli viettää keskimäärin reaktorissa (Nauman 2008). Viipymä määritellään reaktorin tilavuuden ja reaktoriin tulevan jäteveden virtaaman suhteena kaavalla

$$\text{Hydraulinen viipymä, } HRT [d] = \frac{V}{Q} \quad (6)$$

jossa V on reaktorin viipymä ja Q sisään tulevan jäteveden keskimääräinen virtaama. (Dionisi 2017)

Lieteikää, eli SRT:tä, pidetään tärkeimpänä prosessin suunnittelun parametrina. Sen avulla voidaan hallita erilaisten mikrobiologisten poistoprosessien toimintaa. Lie-teikä kuvaa aikaa, jonka yksittäinen mikrobi keskimäärin viettää koko prosessissa (kuva 2.3), ja määritellään reaktorissa olevan biomassan ja prosessista ylijäämälietteen avulla poistuvan biomassan suhteena. Lie-teikä kuvataan tyypillisesti päivissä. (Dionisi 2017)

Lieteikä lasketaan kuvan 2.3 tilanteessa kaavan (7) mukaan

$$\text{Lieteikä, } SRT [d] = \frac{VX}{(Q-Q_y)X_e + Q_y X_P} \quad (7)$$

jossa V on reaktorin (ilmastusaltaan) tilavuus, X reaktorin biomassan konsentraatio, Q tulevan jäteveden virtaama, Q_y ylijäämälietteen poistovirtaama, X_e lähtevän veden bio-massan konsentraatio ja X_P palautuslietteen biomassan konsentraatio. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Kolmas tärkeä suorituskyvyn parametri, OLR, kertoo kuinka paljon biohajoavaa substraattia virtaa tulevan jäteveden mukana prosessiin tietyssä ajassa. OLR määritellään kaavan (8) mukaan

$$\text{Orgaaninen kuormitus, } ORL \left[\frac{kgCOD}{m^3 * d} \right] = \frac{QS_0}{V} \quad (8)$$

jossa Q on tulevan jäteveden virtaama, S_0 tulevan jäteveden substraatin konsentraatio, joka tässä kaavassa on merkitty COD:ksi, ja V reaktorin tilavuus. Toisin kuin suunnitte-luparametrit HRT ja SRT, OLR voidaan laskea vasta suunnittelun tulosten perusteella (Dionisi 2017). (Metcalf & Eddy et al. 2014)

OLR kuvaa orgaanista kuormitusta tilavuutta kohti. Orgaaninen kuormitus on hyödyllistä laskea myös reaktorissa olevan biomassan määrää kohti. Ruoka/biomassa-suhde (engl. *Food to microorganism ratio, F/M*) määritellään kaavalla

$$F/M \left[\frac{gCOD}{gMLVSS * d} \right] = \frac{QS_0}{VX} \quad (9)$$

jossa Q on tulevan jäteveden virtaama, S_0 tulevan jäteveden substraatin konsentraatio, V reaktorin tilavuus ja X reaktorin biomassan konsentraatio. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Prosessin lietteen laskeutumisominaisuuksia kuvataan usein lieteindeksillä, eli SVI:llä (engl. *Sludge volume index*). Lie-teindeksi lasketaan kaavan (10) mukaisesti

$$SVI \left[\frac{mlMLVSS}{g} \right] = \frac{SET_{30min}}{MLVSS} \quad (10)$$

jossa SET_{30min} on 30 minuuttia laskeutetun lietteen tilavuus ja $MLVSS$ lietepitoisuus. Mitä alempi SVI on, sitä paremmin liete laskeutuu. Liete, joka on lieteindeksiltään alle 80, on erinomaisesti laskeutuvaa. Lie-teindeksiltään yli 150 olevia lietteitä pidetään huo-nosti laskeutuvana. (Grady 1999)

2.2.1 Biologiset jätevedenpuhdistusprosessit

Biologiset jätevedenpuhdistusprosessit jaetaan usein aerobisiin ja anaerobisiin prosesseihin. Aerobisissa prosesseissa bakteerit käyttävät aineenvaihdunnassaan elektronin vastaanottajana molekulaarista happea, kun taas anaerobisissa prosesseissa hapettomat olosuhteet pakottavat bakteerit ja arkeonit käyttämään muita lähteitä. Aerobisten ja anaerobisten prosessien erot johtuvat suurelta osin luvussa 2.1.2 mainituista eroista eri aineenvaihduntaprosessien saannoissa. Taulukon 2.2 hapetus-pelkistysreaktioissa, joissa elektronin luovuttajana toimii orgaaninen yhdiste, ja elektronin vastaanottajana olosuhteista riippuen happi tai toinen orgaaninen yhdiste, saadaan 7,5-kertainen ero saannossa. Tämä ero vaikuttaa muun muassa biomassan kasvuvauhtiin sekä ravinteiden ja energian tarpeeseen. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Molemmilla prosesseilla on hyötynsä ja haittansa, ja erilaisten ominaisuuksiensa ansiosta niitä käytetäänkin hyvin erilaisiin tarkoituksiin. Aerobiset jätevedenpuhdistusprosessit ovat yleisiä julkisilla jätevedenpuhdistamoilla, joilla substraattien pitoisuudet ovat suhteellisen alhaisia, mutta lämpötilan, kuormituksen ja virtaaman vaihtelut saattavat olla suuria. Anaerobiset prosessien hyödyt tulevat esiin kohteissa, joiden jätevesi on tasalaatuista ja sisältää korkeita substraattipitoisuuksia korkeissa lämpötiloissa. Taulukossa 2.4 on verrattu tyypillisiä aerobisten ja anaerobisten prosessien hyötyjä. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Taulukko 2.4 Aerobisten ja anaerobisten prosessien ominaisuuksia vertailtuna keskenään. VS-sarakkeen nuoli näyttää kummalla prosessilla on etu kyseisessä kategoriassa. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Aerobinen prosessi	VS	Anaerobinen prosessi
Kestää olosuhteiden vaihteluja	←	Herkkä muutoksille
Ilmastus vaatii energiaa	→	Kestää korkeat substraattipitoisuudet
Toimii alhaisissa lämpötiloissa	→	Vaatii vähemmän energiaa
Käynnistysaika viikkoja	←	Reaktionopeudet lämpötilariippuvaisia
OLR 0,5-3,2 kgBOD/kg*d	→	Tuottaa vähemmän ylijäämälietettä
	←	Käynnistysaika kuukausia
	→	Tuottaa hyödynnettävää biokaasua
	→	OLR jopa 32 kgBOD/kg*d
	←	Hajuhaitat
	←	Vaatii jatkokäsittelyn (BOD/N/P)

Jätevedenpuhdistuksessa käytettävät reaktorit voidaan jakaa kahteen osa-alueeseen myös sen mukaan, kuinka puhdistuksen kannalta tärkeät mikrobit saadaan pysymään prosessissa. Biofilmi prosessi (engl. *Attached growth process*) on reaktorityyppi, jossa bakteerit pyritään saamaan asettumaan erilaisille inerteille pinoille. Bakteerit muodostavat pinnalle biofilmin, joka kiinnittää kasvuston kantoaineeseen. Erilaisia kantoaineita

ovat luonnolliset partikkelit, kuten hiekka, muoviset kantoainepartikkelit. Biofilmiprosesseihin luetaan myös reaktorit, joissa biofilmi kasvaa kiinteillä kasvualustoilla, kuten bioroottoreissa. (Grady 1999)

Suspensioprosesseissa (engl. *Suspended growth process*) käytetään hyväksi bakteerien kykyä muodostaa solujen yhteiskasvustoja, eli flokkeja. Vapaasti nestetilavuudessa vaeltavat flokit laskeutuvat painovoimaisesti yksittäisiä soluja merkittävästi nopeammin, jolloin ne voidaan erottaa selkeytyksen avulla käsitellystä jätevedestä. Koska flokit laskeutuvat alaspäin lopulta pohjalle kerrokseksi, suspensioreaktoreissa käytetään tyypillisesti erilaisia sekoitusmenetelmiä, joilla ravinteet saadaan mahdollisimman laajasti solujen ulottuville. (Grady 1999; Metcalf & Eddy et al. 2014)

2.2.2 Aerobiset suspensioprosessit

Laajimmin käytössä oleva suspensioprosessi on aktiivilieteprosessi (engl. *Activated sludge process*) (Grady 1999). Se kehitettiin Englannissa 1910-luvun alussa, kun tutkijat huomasivat, että jäteveden ilmastuksen puhdistava vaikutus oli suurelta osin mikrobien ansiota. Yksinkertaisimmillaan aktiivilieteprosessi sisältää kolme osaa (kuva 2.3): 1. Ilmastettu reaktori, jossa mikrobit käyttävät aineenvaihduntaansa jäteveden yhdisteitä. 2. Yksikkö, jossa ilmastusaltaan liete ja muu kiintoaine erotetaan nestejakeesta. 3. Lietteen palautus takaisin reaktoriin. Yli sadan vuoden aikana aktiivilieteprosessia ja sen osia on muunneltu useita kertoja. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

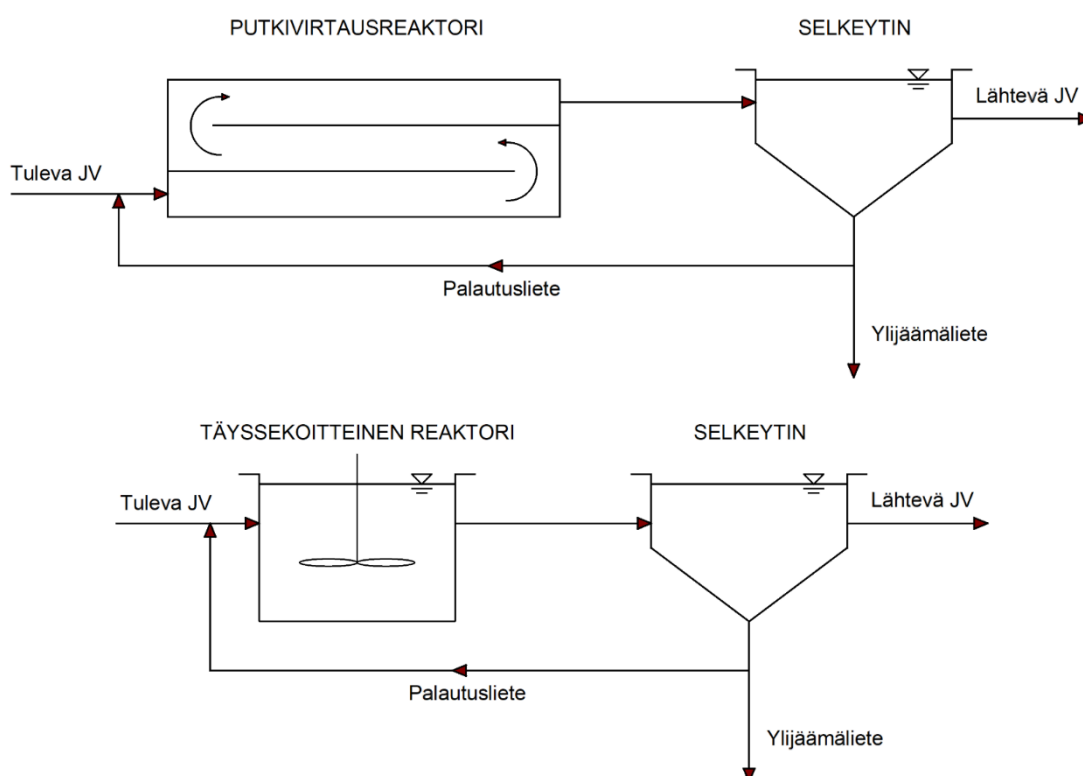
Nykyaikasilla aktiivilieteprosesseissa on orgaanisen hiilen sekä kiintoaineen poiston lisäksi otettu huomioon myös biologinen kokonaistypen poisto. Suomen jätevedenpuhdistamoiden kokonaisvirtaamasta vain 6 %:lla ei ole minkäänlaista typenpoistovaati- musta (Suomen Vesilaitosyhdistys ry 2016). Typenpoiston erityiset olosuhdevaatimukset näkyvät reaktoreissa rakenteellisina ja ohjauksellisina toimintoina. Nämä prosessimuunnelmat osaltaan muuttavat myös orgaanisen hiilenpoiston mikrobiologiaa. Nitrifikaatio, eli ammoniumtypen hapettuminen nitriitin kautta nitraatiksi, vaatii normaalin aktiivilieteprosessin aikana pidemmän SRT:n. Rakenteellisena erona typenpoistolle ovat tyypillisiä anoksiset vaiheet, joissa mahdollistetaan denitrifikaatio. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Fosforinpoisto on perinteisesti toteutettu kemiallisella saostuksella rauta- ja alumiinisuolojen avulla, Suomessa 98 % kokonaisvirtaamasta puhdistetaan kemiallisesti saostamalla (Suomen Vesilaitosyhdistys ry 2016). Kemiallista fosforinpoistoa on kuitenkin mahdollista tehostaa biologisella fosforinpoistolla. Biologinen fosforinpoisto vaatii erityiset olosuhteet, joissa fosforia varastoivat bakteerit keräävät oikeissa olosuhteissa fosforia solujensa sisään polyfosfaatteina. Kun biomassaa kerätään ylijäämälietteenä talteen, saadaan solujen sisäänsä varastoima fosfori pois prosessista. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Aktiivilieteprosessit voidaan jakaa kolmeen luokkaan niiden rakenteen ja toiminnan perusteella. Suurin osa ensimmäisistä jatkuvatoimisista reaktoreista 1970-luvulle asti rakennettiin tulppavirtausreaktoreiksi (engl. *Plug-flow*), joissa ilmastusreaktorin pituus on suuri verrattuna leveyteen, tyypillisesti yli kymmenkertainen. Ideaalisessa tulppavir-

tausreaktorissa jäteveden yksittäiset molekyylit virtaavat samassa järjestyksessä niin sisään kuin uloskin reaktorista, ilman sekoittumista. Tulppavirtausreaktoriin syntyy erilaisia mikrobiologisia olosuhteita substraatti- ja happipitoisuuksien muuttuessa reaktorin pituuden ja kontaktiajan funktiona. Pitoisuuksien erot reaktorin eri osissa mahdollistavat prosessin ohjaamisen eri substraattien hyödyntämiseen eri reaktorin osissa, tai kustannussäästöjä esimerkiksi ilmastuksen määrän vähentämisellä reaktorin loppupäätä kohti. Reaktorin sisäisen sekoittumisen ja laimentumisen puute saattaa kuitenkin aiheuttaa ongelmia, kun tulevassa jätevedessä on mikrobeille haitallisia aineita. (Grady 1999; Metcalf & Eddy et al. 2014)

Tulppavirtausreaktorin vastakohtana voidaan pitää täyssekoitteista reaktoria (engl. *Complete-mix reactor, complete-mix activated sludge, CMAS*). Ideaalisessa täyssekoitteisessa reaktorissa pitoisuudet ovat samat joka puolella. Sekoittuminen ja sitä kautta parempi laimentuminen vähentävät jäteveden mukana tulevien haitallisten aineiden vaikutuksia. Kuvassa 2.4 on esitetty tulppavirtausreaktori ja täyssekoitteinen reaktori ilman esiselkeytystä. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

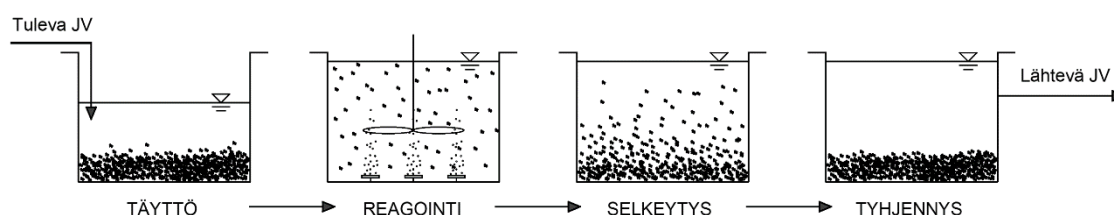


Kuva 2.4. Tulppavirtaus- ja täyssekoitteisen reaktoreiden prosessikaaviot. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Jatkuvatoimisten reaktoreiden lisäksi jätevedenpuhdistuksessa käytetään panosreaktorin muunnelmia, eli SBR:iä (engl. *Sequencing batch reactor*). Puhtaassa panosreaktorissa reaktorin tilavuus täytetään käsiteltävällä nesteellä, tyhjenetään kokonaan prosessin jälkeen, eikä prosessiin aikana lisätä tai poisteta aineita (Mann 2009). Jotta panosprosessi olisi jätevedenpuhdistuksen biomassan kannalta järkevää, SBR:ssä ei poisteta

reaktorin tilavuutta kokonaan. Yksinkertaisimmillaan SBR:ssä suoritetaan samat operaatiot lietteelle kuin jatkuvatoimisissa aktiivilieteprosesseissa. SBR:ssä ei kuitenkaan ole jälkiselkeyttä, vaan ilmastus, selkeytys ja täyttö tapahtuvat kaikki samassa tilavuudessa. Tämä saadaan aikaan jaksottamalla operaatiot eri kohtiin ajallisesti. (Grady 1999; Metcalf & Eddy et al. 2014)

SBR:n operaatiot on jaksotettu sykliin, joka toistuu prosessin aikana. Yksi kokonainen sykli on kuvattu kuvassa 2.5, ja yhden syklin aikana tapahtuvat operaatiot on esitetty järjestyksessä sen alla. (Grady 1999; Metcalf & Eddy et al. 2014)



Kuva 2.5 SBR:n sykli neljällä operaatiolla. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

1. Täyttö. Reaktoriin syötetään tulevaa jätevettä, jonka mukana tulee uutta substraattia.
2. Reagointi. Reaktoria ilmastetaan tai sekoitetaan, jolloin biomassa pääsee reagoimaan substraatin kanssa.
3. Selkeytys. Ilmastus tai muu sekoitus lopetetaan ja biomassan annetaan laskeutua pohjaa kohti, jolloin biomassan ja veden pinnan välille muodostuu kirkas vesikerros.
4. Tyhjennys. Reaktorista poistetaan kirkastettua vettä ilman, että biomassaa pääsee eteenpäin.
5. (Tauko). Valinnaisen tauon aikana voidaan suorittaa esimerkiksi ylijäämälietteenpoisto tai odottaa rinnakkaissysteemeissä rinnakkaisten reaktoreiden toimintoja.

Verrattuna jatkuvatoimisiin aktiivilieteprosesseihin, SBR:llä on monia etuja. SBR-prosessi on rakenteellisesti yksinkertainen, koska kaikki operaatiot tapahtuvat samassa reaktiutilavuudessa, eli esi- tai jälkiselkeyttä, eikä palautuslietteen kierrätystä tarvita. SBR-prosessit kestävät myös tyypillisesti isoja hydraulisen kuormituksen ja BOD-pitoisuuksien vaihteluja. (Wang et al. 2010)

SBR:n huonoja puolia ovat monimutkainen prosessin ohjaus ja ohjaukseen liittyvien tarvikkeiden huollon tarve. Panosprosessin hallintaan tarvitaan ajastuksia ja erilaisia antureita, jolloin myös henkilökunnalta vaaditaan korkeampaa tietotasoa, kuin perinteisissä jatkuvatoimisissa prosesseissa. Haittana on myös perinteisen panosprosessin luontainen ominaisuus, joka estää tulevan jäteveden vastaanottamisen jatkuvasti, jolloin verkostosta tulevaa jätevettä joudutaan pidättämään ennen prosessia, tai rakentamaan kaksi tai useampia rinnakkaista reaktoria. Markkinoilla on kuitenkin SBR-prosesseja, jotka

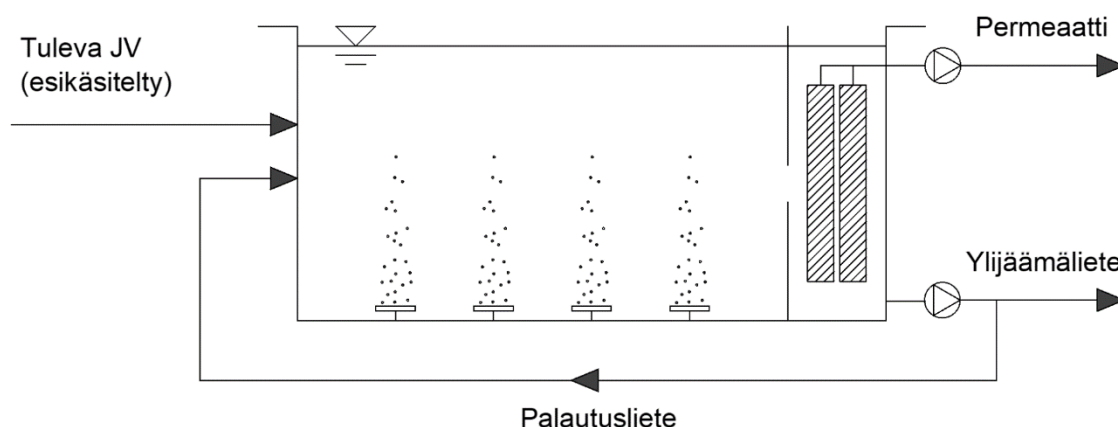
pystyvät rakenteensa ansiosta ottamaan sisäänsä tulevaa jätevettä jatkuvasti. (Wang et al. 2010)

Edellä mainituissa aktiivilieteprosessin muunnelmissa erotetaan biomassa ja muu kiintoaine käsitellystä jätevedestä laskeuttamalla painovoimaisesti. Erotusprosessi toteutetaan rakenteellisesti jälkiselkeyttimillä tai selkeytysvaiheessa jaksottamalla operaatiot ajallisesti erilleen, kuten SBR-prosesseissa. Näissä selkeytykseen perustuvissa tekniikoissa lietepitoisuudella ja lietteen laskeutuvuudella on tärkeä rooli. Painovoimainen selkeyttäminen asettaa lieteindeksille ja sitä kautta lietepitoisuudelle ylärajan, jonka jälkeen liete ei enää laskeudu tarpeeksi nopeasti jälkiselkeyttimissä. Lietepitoisuuden yläraja painovoimaista selkeyttämistä käyttävillä prosesseilla vaihtelee tyypillisesti 4 – 5 gMLVSS/l välillä. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Painovoimaista selkeytystä on parannettu eri tekniikoin muun muassa käyttämällä flokkautumista ja laskeuttamista parantavia kemikaaleja sekä käyttämällä biologisia selektoreita, jotka suosivat halutunlaista, nopeasti laskeutuvaa bakteerikantaa. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Painovoimaiselle selkeytykselle on kaksi vaihtoehtoista tapaa erottaa liete käsitelystä vedestä, flotaatio ja kalvosuodatus. Flotaatiossa (engl. *Diffused air flotation*) erilliseen flotaatiotilavuuteen pumpataan lietteen lisäksi paineellistettua vettä, johon on lisätty ilmaa. Kun paineellistettu vesi johdetaan ilmakehän paineeseen flotaatiotilavuuden pohjalle, ilma vapautuu mikrokuplina. Mikrokuplat nousevat ylöspäin ja matkallaan pinnalle kaappaavat mukaansa kiintoainetta. Kiintoaine kerääntyy pinnalle kerrokseksi, joka kerätään kaapimilla talteen palautus- ja ylijäämälietteeksi. Flotaation suurin etu on nopeamman erotusprosessin ansiosta pienempi flotaation vaatima tilavuus, jopa 5 % painovoimaisen selkeytyksen tilavuudesta. Muita etuja painovoimaiseen selkeytykseen verrattuna ovat selvästi lyhyempi bakteerien viettämä aika prosessointitilavuuden ulkopuolella, sekä ylijäämälietteen korkeampi lietepitoisuus. Flotaation haittapuolia ovat suuremmat käyttökustannukset sekä mikrokuplien muodostamiseen tarvittavat monimutkaisemmat laitteet. (Wang et al. 2010; Metcalf & Eddy et al. 2014)

Kalvosuodatus-, eli MBR-prosesseissa (engl. *Membrane bioreactor, MBR*), vesi ja kiintoaine erotetaan toisistaan suodattamalla. Reaktoriin veden alle upotettuun kalvosuodatusyksikköön luodaan imemällä alipaine, jolloin vesi ja sen mukana lionnet aineet imeytyvät membraanin alipaineiselle puolelle. Kiintoaine ei pääse membraanin huokosista läpi, vaan jää reaktoriin. Haluttua lietepitoisuutta pidetään yllä pumppaamalla membraanien ulkopuolelle jäävä liete sisäiseen kiertoon, joka palauttaa lietteen reaktorin alkupäähän. Haluttu lietepitoisuus pidetään yllä poistamalla ylijäämäliete sisäisen kierron, eli palautuslietteen, virtaamasta (kuva 2.6). (Metcalf & Eddy et al. 2014)



Kuva 2.6 MBR-prosessi, jossa kalvosuodatusyksikkö on omassa tilassaan. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

MBR-prosessi ei ole riippuvainen lietteen laskeutuvuusominaisuuksista. Tämän vuoksi kalvosuodatusprosesseissa voidaan pitää yllä korkeampia MLVSS-pitoisuuksia kuin selkeytysprosesseissa, tyypillisesti 8 – 12 gMLVSS/l. Korkeamman lietepitoisuuden takia reaktori voidaan mitoittaa tilavuudeltaan pienemmäksi. Pienemmän reaktoritilavuuden ja huomattavasti vähemmän tilaa vaativan kiintoaineen erotusprosessin ansiosta MBR:n tilavaatimus on tyypillisesti alle 50 % selkeytysprosesseista. Muita hyötyjä ovat erinomainen lähtevän jäteveden laatu sameuden ja kiintoaineen kannalta sekä se, että filamenttisista bakteerikannoista ei ole haittaa. Kalvosuodatuksen haittoja ovat korkeat pumppauskustannukset, säännöllisestä kalvojen vaihdosta johtuvat kustannukset ja toimintakatkot, sekä kalvojen puhtaanapidon vaatimukset. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Taulukkoon 2.5 on kerätty erilaisten biologisten jätevedenpuhdistusprosessien mitoitus- ja suorituskykyparametreja. Ensimmäiset yhdeksän ovat suspensioprosesseja, seuraavat kaksi biofilmiprosesseja, ja viimeiset neljä anaerobisia prosesseja. Taulukon parametrien eroista voidaan huomata, että erilaisilla prosesseilla pyritään erilaisiin tavoitteisiin etenkin typenpoiston kannalta. Lyhyillä SRT:llä ei tähdätä korkeisiin nitrifikaatioarvoihin. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Taulukko 2.5 Erilaisten biologisten jätevedenpuhdistusprosessien mitoitus- ja suorituskypäparametreja. Selitykset prosessityyppien lyhenteille: *Aerob* = aerobinen, *AS* = aktiiviliete, *jatk.* = jatkuvatoiminen, *TF* = biosuodatin (*trickling filter*), *Anae* = anaerobinen. Anaerobisten reaktoreiden *OLR*:t ovat yksikössä [$\text{kgBOD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$] (Wang et al. 2010; Metcalf & Eddy et al. 2014)

Nimi	Prosessi	F/M [gBOD/ gMLVSS*d]	OLR [kgBOD/ m ³ *d]	MLVSS [gMLVSS/ l]	HRT [h]	SRT [d]
Tulppavirtaus	Aerob AS	0,2 – 0,4	0,3 – 0,7	1 – 3	4 – 8	3 – 15
CMAS	Aerob AS	0,2 – 0,6	0,3 – 1,6	1,5 – 4	3 – 6	3 – 15
Pure O₂	Aerob AS	0,5 – 1,0	1,3 – 3,2	2 – 4	1 – 3	1 – 4
Highrate aero	Aerob AS	0,4 – 0,8	0,8 – 2,0	3 – 5	2 – 4	2 – 5
Stepfeed	Aerob AS	0,2 – 0,4	0,7 – 1,0	1,5 – 4	3 – 5	3 – 15
Ox. ditch	Aerob AS	0,04 – 0,1	0,1 – 0,3	3 – 5	15 – 30	15 – 30
SBR	AS	0,04 – 0,1	0,1 – 0,3	2 – 5	15 – 40	15 – 30
ICEAS,CAAS	AS jatk. SBR	0,04 – 0,1	0,1 – 0,3	2 – 5	15 – 40	15 – 30
MBR	Aerob MBR			8 – 12		
Biosuodatin	Aerob TF		0,6 – 2,4			
IFAS	TF+AS			2,5 – 3	4 – 5	
ANL	Anae		< 2,0		20 – 50	50 – 100
UASB	Anae lietepeti		5 – 20		4 – 8	> 30
FB	Anae kantoaine		20 – 40			
AMBR	Anae SBR		1,2 – 2,4		6 – 24	50 – 200

Taulukossa käytetyt reaktoryyppien lyhenteet: *CMAS* = Complete mix active sludge, *pure O₂* = High purity oxygen aktiivilieteprosessi, *High-rate aero* = ensimmäinen vaihe *AB*-prosessissa (erikseen lietteet *BOD*:n ja ammoniun tyyppien poistolle), *Ox. ditch* = Oxidation ditch, *SBR* = Sequenced batch reactor, *ICEAS* = jatkuvatoiminen *SBR* (Intermittent cycle extended aeration system), *CAAS* = jatkuvatoiminen *SBR* (Cyclic activated sludge system), *MBR* = Membrane bioreactor, *IFAS* = Biosuodattimen jälkeen aktiivilieteprosessi, *ANL* = Anaerobic lagoon system, *UASB* = Upflow anaerobic sludge blanket, *FB* = Fluidized bed, *AMBR* = Anaerobic migrating blanket reactor.

Biofilmiprosesseilla on erilaiset mitoitusvaatimukset biomassan ja substraattien kannalta verrattuna suspensioprosesseihin (taulukko 2.5). Biofilmiprosesseissa suorituskypä ei ole tyypillisesti riippuvainen substraattien ja biomassan konsentraatioiden suhteista, vaan siitä, kuinka tehokkaasti substraatit diffusoituvat eri syvyyksille biofilmissä. Siten F/M-suhde ei ole tärkeä parametri biofilmiprosesseissa. Myös anaerobisten prosessien SRT:t ovat korkeita verrattuna aerobisiin prosesseihin. Korkea SRT liittyy kuitenkin anaerobisten mikrobien hitaaseen kasvunopeuteen, eikä anaerobisissa olosuhteissa ole typpipoistoa. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

2.2.3 Monivaiheiset aktiivilieteprosessit ja niiden biologia

Aktiivilieteprosessien vaiheistamisella, eli reaktoritilavuuden jakamisella fyysisesti eri osastoihin, on monia eri hyödyllisiä vaikutuksia niin pelkän BOD:n, kuin typen ja fosforin poiston kannalta. Kokonaistypenpoiston ja biologisen fosforinpoiston kannalta on välttämätöntä, että puhdistusprosessi on jaettu olosuhteiltaan erilaisiin osastoihin. Kokonaistypenpoistossa aerobinen reaktori mahdollistaa BOD:n poiston ja nitrifikaation, mutta nitraatin hapettaminen ilmakehän typeksi, eli denitrifikaatio, vaatii anoksiset olosuhteet. Denitrifioivat mikrobit tarvitsevat nitrifioivia bakteereja muuttamaan jäteveden ammoniumtypen nitraatiksi. Monivaiheinen reaktori mahdollistaa typen hapettumisen kahdessa erilaisessa happiolosuhteessa vaativassa vaiheessa mahdollisimman pitkälle, lopulta molekulaariseksi typeksi. Tällöin tiettyä hapettumisen vaihetta suorittava bakteerikanta halutaan pitää samoissa oloissa omassa osastossaan. Biologisessa fosforinpoistossa bakteerit siirtyvät osastosta ja sitä kautta substraattiolosuhteesta toiseen. (Henze et al. 2008; Metcalf & Eddy et al. 2014)

Anoksiset vaiheet myös parantavat BOD:n poistoa, vaikka denitrifikaatio ei olisiakaan tavoitteena. Anoksiset osuudet toimivat selektoreina, jotka parantavat lietteen laskeutuvuutta vähentämällä filamenttisten bakteerien osuutta, ja lisäämällä PAO:den esiintyvyyttä biomassassa. Anoksiset osuudet parantavat myös jälkiselkeytyksen tehokkuutta siirtämällä denitrifikaation typpikuplien aiheuttaman kelluvan lietteen pois jälkiselkeytyksestä. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Vaiheistetut reaktorit, joissa jokainen vaihe on aerobinen, voivat myös parantaa puhdistustehokkuutta. Perinteisessä tulppavirtausreaktorissa ilmastuksen intensiteettiä voidaan yleensä vähentää virtauksen edetessä kohti loppua, kun substraattitasot vähenevät. Ilmastuksen vähentäminen vaiheittain tuo kustannussäästöjä ja parantaa vaikeasti hajotettavien orgaanisten yhdisteiden hapettamista ja nitrifikaatiota, kun reaktorin eri kohdissa on erilaiset kineettiset olosuhteet. COD:n kannalta tämä tarkoittaa, että myös vaikeasti biohajoaville yhdisteille löytyy hyödyntäjiä, mitä lähempänä reaktorin loppupäätä ollaan. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Ilmastuksen kustannussäästöjä ja vaikeasti hyödynnettävien orgaanisten yhdisteiden hapettamista voidaan parantaa merkittävästi jakamalla yksi reaktori moneen erilliseen osastoon. Tyypillisesti käytännön toteutuksissa SRT pyritään pitämään moninkertaisena HRT:n nähden, jolloin tulevan jäteveden ja etenkin palautuslietteen kierron aiheuttaman virtaaman yhteisvaikutuksesta osastojen kannat sekoittuvat eivätkä erotu toisistaan merkittävästi. Koska biomassassa on melko homogeenista osastosta riippumatta, myös MLVSS-pitoisuus pysyy jokaisessa osastossa samana. Tämä on hyödyksi ensimmäisten osastojen jälkeen, sillä vaikka substraatteja on tarjolla enää vain alhaisilla pitoisuuksilla, korkea MLVSS-pitoisuus verrattuna substraattien pitoisuuteen pitää hapettamisnopeuden riittävällä tasolla. Vaiheistamisen tehokkuus korostuu etenkin nitrifikaatiossa. Teoreettisesti neljään osastoon jaettu aerobinen vaiheistettu reaktori voi päästä samaan nitrifikaatiotehokkuuteen kuin täyssekoitteinen reaktori vain 75 % reaktoritilavuudella. (Grady 1999; Metcalf & Eddy et al. 2014)

Monivaiheisissa prosesseissa syntyy erilaisia olosuhdegradientteja osastojen välille. Olosuhdegradientteja voidaan myös tuottaa ajallisesti SBR-prosesseissa. Kun mikrobit siirtyvät fyysisesti tai ajallisesti vaiheesta toiseen, ne altistuvat syklisesti rikkaisiin sekä köyhiin substraattiolosuhteisiin. Tätä dynaamista sykliä kutsutaan feast-famine-vaihteluksi. Feast-famine-vaihtelulla on monia vaikutuksia mikrobien biologiaan, erityisesti kasvuvasteeseen ja solunsisäiseen substraatin varastointivasteeseen. (Daigger & Grady 1982; Majone et al. 1999)

Dynaamisissa olosuhteissa mikrobien aineenvaihdunta ei ehdi sopeutua tarpeeksi tiettyyn ympäristöön, jolloin ne tuottavat ylimääriä proteiinisynteesin rakennuspalikoita myös köyhemmissä olosuhteissa. Kun mikrobit palaavat takaisin rikkaisiin olosuhteisiin, ne pystyvät miltei välittömästi nostamaan kasvuvauhtiaan kasvuvasteen ansiosta. Tällöin biomassaa lisääntyy kasvuvauhtinsa mukaisesti. (Majone et al. 1999)

Mikrobit saattavat sopeutua vaihteleviin olosuhteisiin myös kehittämällä varastointikyvyn. Substraattirikkaassa ympäristössä varastointiin kykenevät solut imevät substraattia sisäänsä joko muunnettuna polymeereiksi, tai muuntumattomana. Substraatin solunsisäinen polymerisaatio on korvaava aineenvaihdunnallinen prosessi kasvuvasteelle. Molemmissa prosesseissa solut syntesoivat uusia aineita, mutta toisin kuin biomassan lisääntymisen käynnistävässä kasvuvasteessa, substraatin varastoinnissa solut syntetisoivat vain solunsisäisen varastoinnin mahdollistavia yhdisteitä. Koska varastointipolymerien synteesointi on yksinkertaisempaa ja tehokkaampaa kuin kokonaisen uuden solun rakentaminen, sitä pidetään dynaamisissa oloissa nopeampana ja vähemmän sopeutumista vaativana selviytymiskeinona. (Majone et al. 1999)

Substraatin polymerisaation lisäksi solut pystyvät tietyissä olosuhteissa imemään sisäänsä substraattia akkumulaation avulla. Akkumulaatiossa solu absorboi substraatin miltei muuttumattomana. Verrattuna polymerisaatioon akkumulaatio on rajallisempi substraatin varastointimenetelmä muun muassa solun sisäisen osmoottisen paineen takia. (Majone et al. 1999)

Eri vaiheissa monivaiheista prosessia on tarjolla erilaisia substraatteja. On huomattu, että mikrobit kuluttavat ensiksi helpoiten hyödynnettävissä olevan substraatin loppuun, ennen kuin siirtyvät hyödyntämään muita tarjolla olevia substraatteja (Lester 1999). Siirtyminen toisen substraatin hyödyntämiseen vaatii kuitenkin aina solun aineenvaihdunnan muutoksen, eli lag-vaiheen. Lag-vaihe hidastaa solun lisääntymistä. Syklisesti muuttuvissa olosuhteissa bakteerien on huomattu kehittävän erilaisia geneettisiä sopeutumia, ja ei-geneettisiä biologisia toimintoja, joilla ne voivat lyhentää lag-vaihetta siirryttäessä toiseen substraattiin. (Lambert et al. 2014)

Lambertin et al. (2014) tutkimuksessa huomattiin *E. colin* käyttävän kahta ei-geneettistä toimintoa lag-vaiheen lyhentämiseen syklisesti vaihtelevissa substraattiolosuhteissa. Tutkimuksessa seurattiin *E. colin* kinetiikkaa ja metaboliaa annosteltaessa vuorotellen glukoosia ja laktoosia. Ensimmäinen ei-geneettinen toiminto, niin kutsuttu fenotyyppinen muisti (engl. *Phenotypic memory*), hyödynsi erittäin stabiileja solunsisäisiä proteiineja, jotka siirtyivät solunjakautumisessa jopa kymmenen seuraavan generaation

ajan. Proteiinit pitivät yllä laktoosin hyödyntämisen mahdollistavaa aineenvaihduntaa, vaikka laktoosia ei ollut esiintynyt moneen sukupolveen. Saman mekanismin uskotaan olevan käytössä myös muilla organismeilla ja muille substraattiryhmillä. (Lambert et al. 2014)

Toinen tutkimuksessa löydetty ei-geneettinen toiminto oli niin kutsuttu vastemuisti (engl. *Response memory*). Vastemuistin ansiosta solun aineenvaihdunta jää pitämään yllä yhden generaation aikana aistittujen substraattien hyödyntämiseen tarvittuja entsyymi- ja proteiinisynteesiä. Toisin sanoen menneisyudessa havaitun substraatin aineenvaihduntamekanismeja ilmentävät geenit eivät kytkeydy pois päältä, vaikka kyseistä ulkoista stimulusta ei enää esiinny elinympäristössä. (Lambert et al. 2014)

3 TUTKIMUSMENETELMÄT JA AINEISTOT

Laboratoriojakso ja mittaukset suoritettiin Tampereen Teknillisen Yliopiston Kemian ja biotekniikan laitoksen laboratorioissa. Koeajoissa tutkittiin kahden monivaiheisen ja yhden yksivaiheisen reaktorin toimintaa maaliskuusta 2014 heinäkuuhun 2014, yhteensä 134 koepäivän ajan.

3.1 Synteettinen jätevesi ja siemenliete

Koeajoissa bioreaktoreiden syötteenä käytettiin synteettistä jätevettä. Jätevesikonsentraatti valmistettiin laboratoriossa, jonka jälkeen se sekoitettiin verkostoveden avulla syötteenksi. Synteettinen jätevesi valmistettiin Nopens et al. (2001) pohjalta (taulukko 3.1).

Taulukko 3.1 Synteettisen jäteveden alkuperäinen koostumus ja ravinnearvot kemialliselle hapenkulutukselle, kokonaistypelle sekä kokonaisfosforille. Tutkimuksessa käytetyn synteettisen jäteveden koostumus ja ravinnearvot taulukossa 3.2. (Nopens et al. 2001)

Raaka-aine	[mg/l]	COD [mg/l]	TN [mg/l]	TP [mg/l]
Urea	91,74	23,22	42,81	0
NH ₄ Cl	12,75	0	3,52	0
NaC ₄ H ₃ O ₂	79,37	79,37	0	0
Peptoni	17,41	17,41	0,67	0
MgHPO ₄ * 3 H ₂ O	29,02	0	0	5,14
KH ₂ PO ₄	23,4	0	0	3,14
FeSO ₄ * 7 H ₂ O	5,8	0	0	0
Tärkkelys	122	122	0	0
Maitojauhe	116,19	116,19	6,95	1,14
Hiiva	52,24	52,24	6,28	0
Soijapapuöljy	29,02	29,02	0	0
	Yht.	439,45	60,23	9,42
	COD : TN : TP	100	13,7	2,1

Nopens et al. (2001) tutkimuksessa käyttämän synteettisen jäteveden kemiallinen hapenkulutus oli 439,45 mg/l ja COD:TN:TP-suhde 100:13,7:2,1. Tämän alkuperäisen synteettisen jäteveden teoreettinen BOD:COD-suhde oli 0,65. Viinikanlahden jätevedenpuhdistamon antamien tietojen mukaan ilmastusaltaaseen virtaavan jäteveden COD-arvo vuonna 2013 oli keskimäärin 184,62 mg/l ja COD:TN:TP-suhde oli vastaavasti 100:21:1,1 (Viinikanlahti 2013, 2014). Koska reaktoreiden lietteet haettiin Viinikanlahden puhdistamon ilmastusaltaista, muutettiin synteettisen jäteveden raaka-aineiden suhteita niin, että ravinnekoostumus vastasi puhdistamon oloja. Myös Nopens et al. (2001)

mukaan valmistettiin myös hivenaineliuos, joka valmistettiin aina konsentraatin yhteydessä (taulukko 3.2).

Taulukko 3.2 Syötteen koostumus koepäivästä 6 eteenpäin, kun konsentraattia syötettiin 16 x 2 min / vrk.

Rooli	Raaka-aine	[mg/l]	COD [mg/l]	TN [mg/l]	TP [mg/l]
TN	Urea	76,48	19,36	35,69	0
COD	Glukoosi/taloussokeri	87,14	87,14	0	0
COD	NaC₂H₃O₂	63,32	63,32	0	0
TP	KH₂PO₄	14,72	0	0	1,97
MAKRORAVINTEET	NH₄Cl	1,91	0	0,53	0
	Peptoni	2,61	2,61	0,10	0
	MgSO₄	1,65	0	0	0
	FeSO₄ * 7 H₂O	0,87	0	0	0
	Ca(NO₃)₂ * 4 H₂O	6,68	0	0,79	0
	Hiiva	7,84	7,84	0,94	0
	Soijapapuöljy	4,35	4,35	0	0
HIVENAINEET	Cr(NO₃)₃ * 9 H₂O	0,647	0	0	0
	CuCl₂ * 2 H₂O	0,450	0	0	0
	MnSO₄ * 4 H₂O	0,119	0	0	0
	NiSO₄ * 6 H₂O	0,282	0	0	0
	PbCl₂	0,084	0	0	0
	ZnCl₂	0,175	0	0	0
		Yht.	184,62	38,05	1,97
		COD:TN:TP	100	20,6	1,1

Koepäivänä 6 syötteen konsentraatio kaksinkertaistettiin tuplaamalla konsentraatin pumppausaika sekoitussäiliöön. Konsentraatin pitoisuutta ei voitu nostaa sakkautumisen takia.

Synteettisen jäteveden konsentraatti valmistettiin 5 l mittapulloon, joka laimennettiin 20 l kanisteriin verkostovedellä. Kanisterista täytettiin 20 l konsentraattiliuoksen säiliötä tarvittavin väliajoin manuaalisesti. Lopullinen syötteen koostumus saatiin aikaiseksi pumppaamalla konsentraattia haluttu minuuttimäärä erilliseen sekoitussäiliöön, jossa konsentraatti laimentui verkostoveden pumppauksen ansiosta. Tutkimuksen edessä havaittiin kuitenkin ongelmia synteettisen jäteveden koostumuksessa. Konsentraattisäiliössä ja sekoitussäiliössä tapahtui sakkautumista, mikä vähensi reaktoreihin pumpattavan syötteen COD-arvoa. Sakkautumista yritettiin estää muuttamalla konsentraatin raaka-ainekoostumusta taulukossa 3.3 esitettävien menetelmin.

Taulukko 3.3 Syötteen koostumuksessa ja valmistuksessa tapahtuneet muutokset.

Koepäivä	Muutokset
22	Tärkkelyksen vähennys 6.6 g/l -> 2.0 g/l. COD-vähennys korvattiin natriumasetaatilla.
27	Tärkkelys kokonaan pois ja natriumasetaatti takaisin alkuperäiseen määrään. COD-vähennys korvattiin glukoosilla. Magnesiumvetyfosfaatin trihydraatin konsentraatio väkevässä siirretty alle liukoisuusarvon. Menetetyn fosforin korvaus Kaliumdivetyfosfaatilla.
63	Maitojauheen poisto, kalsiumin korvaus kalsiumnitraatin tetrahydraatilla, COD-vähennyksen korvaus glukoosilla. Typeä ja fosforia ei korvata yksi yhteen. Magnesiumvetyfosfaatin trihydraatin poisto, fosforin korvaus kaliumdivetyfosfaatilla. Magnesiumin korvaus magnesiumsulfaatilla.
90	Glukoosi, natriumasetaatti, urea ja kaliumdivetyfosfaatti sekoitettu verkostovesisäiliöön nostamaan ravinnearvoja.
95	Glukoosin, natriumasetaatin, urean ja kaliumdivetyfosfaatin lisäys pelkääntään verkostovesisäiliöön.
99	Glukoosi vaihdettu taloussokeriin.

Muutokset, kuten COD:n, kokonaistypen ja kokonaisfosforin lisääminen verkostovesisäiliöön konsentraattisäiliön sijaan, auttoivat lopulta poistamaan syötteen COD:n vähenemän ja tekemään sen pitoisuuksista ennustettavampia. Koepäivästä 90 lähtien COD:TN:TP-suhdetta säädeltiin vain verkostotankkiin lisättävillä aineilla konsentraatin toimiessa makro- ja mikroravinteiden lähteenä. Taulukossa 3.2 syötteen pitoisuudet kuvaavat tilannetta, jossa konsentraattia syöttävä pumppu oli päällä 16 kertaa vuorokaudessa 2 minuutin ajan kerrallaan.

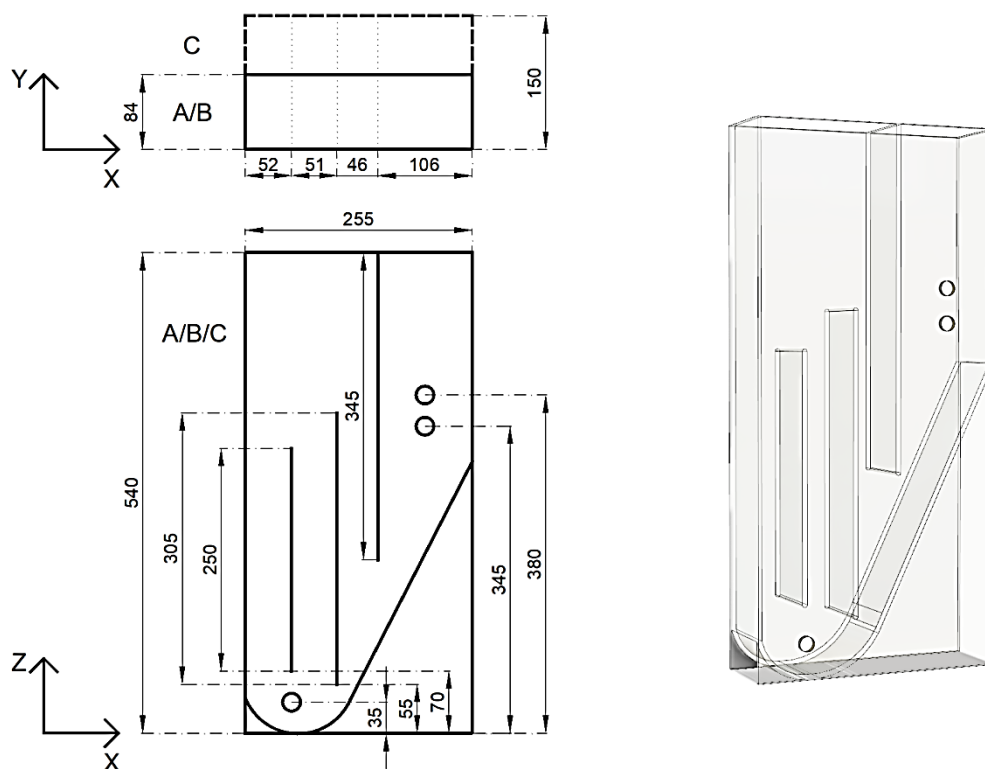
Alkuperäisen synteettisen jäteveden (Nopens et al. 2001) teoreettinen BOD:COD-suhde oli 0,65. Tutkimuksen alussa tehdyt muutokset syötteen koostumukseen kuitenkin muuttivat BOD:COD-suhdetta, ja lopullisessa koostumuksessa suurin osa COD:sta (taulukon 3.2 mukaan 92 %) oli peräisin ureasta, glukoosista tai taloussokerista, ja natriumasetaatista, jotka ovat biologisesti hajoavia molekyyliä. Tutkimuksessa käytettiin laskennallista BOD:COD-suhdetta 0,9.

Prosessin siemenlietteet haettiin Tampereen Viinikanlahden jätevedenpuhdistamon ilmastusaltaista. Uutta lietettä lisättiin prosessin käynnistyksen yhteydessä koepäivänä 1, sekä käynnistyksen jälkeen viisi kertaa, koepäivinä 12, 20, 54, 60 ja 116.

3.2 Reaktorit

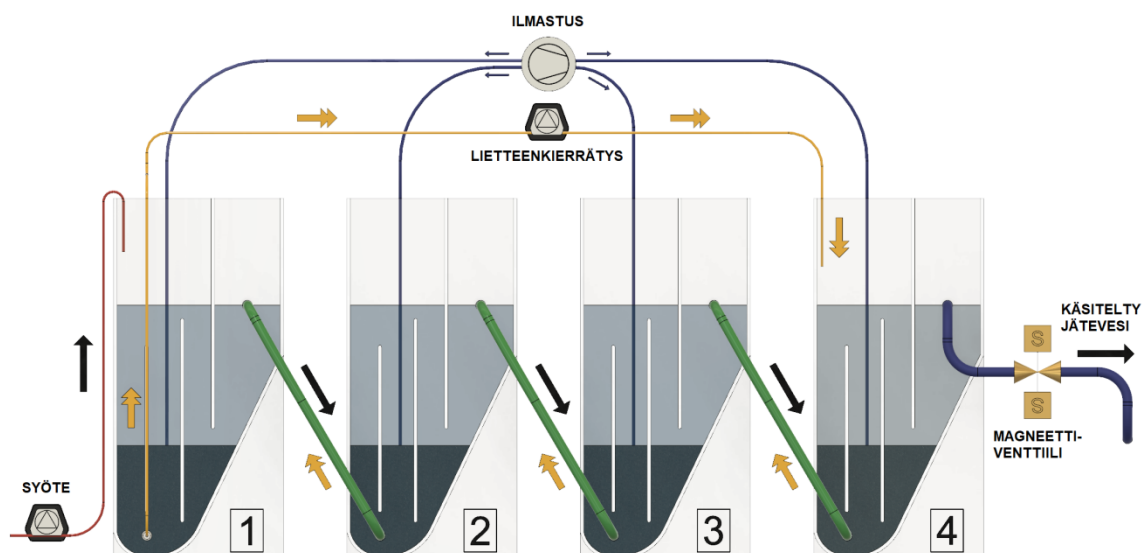
Tutkimusta varten valmistettiin kolme rinnakkaista monivaiheista reaktoria lietteenkierätyksellä, sekä yksi referenssireaktori, jolla simuloitiin normaalia, yksivaiheista ilmastusprosessia. Monivaiheiset reaktorit koostuivat kolmesta tai neljästä sarjassa toisiinsa

yhteydessä olevasta prosessiosastosta (kuva 3.1), joista ensimmäiseen syötettiin synteettistä jätevettä. Monivaiheiset reaktorit nimettiin A-, B- ja Z-reaktoreiksi. Näiden vaiheet, eli prosessiosastot nimettiin reaktorin kirjaintunnuksella ja järjestysnumerolla (A-reaktorin kolmanteen prosessiosastoon viitataan nimellä A3). Referenssireaktori, eli yksivaiheinen C-reaktori koostui yhdestä prosessiosastosta, jonka tilavuus oli kaksinkertaistettu noin 4,5 litrasta 9 litraan tuplaamalla osaston sisäinen pituus y-akselin suunnassa.



Kuva 3.1 Reaktorin prosessiosastojen mitat sekä monivaiheisten reaktorien (A ja B) yhden prosessiosaston 3-D mallinnus. Ylhäältä esitetyssä kuvassa yksivaiheisen C-reaktorin mitat katkoviivalla.

Prosessiosastoissa ilmastus- ja selkeytinosa oli erotettu toisistaan keskijakajan avulla. Käsitelty jätevesi virtasi ilmastamattomasta selkeyttimestä seuraavan prosessiosaston ilmastusosaan tai viimeisessä osastossa pois prosessista. Prosessiosastot oli liitetty toisiinsa PVC-letkuilla, joiden sisähalkaisija oli 12 mm. Kuvassa 3.2 on esitetty monivaiheisen reaktorin peruseriaate, jossa jätevesi kulkee prosessissa eteenpäin (mustat nuolet), ja lietteenkierrätyksen aikana vastakkaiseen suuntaan (keltaiset tuplanuolet), kun magneettiventtiilillä estetään virtaus ulos reaktorista.



Kuva 3.2 A- ja B-reaktoreiden kaaviokuva, jossa jätevesi kulkee normaalitilassa vasemmalta oikealle mustien nuolien mukaisesti. Lietteenkierrätys kuljettaa lietettä keltaisten tuplanuolien mukaisesti vastakkaiseen suuntaan.

A-, B-, ja myöhemmin Z-reaktoriin, syötettiin synteettistä jätevettä vakiovirtaamalla 37,5 ml/min (2,25 l/h). Syöte pumpattiin sekoitussäiliöstä sisähalkaisijaltaan 3,1 mm letkua pitkin reaktoreiden ensimmäisiin osastoihin. Syöte pumpattiin tutkimuksen alussa ilmastusosaan pinnan alle, mutta koepäivästä 54 alkaen se tiputettiin nesteen pinnan yläpuolelle, jolloin näytteenotosta ja syöteen virtauksen tarkkailusta tuli helpompaa.

Alkuperäistä neljävaiheista reaktorikokoonpanoa muutettiin useasti tutkimuksen aikana. Taulukossa 3.4 on kuvattu koejakson aikana tehdyt muutokset prosessiosastojen tilavuuksiin, lukumääriin ja viipymiin.

Taulukko 3.4 Reaktoreihin tehty tilavuuden ja viipymien muutokset. (V_X = Tietyn reaktorin prosessiosaston vesitilavuus, N_X = Reaktorin prosessiosastojen lukumäärä (Z-reaktorissa prosessiosastoja yhteensä 8, mutta lietteenkierrätykseen osallistui 4), V_{tot} = Reaktorin kokonaistilavuus, HRT_X = Reaktorin kokonaisviipymä, em = ei mitattu.)

Reaktori KOE- PÄIVÄT	A				B				Z		C	
	V_A [l]	N_A [kpl]	V_{tot} [l]	HRT_A [h]	V_B [l]	N_B [kpl]	V_{tot} [l]	HRT_B [h]	V_Z [l]	HRT_Z [h]	V_C [l]	HRT_C [h]
1 – 19	4,8	4	19,2	8,5	4,8	4	19,2	8,5	em	em	9	8
20 – 27	4,8	3	14,4	6,4	4,8	4	19,2	8,5	em	em	9	8
28 – 52	4,8	3	14,4	6,4	4,8	4	19,2	8,5	em	em	9	12
53 – 90	4,8	3	14,4	6,4	4	4	16	7,1	em	em	9	12
91 – 95	4,8	3	14,4	6,4	4	4	16	7,1	em	em	9	44
96	em	em	em	em	4	4	16	7,1	em	em	9	44
97	em	em	em	em	4	3	16	5,3	me	em	9	44
98 – 102	em	em	em	em	4	3	16	5,3	13,1	5,8	9	22,7
103 – 105	em	em	em	em	4	3	16	5,3	13,1	5,8	em	em
106 – 109	em	em	em	em	4	3	16	5,3	13,1	5,8	em	em
110 – 116	em	em	em	em	4	3	16	5,3	13,1	5,8	em	em
117 – 134	em	em	em	em	4	3	16	5,3	13,1	5,8	em	em

Lisäksi järjestelyissä tehtiin muutoksia lietteenkierrätykseen sekä lisättiin selkeytinosastoja. Koepäivät 20 – 40 A-reaktoria ajettiin kolmella prosessiosastolla, joissa lietteenkierrätys kulki ensimmäisestä viimeiseen. Koepäivänä 40 A-reaktoriin lisättiin ilmastettu neljäs prosessiosasto, joka ei osallistunut lietteenkierrätykseen. Koepäivänä 50 A-reaktorin viimeinen neljäs prosessiosasto muutettiin ilmastamattomaksi lisäselkeyttimiksi, jonka avulla pystyttiin seuraamaan, kuinka paljon lietettä pääsee prosessista käsitellyn veden mukana pois. Koepäivänä 54 lisättiin myös nelivaiheiseen B-reaktoriin viides ilmastamaton prosessiosasto lisäselkeyttimiksi. B-reaktorissa kokeiltiin koepäivien 91 – 102 aikana myös anaerobista vaihetta lietteenkierrätykseen osallistuvissa prosessiosastoissa muuttamalla B2 ilmastamattomaksi. Koepäivinä 116 – 134 B-reaktoria ajettiin kokonaan ilman lietteenkierrätystä.

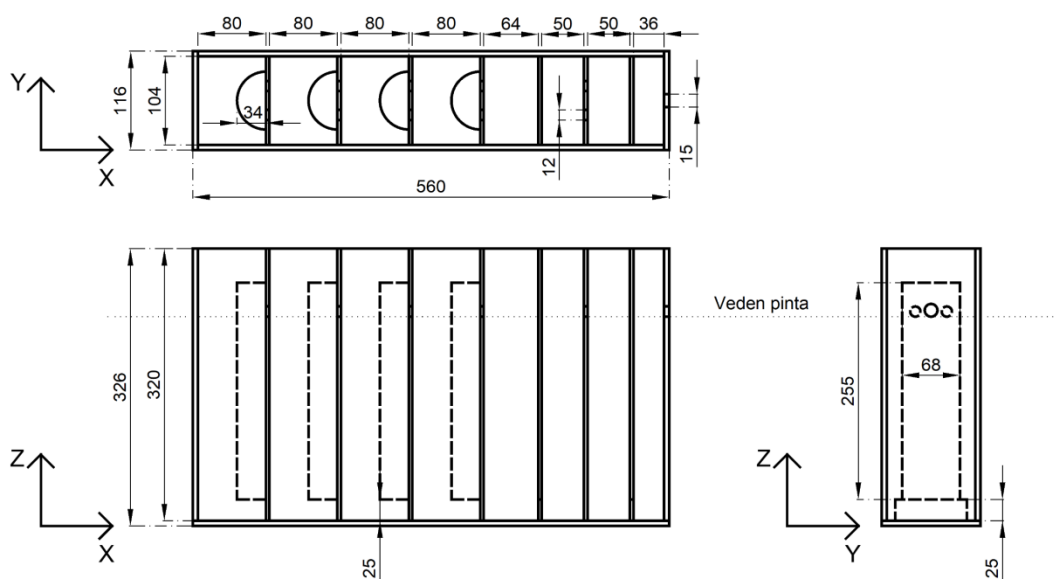
A- ja B-reaktoreiden lietteenkierrätys ensimmäisestä prosessiosastosta viimeiseen toimi seuraavalla sekvenssillä:

1. Ilmastuksen ja syötteen pumppauksen lopettaminen sekä magneettiventtiilin sulkeminen (kuva 3.2).
2. 4 minuutin lietteenlaskeutustauko.
3. 1 – 3 minuutin lietteen koneellinen pumppaus ensimmäisestä prosessiosastosta viimeiseen vakiovirtaamalla 500 ml/min.
4. 2 – 3 minuutin tauko, jonka aikana reaktorin veden pinnan korkeus tasoittui ja liete siirtyi myöhemmästä prosessiosastosta aikaisempaan.
5. Ilmastus ja syötteen pumppaus takaisin päälle sekä magneettiventtiilin aukaiseminen.

A- B-reaktoreiden lietteenkierrätysten määrä vuorokaudessa vaihteli yhden ja neljän välillä. Lietteenkierrätykset ajoitettiin tasaisesti vuorokauden ajalle siten, että yksi lietteenkierrätys oli aina klo 14.00. Jos lietteenkierrätyksiä oli vuorokauden aikana kaksi, ne ajoitettiin kellonaikoihin 02.00 ja 14.00. Kolmella kierrätyksellä lietettä kierrätettiin kahdeksan tunnin välein. Neljän lietteenkierrätyksen mallissa kierrätettiin kuuden tunnin välein kellonajoin 02.00, 08.00, 14.00 ja 20.00. Kaikissa tapauksissa näytteet voitiin ottaa ennen klo 14.00 kierrätystä.

Myös lietteenkierrätyksen pituus lietteenkierrätyksen aikana vaihteli, jolloin vuorokauden aikana kierrätetyn lietteen määrä vaihteli 1,5 l – 4 l välillä. Koepäivinä 103 – 115 B-reaktoriin lisättiin pumpattava osuus myös kolmannen ja toisen prosessiosaston välille. Tällöin koneellisen pumppauksen aikana ensimmäisen ja viimeisen prosessiosaston välisen pumppauksen lisäksi pumpattiin kolmannesta osastosta toiseen osastoon ja nostettiin liikkuvan lietteen määrää myös välillä toisesta osastosta ensimmäiseen.

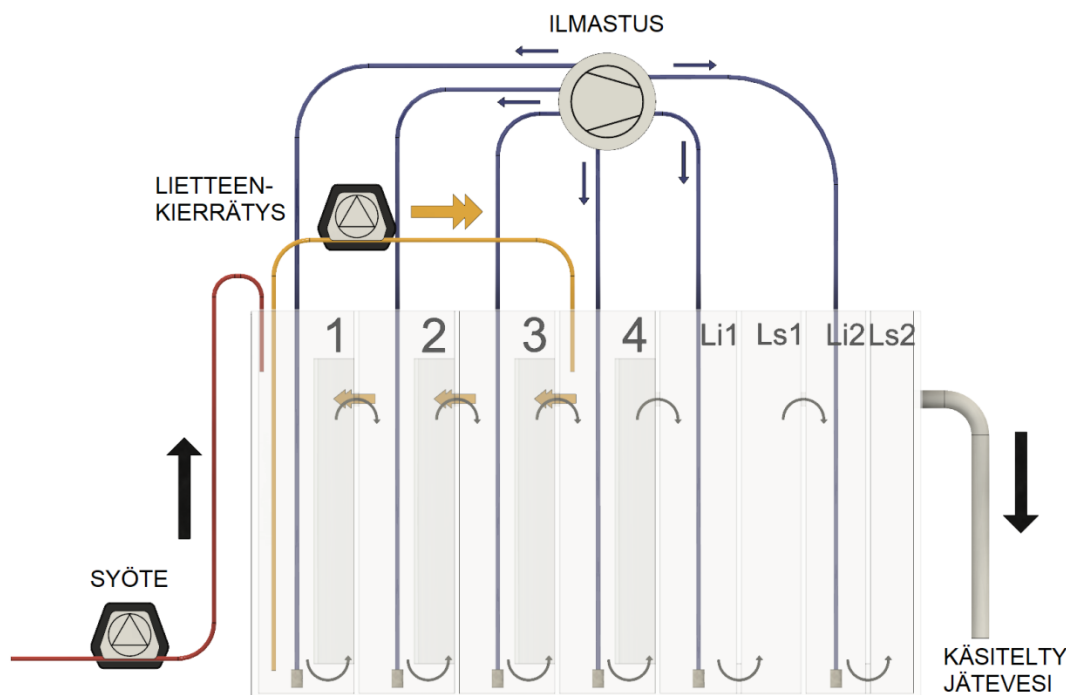
Koepäivästä 95 lähtien testattiin uudenlaista reaktorityyppiä. Z-reaktorissa ei ollut fyysisesti irrallisia prosessiosastoja, vaan tilavuudeltaan 13,1 l, ylhäältä avoin suorakulmainen särmiö oli jaettu liikutettavilla jakajilla erikokoisiin osiin, jossa vuorottelivat ilmastusosat ja selkeytysosat (kuva 3.3).



Kuva 3.3 Z-reaktorin kuvaus sivulta, edestä ja ylhäältä. Ylhäältä kuvatussa piirustuksessa puoliputket selkeyttiminä.

Z-reaktoria ajettiin sisään initaatiovaiheen ajan koepäivät 95 – 102. Koepäivänä 102 neljän ensimmäisen prosessiosaston selkeytysosat vaihdettiin erillisistä osastoista puoliputkiksi. Kuvassa 3.3 on esitetty puoliputkellinen versio. Piirustuksessa esitetään osastojen koot koepäivän 102 jälkeisessä kokoonpanossa.

Z-reaktorissa tavoitteena oli lietteen liikkuminen ilmastuksen ansiosta myöhemmistä osastoista ensimmäistä osastoa kohti, jolloin lietteenkierrätys toimi ilman koneellista pumppausta. Koepäivät 95 – 102 reaktorissa oli neljä ilmastettua osastoa, joiden välissä oli anaerobiset osuudet. Liete kerääntyi kuitenkin nopeasti ensimmäisiin osastoihin, jolloin koepäivänä 102 Z-reaktoriin otettiin käyttöön jatkuva koneellinen lietteenkierrätys ensimmäisestä prosessiosastosta neljanteen. Z-reaktorin lietteenkierrätyksen määrä vaihteli välillä 5,5 l – 11 l. Samalla anaerobiset osuudet vaihdettiin puoliputkenmuotoisiin selkeyttimiin ja ilmastettujen osastojen määrä kasvatettiin kuuteen. Ilmastetuista neljä ensimmäistä osastoa osallistui lietteenkierrätykseen ja näiden jälkeisten osastojen tarkoituksena oli toimia lisäselkeyttiminä, jotka palauttivat lietettä aiempiin osastoihin. Kuvassa 3.4 on esitetty Z-reaktorin toiminta koepäivänä 102 tehtyjen muutosten jälkeen. Kuvassa ilmastus kuvataan jäteveden virtaussuunta puolilympyrän muotoisilla nuolilla ja lietteenkierrätys isommilla, keltaisilla tuplanuolilla.



Kuva 3.4 Z-reaktorin toiminta ilman ylijäämälietteen keräystä.

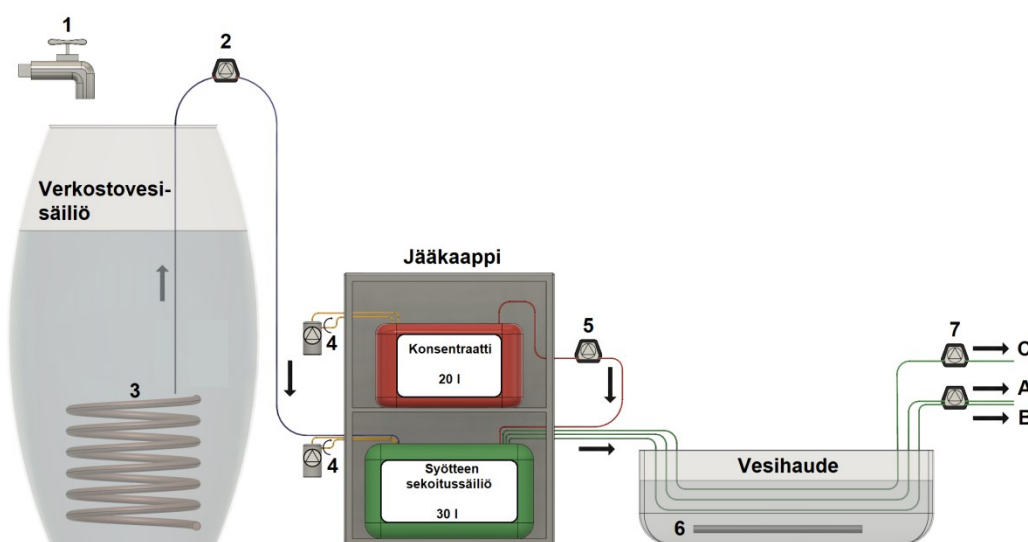
Referenssireaktorina toimineessa C-reaktorissa säilytettiin koko koejakson ajan alkuperäinen tilavuus, 9 l. C-reaktorin tarkoituksena oli mallintaa perinteisen täyssekoitteen aktiivilieteprosessin ilmastusaltaan oloja yhdellä prosessiosastolla ilman lietteenkierrätystä. C-reaktorin kokonaistilavuus oli puolet pienempi kuin monivaiheisen reaktorin kokonaistilavuus.

Tutkimuksen edetessä huomattiin, että C-reaktorin COD-reduktio oli säännöllisesti matalampi kuin monivaiheisten reaktoreiden, jolloin viipymää päätettiin kasvattaa

muuttamalla syötteen pumppausnopeutta (taulukko 3.4). Myös C-reaktoriin lisättiin ilmastamaton prosessiosasto lisäselkeyttimiksi koepäivänä 54.

3.3 Tutkimusjärjestelyt

Reaktoreihin syötettävä synteettinen jätevesi valmistettiin laboratoriossa. Jäteveden varastointiin, sekoitukseen ja syöttöön käytettiin kolmen nestesäiliön yhdistelmää, jossa synteettisen jäteveden konsentraatin säiliöstä ja verkostovesisäiliöstä pumpattiin sekoitussäiliöön sopiva sekoitus. Syötteet pumpattiin sekoitussäiliöstä reaktoreihin jatkuvatoimisesti vakiovirtaamalla. Kuvassa 3.5 on esitetty nesteiden varastointi ja syöttö prosessissa ennen reaktoreita.



Kuva 3.5 Prosessikaavio ennen reaktoreita. Selitteet: 1. Verkostohana 2. Verkostovesipumppu 3. Verkostoveden jäähdytinkäämi 4. Konsentraatin ja syötteen sekoitussäiliön sekoituspumput 5. Konsentraatin pumppu 6. Vesihauteen lämmitin 7. Syötepumput reaktoreihin.

Polyeteenistä valmistettu verkostovesisäiliö oli maksimitilavuudeltaan 520 l. Säiliön vettä jäähdytettiin jatkuvasti jäähdytyskoneella, joka kierrätti kylmää vettä verkostovesisäiliössä olevan kuparisen käämin läpi. Jäähdytyksen, säiliötä ympäröivän eristevillakerroksen sekä polystyreenisen kannen avulla lämpötila oli 5 °C. Verkostovesisäiliö täytettiin manuaalisesti kylmävesihanasta tarvituin väliajoin. Kun syötteiden virtamat olivat normaalilla tasolla, täyttöväli säiliölle oli syötteiden virtaamista riippuen 3,7 – 5 vuorokautta.

Synteettisen jäteveden konsentraatti varastoitettiin 20 litran polyeteenikanisterissa, jota pidettiin 5 °C:ssa. Konsentraatin säiliö täytettiin manuaalisesti tarvittaessa, täyttövälin riippuessa siitä, millä pitoisuudella syötettä pumpattiin reaktoreihin. Konsentraatin säiliötä sekoitettiin jatkuvasti jääkaapin ulkopuolelle sijoitetulla pentteripumppulla, jotta

sakat eivät laskeutuisi pohjalle. Ennen pumpun asentamista konsentraatin lämpötila oli 6 °C. Pumpun tuottama lämpö nosti konsentraatin lämpötilaa 11 °C:seen.

Sekoitussäiliön tilavuus oli 30 l ja se oli valmistettu polyeteenistä. Myös sekoitussäiliötä sekoitettiin jatkuvasti jääkaapin ulkopuolelle sijoitetulla pentteripumpulla. Syöte sekoitettiin sekoitussäiliössä, joka oli samassa jääkaapissa konsentraatin säiliön kanssa. Sekoitussäiliöön pumpattiin konsentraattia 16 kertaa vuorokaudessa 1,5 tunnin välein. Konsentraatin pumpun kierrosnopeus pidettiin vakiona, jolloin konsentraatin määrää sekoitussäiliössä säädeltiin muuttamalla ajastimella pumppausajan pituutta. Verkostovesisäiliöstä vesijohtovettä syöttävää pumppua ohjattiin sekoitussäiliöön sijoitetulla pinnankorkeusanturilla, sekä ajastimella. Tällä systeemillä pidettiin sekoitussäiliön konsentraatio vakiona, vaikka pinnankorkeus vaihteli.

Syötteen lämpötila oli noin 9 °C. Koska syötteen lämpötila oli 11 – 12 °C alhaisempi kuin laboratorion ilman lämpötila, oli reaktoreiden ensimmäisten osastojen lämpötila keskimäärin 6 °C matalampi, kuin seuraavien osastojen. Koepäivänä 15 lämpötilaero poistettiin vesihauteella, jossa syöteletkut kiersivät noin 1,5 metrin matkan. Vesihauhteessa 60 l muoviastiassa olevaa verkostovettä lämmitettiin vedenlämmittimellä, joka lämmitti hauteen veden 26 °C. Hauteen avulla ensimmäisten prosessiosastojen lämpötila oli keskimäärin yhden asteen alempi kuin seuraavien osastojen.

Prosessin pyörittämiseen käytettiin viittä Cole-Parmerin peristalttista pumppua. Taulukossa 3.5 on esitetty prosessin eri vaiheissa käytetyt pumput sekä niissä käytetyt ohjaimet ja letkut. C-reaktorin syötepumppu (7557-14) siirrettiin koepäivänä 102 Z-reaktorin lietteenkierrätyspumppuksi. Jatkuvasti pumppaavan pumpun virtaamaksi säädettiin 3,4 ml/min. Koepäivästä 125 lähtien käyttämättömäksi jäänyt lietteenkierrätyspumppu (7553-79) asennettiin Z-reaktorin lietteenkeräyspumppuksi, jolloin se pumppasi Z4-osastosta selkeytysosasta lietettä erilliseen lietteenkeräyssäiliöön 500 ml/min 16 kertaa vuorokaudessa. Lietteenkeräyssäiliössä liete laskeutui pohjalle ja laskeutettu lietteeton vesi virtasi ylivuotona takaisin Z-reaktorin ensimmäiseen ilmastusosaan.

Taulukko 3.5 *Prosessin eri vaiheissa käytetyt pumput ja niiden tärkeimmät tiedot.*

Lähtö	Tulo	Pumpun malli	Ohjaimen malli	Pumppupää	Letku	Virtaama [ml/min]
Verkostovesisäiliö	Sekoitussäiliö	7554-20, 6-600 rpm	Ei tietoja	77201-60	L/S 17	1000
A1/B1/W1	A4/A3/B4/B3	7553-79, 6-600 rpm	7553-78	77201-60	L/S 25	500
Konsentraatin säiliö	Sekoitussäiliö	7554-20, 6-600 rpm	Ei tietoja	77201-60	L/S 14	44
Sekoitussäiliö	A1/B1/Z1	7557-14, 1-100 rpm	7557-14	77800-60	L/S 16	37,5
Sekoitussäiliö	C1	7557-14, 1-100 rpm	7557-14	77800-60	L/S 16	3,4-18,75

Reaktoreiden ilmastusilma saatiin keskuskompressorin linjasta. Ilmastuksen voimakkuutta säädettiin regulaattorilla sekä jakotukille sijoitetuilla palloventtiileillä, joilla säädettiin ilmastus jokaiselle reaktorille erikseen. Koepäivät 1 – 27 jokaiselle prosessiosastolle johdettiin yksi ilmastuslinja ja -kivi. Koepäivästä 27 lähtien lisättiin ilmastuslinjoja ja -kiviä etenkin ensimmäisille prosessiosastoille. Koepäivästä 96 lähtien, myös selkeyttimiin lisättiin ilmastuskivet. B- sekä C-reaktoreiden selkeyttimet ilmastettiin ja sekoitettiin minuutti kerrallaan 16 kertaa vuorokaudessa. Ilmastuskivinä käytettiin Tetra AS akvaarioilmastimia.

3.4 Näytteenotto- ja analyysimenetelmät

Tutkimuksessa mitattiin ilmastusprosessin tilaa ja suorituskykyä eri tavoin. COD:lla, eli kemiallisella hapenkulutuksella mitattiin kaliumpermanganaatin hapettaman orgaanisen aineen määrää eri vaiheissa prosessia. COD-mittaukset tehtiin standardin SFS 5504:n mukaisesti. Näytteet otettiin säännöllisesti sekoitussäiliöstä ilman suodatusta sekä reaktoreiden käsitellyistä vesistä suodatettuina. Näiden vakionäytteiden lisäksi seurattiin vaihtelevasti monivaiheisten reaktoreiden yksittäisten prosessiosastojen COD-pitoisuuksia suodatettuna ja suodattamattomina. Näytteet otettiin aina ennen klo 14.00 lietteenkierrätystä, jolloin kierrätyksestä johtuneen COD-arvojen sekoittumisen vaikutus oli pieni.

Prosessiosastojen näytteet otettiin selkeytysosasta injektioruiskulla imien ja näytteet suodatettiin kertakäyttöisien suodattimien läpi (koepäivät 1 – 40 Phenex rc 0,2 µm nylonsuodatin, koepäivät 41 – 129 Chromatif PET 20/25 0.2 µm polyesterisuodatin). Tutkimuksen lopulla (koepäivät 130 – 134) COD-näytteet suodatettiin GF/A-lasikuitusuodattimien läpi samalla, kun kerättiin lietepitoisuuden näytteitä. Z-reaktorista COD-näytteet kerättiin upottamalla keräysputkilo haluttuun ilmastettuun osastoon ja lietteen laskeuduttua putkilossa kirkkaammasta nesteestä imettiin näyte injektioruiskulla. Tämän jälkeen näyte ajettiin vielä polyesterisuodattimien läpi. COD-pitoisuus mitattiin tyypillisesti jokaisena arkipäivänä syötteestä sekä jokaisen reaktorin käsitellystä vedestä. Näiden mittausten lisäksi seurattiin koepäivästä 74 eteenpäin jokaisena tutkimuspäivänä ensimmäisten prosessiosastojen ja vähintään kaksi kertaa viikossa kaikkien osastojen COD-pitoisuutta.

Kuiva-ainepitoisuus, eli MLVSS, mitattiin standardin SFS 3008:n mukaisesti. Näytteenotto suoritettiin ottamalla ilmamäntäpipetillä haluttu tilavuus (yleensä 5 ml) prosessiosaston ilmastusosasta ja ajamalla se GFA-lasikuitusuodattimen läpi imupullon avulla. Ilmamäntäpipetin suuttimen päästä oli leikattu 2 cm pätkä pois, jolloin lietettä pääsi näytteeseen mukaan. Kuiva-ainepitoisuus mitattiin tyypillisesti kaksi kertaa viikossa, jokaisesta prosessiosastosta.

Prosessista mitattiin myös kokonaistypen sekä kokonaisfosforin pitoisuuksia syötteestä ja käsitellystä vedestä. Mittauksilla varmistettiin, että syötteen pitoisuudet pitivät paikkansa. Mittauksissa käytettiin Hach Langen esivalmisteltuja kyvettejä (LCK 338 kokonaistypelle ja LCK 350 kokonaisfosforille), jotka analysoitiin Hach Langen DR

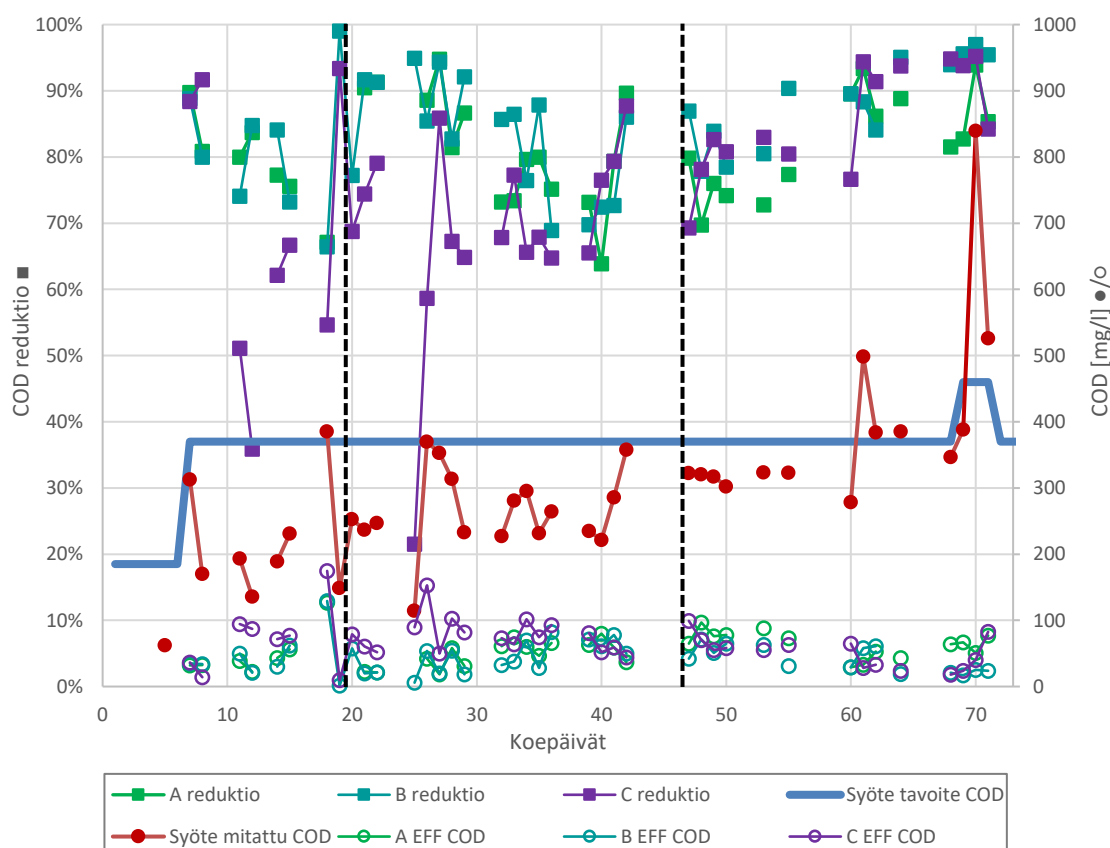
2800-spektrofotometrillä. Myös lämpötilaa, pH:ta sekä liuenneen hapen pitoisuutta seurattiin Hach Langen antureilla. Liuenneen hapen pitoisuutta seuraamalla pyrittiin pitämään prosessiosastojen happipitoisuus yli 4,0 mgO₂/l.

4 TULOKSET

Tutkimuksen tulokset esitetään kolmessa alaluvussa. Ensimmäisessä alaluvussa käsitellään tutkimuksen matalakuormitteista jaksoa (koepäivät 1 – 73), ja toisessa alaluvussa esitellään korkeakuormitteisen jakson (koepäivät 74 – 134) tulokset. Kolmas alaluku käsittelee monivaiheisten reaktoreiden ensimmäisien prosessiosastojen suorituskykyä.

4.1 Matalakuormitteinen jakso

Matalakuormitteisella jaksolla verrattiin monivaiheisten A- ja B-reaktoreiden yksivaiheisen referenssireaktori C:n COD-reduktioita (kuva 4.1), kun kuormitus oli tyypillinen täyssekoitteisille aktiivilieteprosesseille ($0,3 - 1,6 \text{ kgCOD/m}^3\cdot\text{d}$). Jakso eriteltiin kolmeen osaan (koepäivät 1 – 19, 20 – 46 ja 47 – 73), jotka eroavat toisistaan reaktoreiden COD-reduktioiden ja OLR:n perusteella (taulukko 4.1).



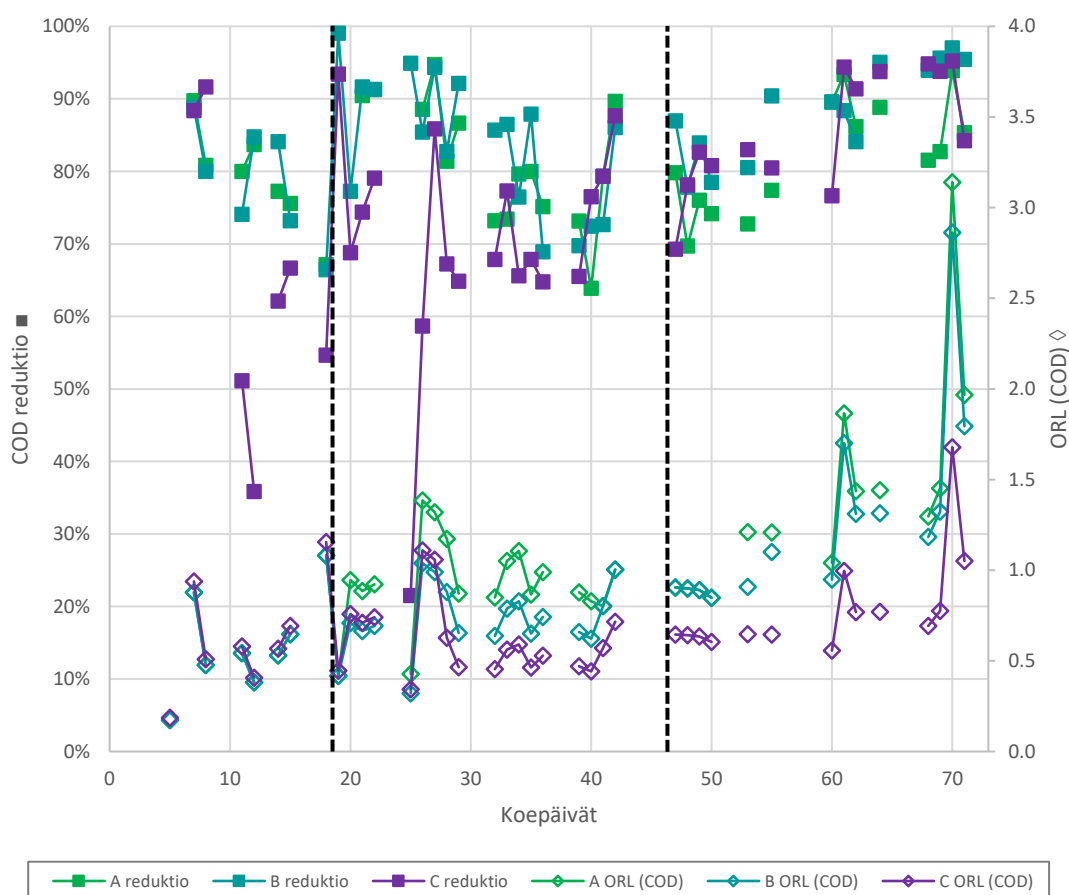
Kuva 4.1 Matalakuormitteisen jakson syötteen ja reaktoreiden käsitellyn jäteveden COD-pitoisuudet sekä reaktoreiden COD-reduktiot. Pystysuorat mustat katkoviivat jakavat jaksot kolmeen osaan.

Monivaiheisten reaktoreiden (A ja B) COD-reduktiot olivat koko jaksot ajalta keskimäärin A-reaktorille 81,3 % (keskihajonta, $\sigma = 7,9 \%$) ja B-reaktorille 84,7 % ($\sigma =$

8,6 %). Verrattuna monivaiheisiin reaktoreihin yksivaiheisen C-reaktorin keskimääräinen COD-reduktio oli alempi, 74,8 %, ja reduktion keskihajonta korkeampi (16,3 %). Monivaiheisten reaktorien COD -reduktio näkyi etenkin koepäivinä 1 – 46, kun syötteen COD-pitoisuuden vuorokausittainen vaihtelu oli suurta (kuva 4.1). Tällöin reaktoreiden keskimääräiset COD-reduktioidet olivat A:lle 80,7 %, B:lle 82,7 % ja C:lle 68,7 %.

OLR pyrittiin pitämään jakson aikana välillä 0,3 – 1,6 kgCOD/m³*d. Jakson alussa eri reaktoreiden OLR:t pidettiin yhtä suurina. Koepäivästä 19 lähtien A-reaktoria ajettiin kolmella prosessiosastolla neljän sijaan, mikä lyhensi sen HRT:tä 25%. C-reaktorin alempien COD-reduktioiden takia sen HRT nostettiin 8 tunnista 12 tuntiin koepäivänä 28.

HRT:n muutosten takia reaktorien OLR:t eriytyivät toisistaan koepäivien 20 ja 28 jälkeen (kuva 4.2). A-reaktorin OLR:n noston jälkeen sen keskimääräinen reduktio oli B-reaktoria alempi koepäivinä 20 – 74 (A:lle 81,8 %, B:lle 85,6 %). Yksivaiheisen C-reaktorin keskimääräinen COD-reduktio oli koepäivän 28 HRT:n pidennyksen jälkeen 79,8 %.



Kuva 4.2 Matalakuormitteisen jakson reaktorikohtaiset OLR-arvot ja COD-reduktioidet. Pystysuorat mustat katkoviivat jakavat jakson kolmeen osaan.

Kaikkien kolmen reaktorin COD-reduktiot nousivat jakson edetessä. Yhtä suuren OLR:n aikana, koepäivinä 1 – 19, C-reaktorin COD-reduktio, 68,0 %, oli yli 10 %-yksikköä alempi kuin monivaiheisilla reaktoreilla (A:lle 79,2 %, B:lle 81,3 %) (taulukko 4.1). Myös keskihajonta oli yli kaksinkertainen (21,2 %) monivaiheisiin verrattuna (A:lle 7,0 %, B:lle 10,2 %)

Koepäivinä 20 – 46 tehdyt muutokset reaktoreiden HRT:hin nostivat monivaiheisten reaktorien (A ja B) keskimääräisen OLR:n 55 % (A) ja 21 % (B) korkeammaksi kuin C-reaktorilla (taulukko 4.1). Matalammasta OLR:stä huolimatta C-reaktorin keskimääräinen COD-reduktio nousi vain yhdellä %-yksiköllä aikaisempiin koepäiviin verrattuna ja keskihajonta oli 1,7-kertainen verrattuna A- ja B-reaktoreihin. Monivaiheisten reaktoreiden keskimääräinen reduktio nousi noin kahdella %-yksiköllä ja keskihajonnat olivat 8,7 %.

Koepäivien 47 – 73 aikana jokaisen reaktorin OLR:ää nostettiin (taulukko 4.1). Monivaiheisia reaktoreita (A ja B) ajettiin keskimäärin 77 % (A) ja 62 % (B) korkeammalla OLR:llä kuin C-reaktoria. Koepäivästä 47 lähtien syötteen pitoisuudet saatiin koostumuksen ja valmistustavan muutosten avulla pysymään tasaisina ja paremmin halutuissa arvoissa (kuva 4.1). OLR:n noston ja syötteen muutosten jälkeen jokaisen reaktorin keskimääräiset COD-reduktiot nousivat. Etenkin C-reaktorin reduktiot paranivat selvästi 69,0 %:sta 85,6 %:iin, kun taas keskihajonta väheni 8,3 %:iin. Myös monivaiheisten reaktorien keskimääräiset COD-reduktiot nousivat, A-reaktorilla 82,3 %:iin ja B-reaktorilla 89,3 %:iin.

Taulukko 4.1 Matalakuormitteisen jakson keskimääräiset COD-reduktiot ja OLR-arvot sekä niiden keskihajonnat. * = OLR: yksikkö on $[kgCOD/m^3*d]$

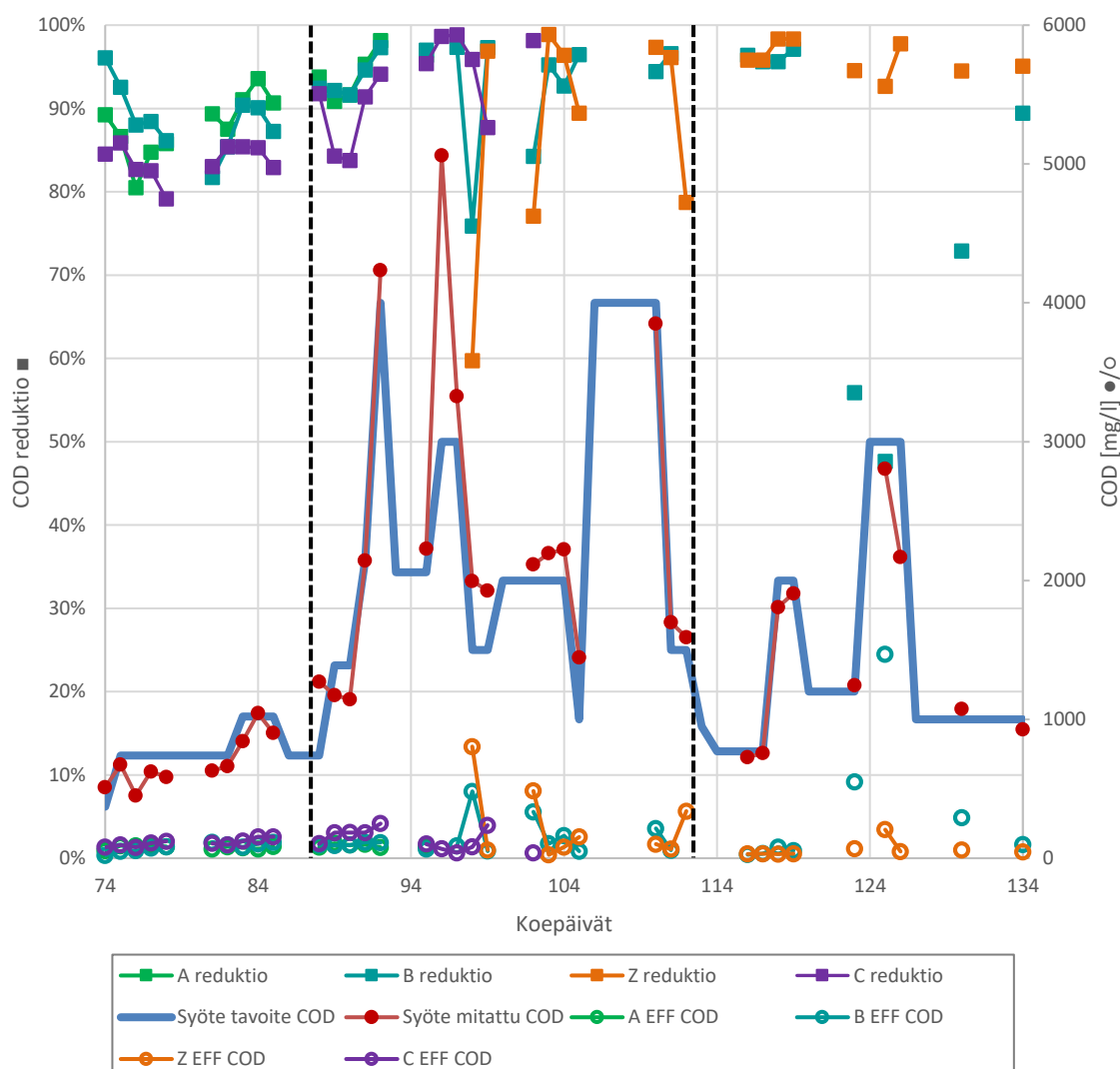
KP	1 – 19				20 – 46				47 – 73			
	COD-reduktio		OLR		COD-reduktio		OLR		COD-reduktio		OLR	
Reak	[%]	[σ]	[*]	[σ]	[%]	[σ]	[*]	[σ]	[%]	[σ]	[*]	[σ]
A	79,2	7,0	0,6	0,3	81,4	8,7	1,0	0,2	82,3	7,7	1,4	0,6
B	81,3	10,2	0,6	0,3	83,3	8,7	0,8	0,2	89,3	6,6	1,3	0,6
C	68,0	21,2	0,6	0,3	69,0	14,6	0,6	0,2	85,6	8,3	0,8	0,3

4.2 Korkeakuormitteinen ajanjakso

4.2.1 COD-reduktiot ja OLR

Korkeakuormitteisen jakson aikana tutkittiin eri reaktoreiden kykyä sopeutua korkeisiin OLR:iin ja sen voimakkaisiin vaihteluihin (kuva 4.3). Syötteen COD-pitoisuutta vaihdeltiin 450 mgCOD/l:sta 5000 mgCOD/l:aan, jolloin OLR:n vaihteluväli oli monivaiheisille reaktoreille (A, B ja Z) 1,5 – 17,51 kgCOD/m³*d. Referenssireaktori C:n OLR oli matalampi, 0,9 – 2,8 kgCOD/m³*d. Jakso on eritelty kolmeen osaan (koepäivät 74 – 88, 89 –

112 ja 113 – 134), jotka eroavat toisistaan reaktoreiden COD-reduktioiden ja OLR:n perusteella (taulukko 4.3).



Kuva 4.3 Korkeakuormitteisen jakson syötteen ja reaktorien käsitellyn jäteveden COD-pitoisuudet sekä reaktorien COD-pitoisuuden reduktiot. Pystysuorat mustat katkoviivat jakavat jakson kolmeen osaan.

Keskimääräiset COD-reduktiot koko korkeakuormitteisen jakson ajalle olivat monivaiheisten reaktorien osalta A-reaktorille 90,3 % ($\sigma = 4,6$ %), B-reaktorille 88,9 % ($\sigma = 11,4$ %), ja Z-reaktorille 94,7 % ($\sigma = 5,0$ %) (koepäivästä 103 alkaen). Referenssireaktori-C:n keskimääräinen COD-reduktio oli 88,4 %, keskihajonnalla 6,2 %. Reaktoreiden vertailu keskenään koko jakson ajalta ei ole tarkoituksenmukaista, koska eri reaktoreita ajettiin peräkkäisinä jaksoina (ei rinnakkain) ja täten eri OLR:llä. B-reaktori oli ainoa reaktori, joka oli tutkittavana koko jakson ajan.

Jakson alussa (koepäivät 74 – 87) syötteen COD-pitoisuus oli 600 mgCOD/l ja 1000 mgCOD/l välillä. Tuona aikana reaktorien COD-reduktiot olivat yhtä C-reaktorin

mittausta lukuun ottamatta yli 80 % (kuva 4.3). C-reaktorin keskimääräinen COD-reduk-tio oli reaktoreista alhaisin (83,7 %), kun taas A- ja B-reaktoreiden COD-reduk-tiot olivat keskimäärin miltei yhtä suuria (A:lle 87,9 %, B:lle 88,6 %). Reaktoreiden COD-reduk-tioiden keskihajonnat olivat matalia matalakuormitteiseen jaksoon verrattuna (A:lle 3,7 %, B:lle 4,0 % ja C:lle 2,1 %).

Koepäivinä 88 – 112 syötteen COD-pitoisuutta vaihdeltiin välillä 1100 – 5100 mgCOD/l (kuva 4.3), keskiarvon ollessa 2300 mgCOD/l. Koepäivänä 97 käyttöön otetun Z-reaktorin COD-reduk-tiot vaihtelivat initaatiovaiheessa koepäivinä 97 – 102 välillä 60 % – 97 %, mutta initaatiovaiheen jälkeen sen COD-reduk-tiot tasaantuivat (keskimääräinen COD-reduk-tio koepäivinä 103 – 112 92,8 %, $\sigma = 7,6$ %). Ennen C-reaktorin alasajoa koepäivänä 102, sen COD-reduk-tiot olivat keskimäärin 92,7 %, eli miltei yhtä korkeita kuin A- ja B-reaktoreillakin (A:lle 94,4 %, B:lle 93,0 %). C-reaktorin HRT oli kuitenkin selvästi pidempi kuin monivaiheisilla reaktoreilla, koepäivinä 74 – 90 12 h, koepäivinä 91 – 98 44 h, ja koepäivinä 99 – 102 22,7 h. A-reaktorin HRT oli korkeakuormitteisen jakson ajan 6,4 h. B-reaktorin HRT oli jakson alussa 7 h, mutta vähennettiin 5,3 tuntiin koepäivästä 97 lähtien. Z-reaktorin HRT jakson aikana oli 5,8 h.

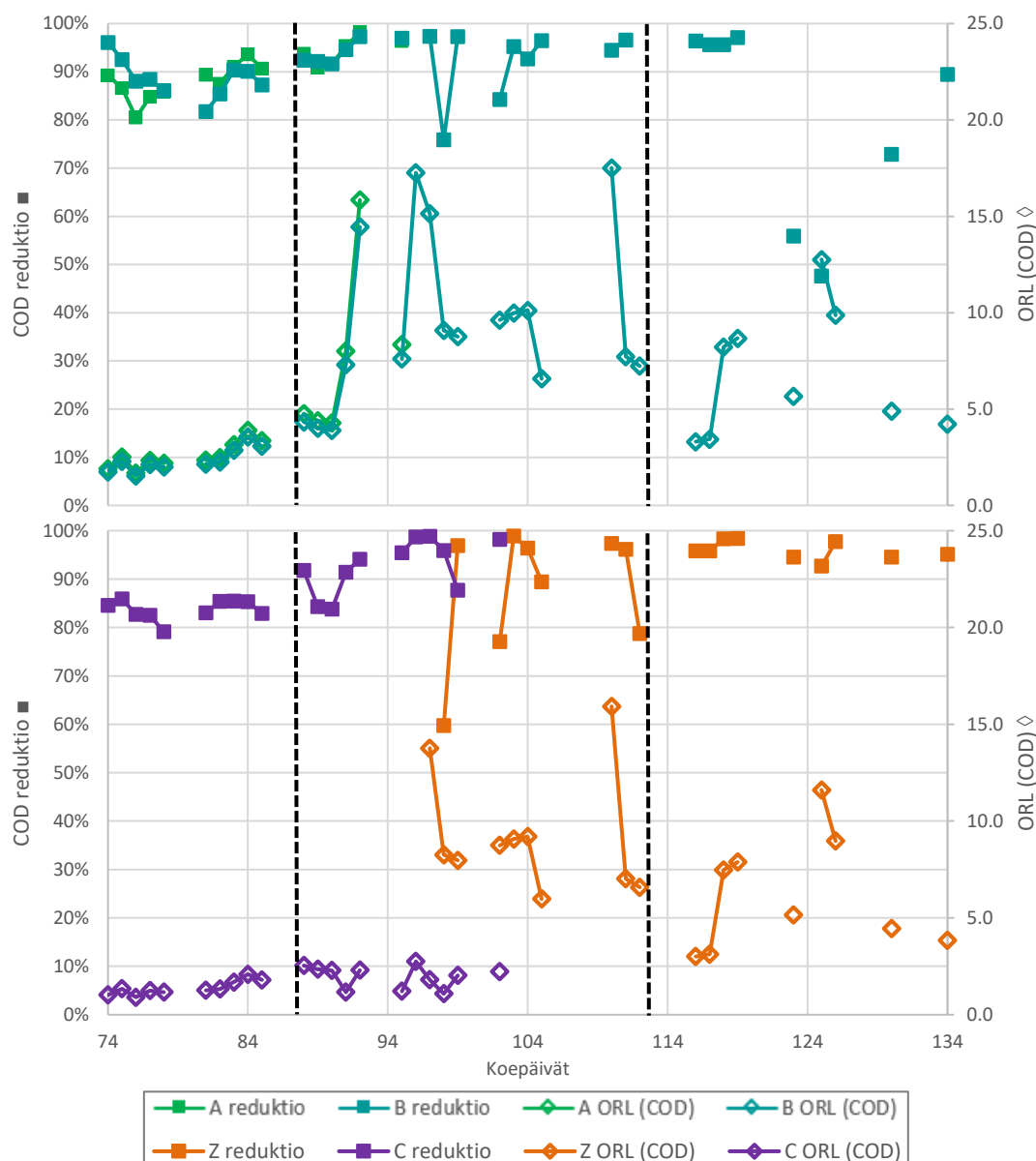
Jakson viimeisen osan, koepäivien 113 – 134 ajan, syötteen COD-pitoisuutta muutettiin (välillä 700 – 2800 mgCOD/l), mutta ei niin voimakkaasti kuin edellisessä osassa (kuva 4.3). Näiden koepäivien aikana Z-reaktorin COD-reduk-tio oli koko ajan yli 90 %, kun taas B-reaktorin reduk-tiot olivat koepäivät 123 – 130 alle 80 %. B-reaktoria ajettiin koepäivästä 116 lähtien ilman lietteenkierrätystä. Keskimääräiset COD-reduk-tiot olivat B:lle 81,3 % ($\sigma = 20,0$ %) ja Z:lle 95,9 % ($\sigma = 1,9$ %).

Korkeakuormitteisen jakson aikana tutkittiin myös suodattamattomia COD-pitoi-suuksia (COD_{kok}) reaktoreiden käsitellystä vedestä (taulukko 4.2) normaalisti mitattujen suodatettujen (COD_{suod}) lisäksi. COD_{kok} -pitoisuudet olivat keskimäärin alle 1,5-kertaisia COD_{suod} -pitoisuuksiin koepäivien 74 – 88 aikana, mutta jakson keskimmaisessä osassa (koepäivät 89 – 112) COD_{kok} oli monivaiheisissa reaktoreissa keskimäärin 3,2-kertainen COD_{suod} :een verrattuna. Koepäivien 89 – 112 aikana syötteen COD-pitoisuutta vaihdeltiin muutaman päivän välein välillä 1100 – 5100 mgCOD/l (kuva 4.3). Myös B-reaktorin selkeytysosia ilmastettiin koepäivästä 96 lähtien, joka saattoi vaikuttaa korkeiden bio-massan määrien kautta korkeampiin COD_{kok} -pitoisuuksiin. Jakson loppuosassa prosessi-osastojen selkeytinosien kiintoainepitoisuus väheni, ja koepäivästä 113 lähtien näytteiden COD_{kok} oli keskimäärin 2,0 – 2,3-kertainen COD_{suod} :een verrattuna.

Taulukko 4.2 Keskimääräiset käsitellyn jäteveden näytteiden COD_{kok}/COD_{suod} ja keskimääräiset COD_{kok} -pitoisuudet. Z-reaktorin tulokset koepäivästä 103 alkaen. (KP = koepäivät, em = ei mitattu, B-reaktorin koepäivien 113 – 134 COD-reduktio on suluissa, koska siinä ei käytetty lietteenkierrätystä koepäivästä 116 alkaen)

KP	74 – 88		89 – 112		113 – 134	
Reak-tori	$COD_{kok} /$ COD_{suod} [%]	COD_{kok} [mgCOD/l]	$COD_{kok} /$ COD_{suod} [%]	COD_{kok} [mgCOD/l]	$COD_{kok} /$ COD_{suod} [%]	COD_{kok} [mgCOD/l]
A	140 %	110	260 %	220	em	em
B	140 %	110	380 %	490	(200 %)	(90)
Z	em	em	320 %	230	230 %	80
C	110 %	120	150 %	170	em	em

Korkeakuormitteisella jaksolla reaktoreiden OLR nousi syötteen COD-pitoisuuden noston myötä (kuva 4.4). Monivaiheisia A-, B- ja Z-reaktoreita ajettiin selvästi matalammilla HRT kuin C-reaktoria, minkä vuoksi niiden OLR:t nousivat syötteen COD-pitoisuuden noston takia moninkertaisiksi C-reaktoriin nähden. Koko korkeakuormitteisen jakson keskimääräiset OLR:t olivat A-reaktorille 4,5 kgCOD/m³*d, B-reaktorille 6,8 kgCOD/m³*d, ja Z-reaktorille 7,8 kgCOD/m³*d. C-reaktorin keskimääräinen OLR oli 1,7 kgCOD/m³*d.



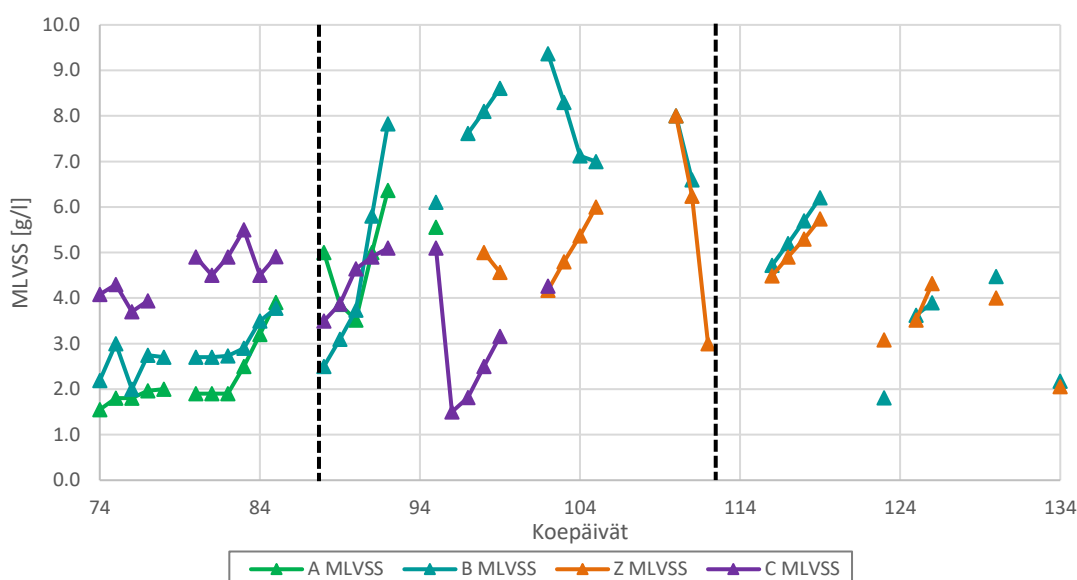
Kuva 4.4 Reaktorikohtaiset OLR-arvot korkeakuormitteiselta jaksolta. A- ja B-reaktorit (yllä), Z- ja C-reaktori (alla).

Korkeimmat OLR:t olivat jakson keskivaiheilla koepäivinä 92 – 110, jolloin monivaiheisten reaktoreiden OLR:t olivat keskimäärin A-reaktorille 12,1 kgCOD/m³*d, B-reaktorille 11,4 kgCOD/m³*d, ja Z-reaktorille 9,9 kgCOD/m³*d. Korkean OLR:n koepäivinä COD-reduktioidet vaihtelivat A-reaktorilla välillä 96,4 – 98,2 %, B-reaktorilla välillä 75,9 – 97,4 %, ja Z-reaktorilla koepäivän 102 jälkeen välillä 78,7 – 98,9 %. Keskimääräiset COD-reduktioidet koepäivinä 92 – 110 olivat A-reaktorille 97,3 % ($\sigma = 1,3$ %), B-reaktorille 92,8 % ($\sigma = 7,2$ %), ja Z-reaktorille (koepäivät 103 – 110) 95,5 % ($\sigma = 4,2$ %).

4.2.2 Lietepitoisuudet ja F/M-suhteet

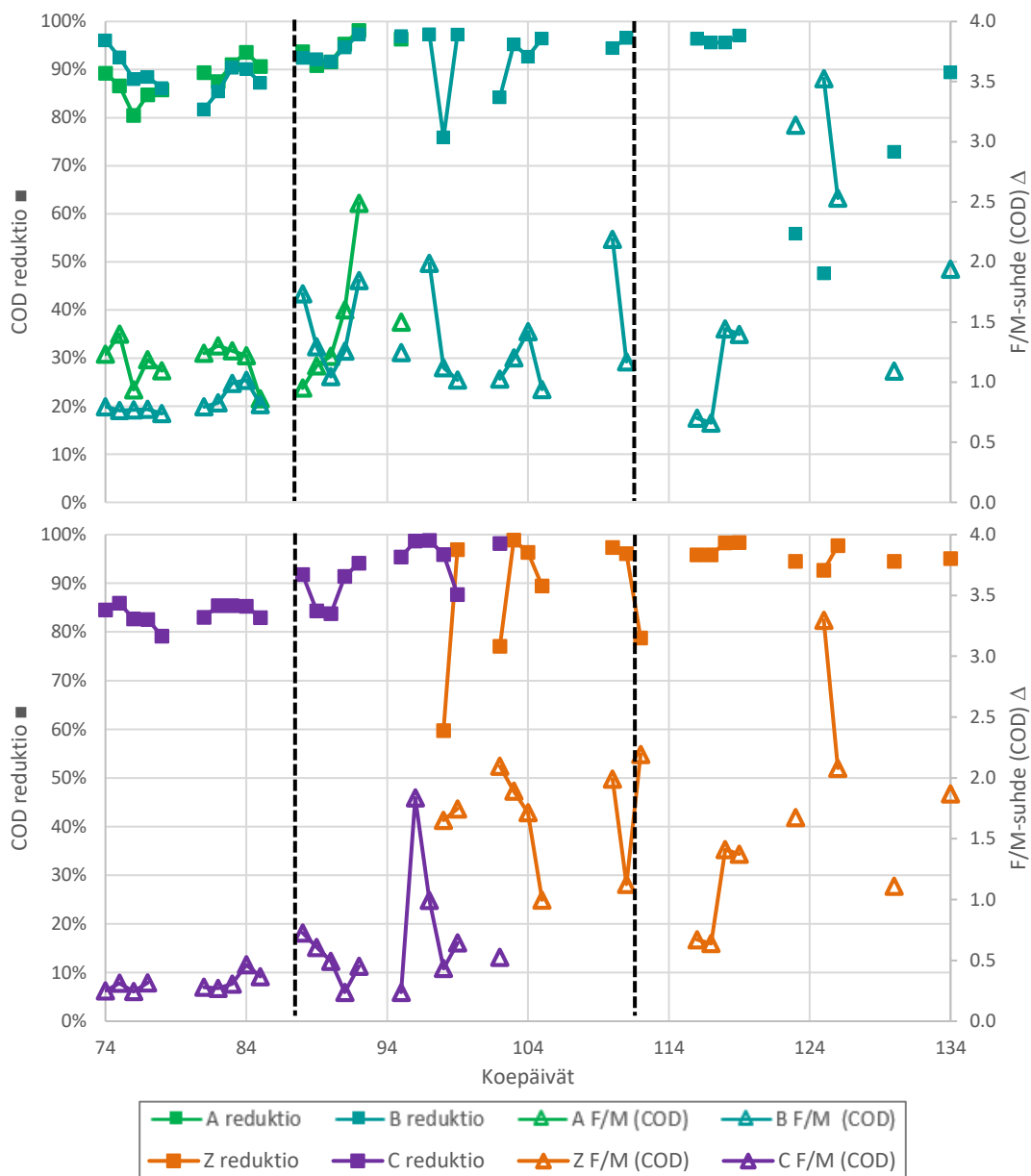
Korkeakuormitteisella jaksolla tutkittiin myös reaktoreiden MLVSS-pitoisuuksia (kuva 4.5). Reaktoreiden lietepitoisuudet olivat tyypillisesti välillä 2,0 – 6,0 gMLVSS/l, pois lukien jakson keskivaihe, jolloin etenkin B-reaktorin lietemäärät nousivat, ollen koepäivinä 89 – 112 keskimäärin 6,9 gMLVSS/l.

Tasaisen OLR:n aikana, koepäivinä 74 – 88 lietepitoisuudet olivat monivaiheisissa reaktoreissa (A ja B) 1,6 – 3,8 gMLVSS/l. Matalamman HRT:n C-reaktorissa lietepitoisuus oli korkeampi, välillä 3,7 – 5,5 gMLVSS/l. Lietemäärät nousivat moninkertaisiksi, kun monivaiheisissa reaktoreissa OLR nostettiin koepäivästä 89 lähtien korkeammalle. Lietepitoisuudet vaihtelivat samalla, kun OLR:ää vaihdeltiin muutaman päivän välein. Monivaiheisten reaktoreiden lietepitoisuudet seurasivat melko hyvin OLR:ää, eli lietepitoisuudet kasvoivat, kun OLR nousi, ja päinvastoin. Keskimääräiset lietepitoisuudet reaktoreittain olivat koko jakson ajalta A:lle 3,2 gMLVSS/l, B:lle 4,8 gMLVSS/l, Z:lle 4,7 gMLVSS/l ja C:lle 4,1 gMLVSS/l.



Kuva 4.5 Reaktorikohtaiset lietepitoisuudet (MLVSS).

Lietepitoisuudet vaikuttivat syötteen virtaaman ja COD-pitoisuuden lisäksi reaktoreiden F/M-suhteisiin (kuva 4.6). C-reaktorin F/M-suhteet olivat pidemmän HRT:n takia matalammat kuin monivaiheisilla reaktoreilla, ja koko jakson ajalta C-reaktorin keskimääräinen F/M-suhde oli 0,5 gCOD/gMLVSS*d. C-reaktorin MLVSS-pitoisuus oli koepäivien 74 – 95 ajan tasainen, tyypillisesti välillä 4,0 – 5,0 gMLVSS/l, mutta laski koepäivänä 96 5,0 gMLVSS/l:sta alle 2,0 gMLVSS/l:aan, jolloin myös F/M-suhde nousi 1,8 gCOD/gMLVSS*d. Alhainen lietepitoisuus ei kuitenkaan vaikuttanut C-reaktorin COD-reduktioon (98,7 %) pitkän HRT:n (44 h) takia kuin vasta koepäivänä 99, jolloin reduktio oli 87,7 %.



Kuva 4.6 Reaktorikohtaiset F/M-suhteet sekä COD-reduktiot korkeakuormitteiselta jaksolta. A- ja B-reaktorit (yllä), Z- ja C-reaktori (alla).

Monivaiheisten reaktoreiden (A, B ja Z) lietepitoisuudet olivat jakson alkupuolella (koepäivät 74 – 88) selvästi yksivaiheista C-reaktoria alhaisempia. Pitoisuudet kuitenkin nousivat samalla, kun syötteen COD-pitoisuus ja OLR nousi. Syötteen COD-pitoisuuden nousua seurasi biomassan (MLVSS) lisääntyminen, jolloin F/M-suhde ei nousut samanaikaisesti syötteen OLR:n nousun kanssa. A- ja B-reaktoreissa F/M-suhteet vaihtelivat tyypillisesti välillä 1,0 – 2,0 gCOD/gMLVSS*d (kuva 4.6), koko jakson keskimääräisten F/M-suhteiden ollessa A-reaktorille 1,3 gCOD/gMLVSS*d, ja B-reaktorille 1,3 gCOD/gMLVSS*d.

Z-reaktori otettiin käyttöön syötteen COD-pitoisuuksien vaihdella koepäivänä 97. Initaatiiovaiheen (koepäivät 97 – 102) ja syötteen COD-pitoisuuksien vaihtelun lisäksi

lietepitoisuuden ja sitä kautta F/M-suhteen vaihtelu näkyi koepäivään 112 asti COD-reduktion vaihteluna (59,7 % – 98,9 %). Koepäivinä 103 – 112 Z-reaktorin F/M-suhde vaihteli välillä 1,1 – 2,2 gCOD/gMLVSS*d (keskiarvo 1,7 gCOD/gMLVSS*d, keskimääräinen COD-reduktio 92,8 %). Koepäivinä 113 – 134 Z-reaktorin F/M-suhde vaihteli välillä 0,6 – 3,3 gCOD/gMLVSS*d (keskiarvo 1,6 gCOD/gMLVSS*d, keskimääräinen COD-reduktio 95,9 %). Koepäivinä 113 – 134 Z-reaktorin OLR oli keskimäärin 31 % matalampi kuin koepäivien 103 – 112 aikana, kuitenkin matalampi MLVSS-pitoisuus nosti F/M-suhteen melkein yhtä suureksi. Matalammalla OLR:llä Z-reaktorin COD-reduktio kuitenkin nousi 92,8 %:sta 95,9 %:iin. Koko jaksolta Z-reaktorin keskimääräinen F/M-suhde oli reaktoreista korkein, 1,6 gCOD/gMLVSS*d.

Monivaiheisia reaktoreita (A, B ja Z) ajettiin korkeakuormitteisen jakson aikana keskimäärin 1,7 – 4,8-kertaisilla OLR:llä ja 2,1 – 4,7-kertaisilla F/M-suhteilla, kuin yksivaiheista C-reaktoria (taulukko 4.3). Monivaiheisten reaktoreiden keskimääräiset COD-reduktiot olivat silti C-reaktoria korkeampia (koepäivien 74 – 88 aikana 4,2 – 4,9 %-yksikköä ja koepäivien 89 – 112 aikana 0,3 – 1,7 %-yksikköä korkeammat), lukuun ottamatta Z-reaktorin käyttöönottoa koepäivien 89 – 112 aikana (87,8 %).

Taulukko 4.3 Korkeakuormitteisen jakson keskimääräiset reaktorikohtaiset COD-reduktiot, OLR:t [kgCOD/m³*d], ja F/M-suhteet [gCOD/gMLVSS*d] eri kuormitusjaksoilla. Z-reaktorin tuloksista on jätetty pois koepäivien 97 – 102 reaktorin initaatiövaihe. (KP = koepäivät, Re = reaktorit, em = ei mitattu, B-reaktorin koepäivien 113 – 134 COD-reduktio on sulussa, koska siinä ei käytetty lietteenkierrätystä koepäivästä 116 alkaen)

KP	74 – 88				89 – 112				113 – 134			
Re	COD-reduktio		OLR	F/M	COD-reduktio		OLR	F/M	COD-reduktio		OLR	F/M
	[%]	[σ]			[%]	[σ]			[%]	[σ]		
A	87,9	3,7	2,6	1,2	94,4	2,8	7,6	1,5	em	em	em	em
B	88,6	4,0	2,4	0,8	93,0	5,9	9,5	1,4	(81,3)	20,0	6,8	1,8
Z	em	em	em	em	92,8	7,6	9,0	1,7	95,9	1,9	6,2	1,6
C	83,7	2,1	1,4	0,3	92,7	5,5	2,0	0,7	em	em	em	em

Koepäivinä 74 – 88, monivaiheisten reaktorien (A ja B) keskimääräinen OLR oli miltei kaksinkertainen (A:lle 1,9-kertainen, B:lle 1,7-kertainen), ja F/M-suhde yli kolminkertainen (A:lle 4,7-kertainen, B:lle 3,3-kertainen) C-reaktoriin nähden (taulukko 4.3). C-reaktorin keskimääräinen COD-reduktio oli kuitenkin samalta ajalta reaktoreista matalin (A:lle 87,9 %, B:lle 88,6 %, ja C:lle 83,7 %).

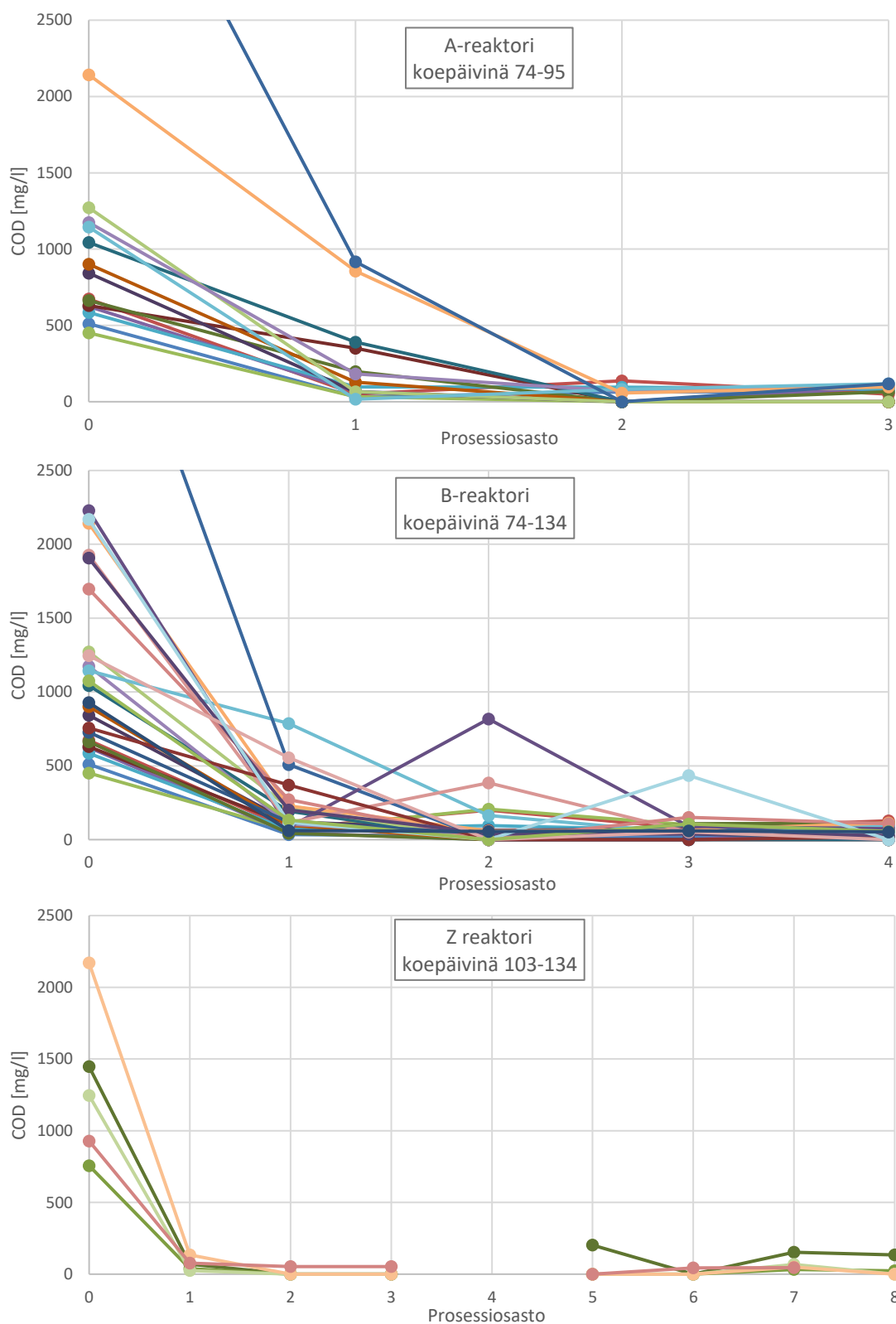
C-reaktorin COD-reduktio oli myös koepäivien 89 – 112 ajalta hieman matalampi kuin A- ja B-reaktoreiden (A:lle 94,4 %, B:lle 93,0 %, ja C:lle 92,7 %). Monivaiheisen Z-reaktorin COD-reduktio oli koepäivien 97 – 102 initaatiövaiheen jälkeen 92,8 %. Jakson keskimmäisen osan (koepäivät 89 – 112) aikana keskimääräinen OLR nousi monivaiheisissa reaktoreissa moninkertaiseksi alkujaksoon verrattuna (A:lle 2,9-kertaiseksi,

B:lle 4,0-kertaiseksi). C-reaktorin OLR nousi 1,4-kertaiseksi. Jokaisen reaktorin COD-reduktiot kuitenkin paranivat aikaisempaan nähden (taulukko 4.3), pois lukien Z-reaktori, jolla ei ollut verrattavia tuloksia.

Jakson loppuosassa koepäivästä 113 lähtien B-reaktorin COD-reduktio laski 93,0 %:sta 81,3 %:iin, joka johtui reaktorin lietteenkierrätyksen poistamisesta. Samaan aikaan Z-reaktorin keskimääräinen COD-reduktio nousi koko tutkimuksen korkeimpaan arvoon, 95,9 %.

4.3 Ensimmäisten prosessiosastojen toiminta

Korkeakuormitteisella jaksolla huomattiin, että suurin osa monivaiheisten reaktoreiden (A, B ja Z) COD-reduktiosta tapahtui ensimmäisessä prosessiosastossa (kuva 4.7). Ensimmäisten prosessiosastojen osuudet koko prosessointitilavuudesta olivat A-reaktorille 33,3 %, B-reaktorille koepäivinä 74 – 95 25 % ja koepäivinä 96 – 134 33,3 %. Z-reaktorin ensimmäisen prosessiosaston osuus koko prosessointitilavuudesta oli 15,4 %. Monivaiheisten reaktoreiden (A, B ja Z) eri prosessiosastojen COD-reduktiota tutkittiin määrittämällä käsitellyn veden COD-pitoisuudet eri prosessiosastojen jälkeen. COD-pitoisuuksien mittausta eri prosessiosastoista aloitettiin koepäivänä 74.



Kuva 4.7 Prosessiosastojen COD-pitoisuudet, kun kaikista prosessiosastoista on mitattu COD-pitoisuus. X-akselin 0-prosessiosasto kuvaa syötteen pitoisuutta. Eri väriset graafit kuvaavat eri koepäivien mittaustuloksia. Z-reaktorin 4 viimeistä prosessiosastoa eivät osallistuneet lietteenkierrätykseen. A- ja B-reaktoreiden kuvaajissa oleva COD-akselin yli maksimin oleva syötteen COD-pitoisuus 4200 mgCOD/l.

A-reaktorissa, jossa korkeakuormitteisen jakson aikana oli kolme prosessiosastoa, A1:n COD-reduktio syötteen COD-pitoisuudesta oli koko jakson ajalta keskimäärin 78,9 %, ja koko reaktorin keskimääräinen COD-reduktio oli 90,3 %. Koepäivien 89 – 95 ajalta, kun OLR oli korkea, A1:n COD-reduktio oli 71 % (taulukko 4.2).

B1:n COD-reduktiot olivat korkeakuormitteisen jakson kolmessa eri osassa 87,7 %, 75,9 % ja 79,3 %, kun koko reaktorin COD-reduktiot olivat 88,6 %, 93,0 % ja 81,3 %. Koepäivien 116 – 134 (jakson kolmas osa) aikana B-reaktorissa ei kierrätetty lietettä ensimmäisestä prosessiosastosta viimeiseen (B1:stä B3:seen), vaan B-reaktori oli perinteinen monivaiheinen reaktori.

Z1:n COD-reduktiot olivat tutkimuksen korkeimmat, vaikka sen reaktorimallissa ensimmäisen prosessiosaston osuus koko prosessointitilavuudesta oli pienin. Korkeakuormitteisen jakson keskiosan korkean OLR:n aikana (initaatiiovaiheen jälkeen koepäivät 103 – 112) Z1:n COD-reduktio oli 94,9 %, ja loppujakson aikana (koepäivät 113 – 134) 94,6 %. Koko Z-reaktorin keskimääräiset COD-reduktiot olivat koepäivinä 103 – 112 92,8 %, ja koepäivinä 113 – 134 95,9 %. Koepäivien 103 – 112 aikana Z1:sta mitatut COD-pitoisuudet olivat keskimäärin matalampia, kuin koko reaktorin käsitellyn veden COD-pitoisuudet.

Taulukko 4.4 Ensimmäisten prosessiosastojen OLR:t ($\text{kgCOD}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$), F/M-suhteet ($\text{gCOD}/\text{gMLVSS} \cdot \text{d}$) sekä COD-reduktiot ja COD-reduktioiden keskihajonnat. F/M-suhteissa suluissa oleva luku kertoo, että kuinka moninkertainen ensimmäisen prosessiosaston F/M-suhde oli koko reaktorin F/M-suhteeseen verrattuna. Z-reaktorin tuloksista poistettu initaatiiovaihe koepäivinä 95 – 102. (PO1 = 1. prosessiosasto, KP = koepäivät, red = reduktio, em = ei mitattu, B-reaktorin koepäivien 113 – 134 COD-reduktio on suluissa, koska siinä ei käytetty lietteenkierrätystä koepäivästä 116 alkaen)

PO1	KP	74 – 88		89 – 112		113 – 134	
A1	OLR	8.4		24.5		em	
	F/M	3.5 (3,0 x)		4.8 (3,2 x)		em	
	COD-red / σ	82,0 %	16,3 %	71,0 %	25,1 %	em	em
B1	OLR	10.2		31.6		20.4	
	F/M	2.9 (3,4 x)		4.4 (3,2 x)		6.5 (3,6 x)	
	COD-red / σ	87,6 %	4,3 %	75,9 %	27,3 %	(79,3 %)	18,2 %
Z1	OLR	em		58,2		40.1	
	F/M	em		6,4 (3,9 x)		6.9 (4,4 x)	
	COD-red / σ	em	em	94,9 %	1,4 %	94,6 %	2,6 %

Monivaiheisten reaktorien ensimmäisten prosessiosastojen (A1, B1 ja Z1) COD-reduktioiden keskihajonnat olivat tyypillisesti korkeammat kuin koko reaktoreiden keskihajonnat (poikkeuksina B-reaktori koepäivinä 74 – 88, ja Z-reaktori koepäivinä 113 – 134) (taulukko 4.3 ja 4.4). Koko jakson ajalta ensimmäisten prosessiosastojen COD-reduktioiden keskihajonnat olivat A1:lle 19,3 %, B:lle 18,0 % ja Z:lle 10,6 %. Kokonaisen

reaktorin COD-reduktioiden keskihajonnat olivat A-reaktorille 4,6 %, B-reaktorille 11,4 % ja Z-reaktorille 10,1 %.

Ensimmäisten prosessiosastojen OLR:t ovat suoraan verrannollisia koko reaktorin OLR:ään ja ensimmäisen prosessiosaston osuuteen koko reaktorin tilavuudesta. A1:n OLR on kolminkertainen, B1:n nelin- tai kolminkertainen ja Z1:n 6,5-kertainen koko reaktoriin verrattuna. Täten ensimmäisten prosessiosastojen OLR:t olivat korkeakuormitteen jakson aikana korkeat, A1:ssä ne vaihtelivat välillä 5,1 – 47,5 kgCOD/m³*d, B1:ssä 6,2 – 57,8 kgCOD/m³*d ja Z1:ssä 19,5 – 103 kgCOD/m³*d.

F/M-suhteet riippuivat myös ensimmäisten prosessiosastojen MLVSS-pitoisuuden erosta koko reaktorin keskimääräiseen MLVSS-pitoisuuteen. Etenkin Z1:ssä MLVSS-pitoisuus oli tyypillisesti korkeampi kuin koko reaktorissa, jolloin sen F/M-suhde oli koko reaktoriin verrattuna vähemmän kuin 6,5-kertainen (taulukko 4.4). Z1:n F/M-suhde vaihteli koko jakson välillä 2,1 – 17,8 gCOD/gMLVSS*d. A- ja B-reakto-reissa ensimmäisten prosessiosastojen MLVSS-pitoisuus oli lähempänä koko reaktorin pitoisuutta (taulukko 4.4). A1:n F/M-suhde vaihteli välillä 2,6 – 7,5 gCOD/gMLVSS*d ja B1:n välillä 2,1 – 11,3 gCOD/gMLVSS*d.

5 TULOSTEN TARKASTELU

Monivaiheisten reaktoreiden (A, B ja Z) korkeakuormitteisen jakson OLR:t ja F/M-suhteet olivat keskimäärin 5 – 10- ja 2 – 2,5-kertaisia perinteisen täyssekoitteen aktiivilieteprosessin arvoihin (CMAS taulukossa 5.1). Ainoa aerobinen jätevedenpuhdistusprosessi, jonka OLR ja F/M-suhde ovat lähes yhtä suuret kuin tutkimuksen monivaiheisilla reaktoreilla, on High purity O₂-aktiivilieteprosessi (taulukko 5.1), jossa tyypillisesti monivaiheisessa tiivistetyissä säiliössä olevaa aktiivilietettä ilmastetaan melkein puhtaalla hapella (90 – 100 %) (Wang et al. 2010). Tällöin happi saadaan biomassan käyttöön 2 – 3 kertaa tehokkaammin kuin perinteisellä ilmastuksella (Metcalf & Eddy et al. 2014). Tässä tutkimuksessa käytettyjen monivaiheisten reaktoreiden OLR vastasi paremmin anaerobisten reaktoreiden OLR:n viitearvoja, kuin aerobisten prosessien (taulukko 5.1).

Monivaiheisissa reaktoreissa (A, B ja Z) saavutettiin korkeilla OLR:illä ja F/M-suhteilla yhtä korkeita COD-reduktioita kuin Suomen yli 50 000 AVL:n jätevedenpuhdistamoilla vuonna 2017 (kaikkien puhdistamoiden keskimääräinen COD-reduktio 94 %) (ELY 2017; HSY 2018). COD-reduktiot olivat korkeakuormitteisen jakson aikana kaikissa monivaiheisissa reaktoreissa keskimäärin yli 90 % (A-reaktorille 90,3 %, B-reaktorille 91,3 % lietteenkierrätyksen aikana ja Z-reaktorille 91,9 %), joka on korkein suomalaisen kunnallisen jätevedenpuhdistamon ympäristöluvassa vaadittu COD-reduktion lupamääräys (mm. Turun Kakolanmäki (AVI 2014)). Keskimääräisesti koko tutkimuksen korkeimmat COD-reduktiot mitattiin Z-reaktorissa koepäivien 113 – 134 aikana (COD-reduktio 95,9 %, $\sigma = 1,9$ %), kun keskimääräinen OLR oli 5,6 kgBOD/m³*d (6,2 kgCOD/m³*d), ja keskimääräinen F/M-suhde 1,4 gBOD/gMLVSS*d (1,6 gCOD/gMLVSS*d). OLR oli perinteiseen täyssekoitteen aktiivilieteprosessiin (CMAS taulukossa 5.1) verrattuna 3,5-kertainen, ja F/M-suhde 2,3-kertainen. Kyseisten koepäivien ajalta myös Z-reaktorin COD_{kok}-reduktio oli korkea, keskimäärin 93,0 % ($\sigma = 6,1$ %). Korkeat COD_{suod}-, ja etenkin COD_{kok}-reduktiot, selittyvät Z-reaktorin selkeytysrakenteen muutoksilla, joilla käsitelty jätevesi saatiin tutkimuksen loppuvaiheessa selkeytymään hyvin.

Tutkimuksen korkeimmat keskimääräiset OLR:t mitattiin B-reaktorissa koepäivinä 89 – 112 (taulukko 5.1), jolloin sen keskimääräinen OLR oli 8,5 kgBOD/m³*d (9,5 kgCOD/m³*d). Keskimääräinen F/M-suhde oli nousseen MLVSS:n takia 1,2 gBOD/gMLVSS*d (1,4 gCOD/gMLVSS*d). OLR ja F/M-suhde olivat täyssekoitteen aktiivilieteprosessin (taulukossa 5.1 CMAS) maksimiviitearvoihin verrattuna 5,3- ja 2,0-kertaiset. Keskimääräinen COD-reduktio pysyi kuitenkin korkeana (93,0 %, $\sigma = 5,9$ %). Koepäivänä 110 OLR oli korkeimmillaan 17,5 kgCOD/m³*d, jolloin COD-reduktio oli 94,4 %.

Taulukko 5.1 Monivaiheisten reaktoreiden keskimääräiset F/M-suhteet, OLR:t, lietepitoisuudet ja HRT:t korkeakuormitteiselta jaksolta verrattuna aerobisiin ja anaerobisiin prosesseihin. Kirjallisuuden viitearvot BOD:na. Tutkimuksessa käytetty syötteen BOD:COD-suhteena 0,9, ja tulokset muutettu BOD:n mukaisiksi, jotta niitä voidaan verrata kirjallisuuden arvoihin. (Moniv. = monivaiheinen, LK = lietteenkierrätys, Aerob = aerobinen, AS = aktiivilieteprosessi, TF = biosuodatin, Anae = anaerobinen, ka = kantoaine, * = vain korkeakuormitteinen osa prosessista). Anaerobisten reaktoreiden OLR:t ovat yksikössä [kgCOD/m³*d]. Kirjallisuuden arvot (Metcalf & Eddy et al. 2014) sekä (Wang et al. 2010) mukaan.

Reaktorityyppi	Prosessi-kuvaus	F/M [gBOD/ gMLVSS*d]	OLR [kgBOD/ m ³ *d]	MLVSS [gMLVSS/ l]	HRT [h]
A-reaktori	Moniv. LK	1,2	4,0	3,2	6,4
B-reaktori	Moniv. LK	1,2	6,1	4,8	5,3 – 7,1
Z-reaktori	Moniv. LK	1,5	7,0	4,7	5,8
B (koep. 89 – 112)	Moniv. LK	1,2	8,5	6,9	5,3
Z (koep. 113 – 134)	Moniv. LK	1,4	5,6	4,2	5,8
Tulppavirtaus	Aerob AS	0,2 – 0,4	0,3 – 0,7	1 – 3	4 – 8
CMAS	Aerob AS	0,2 – 0,6	0,3 – 1,6	1,5 – 4	3 – 6
High purity O₂	Aerob AS	0,5 – 1,0	1,3 – 3,2	2 – 4	1 – 3
Highrate aero	Aerob AS	0,4 – 0,8	0,8 – 2,0	3 – 5	2 – 4
Stepfeed	Aerob AS	0,2 – 0,4	0,7 – 1,0	1,5 – 4	3 – 5
Contact stabil.	Aerob AS	0,2 – 0,6	1,0 – 1,3	0,5 – 1,5 *	0,5 – 1 *
Biosuodatin	Aerob TF		0,6 – 2,4		
ANL	Anae		< 2,0		20 – 50
UASB	Anae lietepeti		5 – 20		4 – 8
FB	Anae ka		20 – 40		
AMBR	Anae SBR		1,2 – 2,4		6 – 24

Taulukossa käytetyt reaktorityyppien lyhenteet: CMAS = Complete mix active sludge, High-rate aero = ensimmäinen vaihe AB-prosessissa (erikseen lietteet BOD:n ja ammoniun tyypen poistolle), ANL = Anaerobic lagoon system, UASB = Upflow anaerobic sludge blanket, FB = Fluidized bed, AMBR = Anaerobic migrating blanket reactor.

Monivaiheisissa reaktoreissa (A, B ja Z) suurin osa korkeista COD- reduktioista saavutettiin heti ensimmäisissä prosessiosastoissa (keskimäärin 83 %). Korkeakuormitteisen jakson aikana, koepäivästä 74 alkaen, ensimmäisten prosessiosastojen keskimääräiset COD-reduktiot olivat A1:lle 78,9 %, B1:lle koepäivinä 74 – 112 (lietteenkierrätyksen käytön aikana) 82,7 % ja Z1:lle 94,7 % (koepäivät 103 – 134).

Ensimmäisten prosessiosastojen OLR:iä (keskimäärin A1:lle 13 kgCOD/m³*d, B1:lle 22 kgCOD/m³*d ja Z1:lle 51 kgCOD/m³*d) voidaan verrata Contact stabilization-

reaktorin korkeakuormitteisen osuuden kuormitukseen (Contact stabil. taulukossa 5.1). Contact stabilization-reaktorissa ilmastusprosessi on jaettu kahteen vaiheeseen, joista ensimmäinen kontaktivaihe on korkeakuormitteinen ($OLR\ 5 - 8\ \text{kgBOD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$), ja toinen vaihe, stabilointi, on matalakuormitteisempi ($1,0 - 1,3\ \text{kgBOD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$). Kontaktivaiheessa tapahtuu nopea liuenneen BOD:n reduktio pääosin absorptio avulla ja esiselkeytyksestä jäljelle jääneet kolloidiset ja kiinteät hiukkaset absorboituvat biomassaan. BOD:n lopullinen hapetus ja kiintoaineen hajottaminen tapahtuu stabilointivaiheessa, jossa on korkeampi MLVSS ja HRT kuin kontaktivaiheessa. (Metcalf & Eddy et al. 2014)

Tutkimuksen tulosten perusteella on mahdollista, että monivaiheisten reaktoreiden ensimmäisissä prosessiosastoissa (A1, B1 ja Z1) tapahtui Contact stabilization-prosessin kaltainen nopea liuenneen BOD:n absorptio solunsisäiseen varastoon. Aktiivilietteen bakteerien on osoitettu täyttävän solunsisäistä varastoaan, kun ne altistetaan korkeille substraattipitoisuuksille ($800\ \text{mgCOD}/\text{l}$) (Ni & Yu 2007). Myös nopeat ja epätasaiset feast-famine-vaihtelut saivat aktiivilietteen bakteerit reagoimaan nopeasti substraatin pitoisuuden vaihteluihin, jolloin varastokapasiteetti vaihteli hyödynnettävissä olevan substraattipitoisuuden mukaisesti (Insel et al. 2012). Bakteerit vähensivät varastokapasiteettiaan korkeiden substraattipitoisuuksien aikana keskittyäkseen kasvuun, ja nostivat kapasiteettia matalissa pitoisuuksissa (Insel et al. 2012). Panosreaktoritutkimuksessa (Insel et al. 2012) syötteen substraattitaso pidettiin kuitenkin matalana ($200\ \text{mg}\ \text{asetaatia}/\text{l}$) ja substraattia lisättiin panosreaktoriin epäsäännöllisesti $15 - 120\ \text{min}$ välein, joten sitä ei voi pitää kovin hyvänä verrokkina jatkuvalla korkeakuormitteiselle jätevedenpuhdistusprosessille.

Tyypillisesti vaihtuvat substraattiolosuhteet ovat edellytyksenä varastointivas-teelle. Substraatin varastointi voi tapahtua polymerisaation tai akkumulaation avulla. Polymerisaatiossa substraatti varastoidaan solun sisälle tyypillisesti polysakkarideina tai lipideinä, kun taas akkumulaatiossa solu absorboi molekyylin sisäänsä miltei muuttumattomana. Muuttumattoman substraattimolekyylin akkumulaatio vaikeutuu osmoottisen paineen vuoksi, kun solun ulkoiset substraattipitoisuudet vähenevät. Tällöin solu saattaa vapauttaa akkumuloitua substraattia takaisin solun ulkopuolelle. (Majone et al. 1999)

Vapauttamisreaktio matalissa substraattipitoisuuksissa selittää monivaiheisten reaktoreiden COD_{suod} -pitoisuuksien käyttäytymisen, jossa ensimmäisistä prosessiosastosta (A1, B1 ja Z1) mitatut COD_{suod} -pitoisuudet olivat usein (kuva 4.7) seuraavia prosessiosastoja matalampia. Syötteen pitäessä ensimmäisen prosessiosaston liuenneen substraattipitoisuuden korkealla, bakteerit pystyvät varastoimaan substraattia polymerisaation ja akkumulaation avulla. Kun bakteerit siirtyvät myöhempien prosessiosastojen köyhempiin olosuhteisiin selkeyttimen tai lietteenkierrätyksen kautta, ne vapauttavat sisäisen ja ulkoisen pitoisuuseron takia osan hyödyntämättömästä akkumuloidusta substraattista vesitilavuuteen. Ensimmäisen prosessiosaston korkea COD-reduktio näkyi parhaiten Z-reaktorissa koepäivinä $89 - 112$, jolloin Z1:n COD-reduktio oli keskimäärin parempi kuin koko Z-reaktorin COD-reduktio (taulukot 4.3 ja 4.4).

Lietteenkierrätyksen osoitettiin parantaneen monivaiheisten reaktoreiden COD-reduktiota. B-reaktoria ajettiin koepäivät 116 – 134 ilman lietteenkierrätystä B1:stä B3:seen. Tuon ajanjakson aikana B-reaktorin keskimääräinen COD-reduktio oli monivaiheisista reaktoreista koko korkeakuormitteisen jakson matalin, 81,3 %. Verrattuna korkeakuormitteisen jakson koepäiviin 74 – 115, keskimääräinen COD-reduktio tippui 10 %-yksikköä. Myös COD-reduktion keskihajonta oli suurempi ilman lietteenkierrätystä (koepäivät 74 – 115 $\sigma = 5,5$ %, koepäivät 116 – 134 $\sigma = 20,0$ %). Lietteenkierrätyksen poiston jälkeen B-reaktorin COD-reduktio pysyi korkeana (95 – 97 %) koepäivinä 116 – 119, mutta tippui sen jälkeen koepäivänä 123 56 %:iin, ja koepäivänä 125 47,6 %:iin. Tämän jälkeen COD-reduktio alkoi hiljalleen nousta (koepäivinä 130 – 134 73 – 89 %), mutta ei saavuttanut lietteenkierrätyksen poistoa edeltävää COD-reduktiotasoa. Muutoksen jälkeinen COD-reduktion pysyminen korkeana ja sen jälkeinen romahdus seurasivat pulssimaisen häiriön vaikutuksia, joissa bakteeripopulaatio pystyy aluksi vastustamaan muutoksen vaikutuksia, mutta romahtaa äkillisesti (Shade et al. 2012). Tämän jälkeen populaation toiminta vähitellen parantuu (Shade et al. 2012).

B1:n COD-reduktio pysyi kuitenkin lietteenkierrätyksen poiston jälkeen lähes yhtä suurena kuin lietteenkierrätyksen aikana (koepäivät 74 – 115 82,7 %, $\sigma = 18,3$ %, koepäivät 116 – 134 81,9 %, $\sigma = 18,4$ %). Lietteenkierrätyksen puuttuminen ei siis vaikuttanut B1:n COD-reduktioon, mutta huononsi myöhempien prosessiosastojen COD-reduktiota. Lietteenkierrätyksen aikana solut sopeutuivat säännölliseen olosuhteiden vaihteluun, jolloin solunsisäistä substraattivarastojen vapauttamista tapahtui myöhemmissä prosessiosastoissa, mutta solut olivat sopeutuneet siihen, että tietyn ajan päästä ne pääsevät takaisin korkeisiin substraattipitoisuuksiin. Lietteenkierrätyksen poistamisen jälkeen soluilla oli samassa prosessiosastossa pysymisen lisäksi mahdollisuus kulkea prosessissa vain eteenpäin aikaisemmasta prosessiosastosta myöhempään syötteen virtaaman mukana, jolloin ainoa olosuhteiden muutos oli korkeammista substraattipitoisuuksista matalampiin. Tällöin ne solut, jotka kulkeutuivat virtauksen mukana eteenpäin, ehtivät vapauttaa suuremman osan solunsisäisistä substraattivarastoista, koska eivät enää päässeetkään takaisin korkeisiin pitoisuuksiin.

Koska suurin osa reaktorin biomassan kasvusta tapahtuu korkean substraattipitoisuuden takia ensimmäisessä prosessiosastossa, saattoi lietteenkierrätyksen poiston jälkeen käydä myös niin, että ensimmäisen prosessiosaston rikkaisiin olosuhteisiin sopeutuneet bakteerit eivät kyenneet enää myöhemmissä prosessiosastoissa hyödyntämään alhaisia substraattipitoisuuksia. Lietteenkierrätyksen aikana voidaan olettaa, että solut viettivät kolmivaiheisessa reaktorissa 1/3-osan ajasta korkeissa substraattipitoisuuksissa ensimmäisessä prosessiosastossa, ja 2/3-osaa ajasta matalammista pitoisuuksissa. Tällöin olosuhteiden vaihtelu suosi soluja, jotka sopeutuivat hyödyntämään substraattia niin korkeissa, kuin matalissakin pitoisuuksissa. Lambertin (et al. 2014) tutkimuksessa osoitettiin, että *E. coli* käytti kahta toiminnaltaan ei-geneettistä toimintoa lyhentääkseen lag-vaiheita substraattien ja niiden pitoisuuksien vaihtelujen aikana. *E. coli* pystyi muistamaan solunsisäisten molekyylien avulla aikaisemmin koettua olosuhteita, ja varautumaan

toistuviin malleihin. Jos *E. colin* käyttäytymisen oletetaan olevan myös aktiivilietteen bakteereille mahdollista, saattaa monivaiheisten reaktorien korkeat COD-reduktiot olla mahdollisia juuri lietteenkierrätyksen ansiota.

Referenssireaktori C:n COD-reduktiot olivat tyypillisesti matalampia monivaiheisiin reaktoreihin verrattuna, vaikka sen OLR ja F/M-suhteet olivat moninkertaisesti matalammat (taulukot 4.1 ja 4.3). C-reaktorin huonommat tulokset selittyvät yksivaiheisuudella ja biomassan olosuhteiden vaihtelun puutteella. Täyssekoitteisessa yksivaiheisessa reaktorissa olosuhteet olivat stabiilit syötteen substraattipitoisuuksien muutoksia lukuun ottamatta. Tällöin on mahdollista, että bakteereille ei syntynyt tarvetta varastointivasteesseen, jonka ansiosta monivaiheisissa reaktoreissa liunneen COD:n poisto oli nopeaa. Tulosten perusteella voidaan olettaa, että monivaiheisissa lietteenkierrätyksen sisältävissä reaktoreissa (A ja B) biomassa oli biologisen prosessin alkuvaiheessa nopeampi sopeutumaan uuteen kasvuympäristöön, kuin täyssekoitteisessa yksivaiheisessa reaktorissa (C). Koepäivien 1–19 aikana, kun monivaiheisia A- ja B-reaktoreita ajettiin vielä yhtä suurella OLR:llä (keskimäärin $0,6 \text{ kgBOD/m}^3\text{d}$) kuin C-reaktoria, C-reaktorin COD-reduktio oli selvästi monivaiheisia reaktoreita matalampi (C:lle 68,0 %, A:lle 79,2 %, B:lle 81,3 %). Myös COD-reduktion keskihajonta oli suurempaa C-reaktorissa (C:lle 21,2 %, A:lle, 7,0 %, B:lle 10,2 %). Vaihtelevia olosuhteita vahvisti myös syötteen COD-pitoisuuden heittely koepäivinä 1 – 19 (60 – 390 mgCOD/l välillä), joka mahdollisesti heikensi C-reaktorin sopeutumista uuteen ympäristöön. C-reaktorin COD-reduktio tasaantui pysyvästi yli 60 %:iin koepäivän 27 jälkeen, kun taas monivaiheisten reaktoreiden COD-reduktio ei ollut kertaakaan 60 % alapuolella matalakuormitteisen jakson aikana. Syy nopeampaan sopeutumiseen saattaa olla lietteenkierrätyksellä pakotettu olosuhteiden vaihtelu, jossa bakteeripopulaatio joutuu nopeasti sopeutumaan vaihteleviin substraattipitoisuuksiin yllä mainituilla varastointi- ja muistivasteilla.

Monivaiheisten reaktoreiden COD-reduktiot olivat korkeimmillaan korkeakuormitteisen jakson aikana. Matalakuormitteisellä jaksolla (koepäivät 1 – 73, OLR keskimäärin $0,6 - 1,3 \text{ kgCOD/m}^3\text{d}$) monivaiheisten reaktoreiden COD-reduktiot olivat A-reaktorille 81,3 % ja B-reaktorille 84,7 %, kun taas korkeakuormitteisellä jaksolla (koepäivät 74 – 134, OLR keskimäärin $2,5 - 8,8 \text{ kgCOD/m}^3\text{d}$) keskimääräiset COD-reduktiot olivat A:lle 90,3 % ja B:lle 91,3 %. Aktiivilieteprosesseissa sekundäärinen käsittelyn jälkeiset tyypilliset orgaanisten aineiden pitoisuudet ovat 10 – 30 mgBOD/l ja 40 – 80 mgCOD/l (Metcalf & Eddy et al. 2014). Matalakuormitteisen jakson aikana monivaiheisissa reaktoreissa päästiin tyypillisiin aktiivilietteen COD-reduktioihin, kun käsitellyn veden keskimääräinen COD-pitoisuus oli A-reaktorille 55 mgCOD/l ($\sigma = 24 \text{ mgCOD/l}$) ja B-reaktorille 44 mgCOD/l ($\sigma = 25 \text{ mgCOD/l}$). Korkeakuormitteisellä jaksolla lietteen kierrätyksen aikana keskimääräiset käsitellyn veden COD-pitoisuudet olivat yli 80 mgCOD/l; A-reaktorille 83 mgCOD/l ($\sigma = 24 \text{ mgCOD/l}$) ja B-reaktorille 116 mgCOD/l ($\sigma = 98 \text{ mgCOD/l}$). Z-reaktorin keskimääräinen käsitellyn veden COD-pitoisuus oli koepäivien 103 – 134 ajalta 88 mgCOD/l ($\sigma = 86 \text{ mgCOD/l}$) (keskiarvosta on jätetty pois koepäivien 95 – 102 reaktorin initaatiovaihe).

Matala- ja korkeakuormitteisien jaksojen COD-reduktioiden eroista voidaan päätellä, että monivaiheisen lietteenkierrätyksellisen prosessin ideaalinen OLR-alue olisi perinteisiä aerobisia suspensioprosesseja (taulukko 5.1) korkeammalla. Ensisijaisena syynä ilmiölle voidaan pitää bakteerien varastointivastetta, jonka on osoitettu kehittyvän korkeammassa syötteen substraattipitoisuuksissa (800 mgCOD/l) (Ni & Yu 2007), ja kun pitoisuutta vaihdeltiin (Majone et al. 1999; Insel et al. 2012). Monivaiheisissa reaktoreissa ensimmäisen ja toisen prosessiosaston keskimääräinen OLR-ero oli korkeakuormitteisellä jaksolla (koepäivät 74 – 134) suuri A-reaktorille 3,6 kgCOD/m³*d, B-reaktorille 5,6 kgCOD/m³*d ja Z-reaktorille 6,9 kgCOD/m³*d (A1:lle 4,5 kgCOD/m³*d vs. A2:lle 0,9 kgCOD/m³*d, B1:lle 6,8 kgCOD/m³*d vs. B2:lle 1,2 kgCOD/m³*d, Z1:lle 7,3 kgCOD/m³*d vs. 0,4 kgCOD/m³*d). Matalakuormitteisellä jaksolla ei mitattu prosessiosastokohtaisia COD-pitoisuuksia, mutta ensimmäisen ja toisen prosessiosaston maksimaalista OLR-eroa voidaan arvioida olettamalla koko reaktorin COD-reduktio tapahtuneeksi heti ensimmäisessä prosessiosastossa. Tällöin OLR-ero muodostui moninkertaisesti pienemmäksi matala- kuin korkeakuormitteisellä jaksolla, A- ja B-reaktoreille 0,8 kgCOD/m³*d (A1:lle 1,0 kgCOD/m³*d vs. A2:lle 0,2 kgCOD/m³*d, B1:lle 0,9 kgCOD/m³*d vs. B2:lle 0,1 kgCOD/m³*d). Tutkimuksen tulosten perusteella voisi olla mahdollista, että absoluuttinen OLR-ero ja F/M-suhteiden ero prosessin fyysisten (tai ajallisten SBR-prosessien) vaiheiden välillä pitäisi olla vähintään tietyllä tasolla, jotta solunsisäinen varastointireaktio ja muut COD-reduktiota nopeuttavat toiminnot (geneettiset ja ei-geneettiset) alkavat toimia huomattavalla tasolla.

Monivaiheisissa reaktoreissa ei ollut huomattavaa eroa kolme- tai nelivaiheisen prosessin välillä. A-reaktorissa muutos neljästä prosessiosastosta kolmeen tehtiin matalakuormitteisen jakson alussa koepäivänä 19. Vaikka reaktorin HRT laski muutoksen takia 8,6 tunnista 6,4 tuntiin (samalla OLR nousi 33 %:lla), keskimääräinen COD-reduktio nousi 79,2 %:sta 81,4 %:iin koepäivien 20 – 46 aikana. Muutos nelivaiheisesta prosessista kolmivaiheiseksi kuitenkin tapahtui matalien OLR:ien aikana (keskimäärin 0,6 kgCOD/m³*d), joten koepäivän 20 jälkeen tapahtunut OLR:n nousu (keskimäärin 1,0 kgCOD/m³*d) saattoi parantaa A-reaktorin COD-reduktiota.

B-reaktorissa muutos nelivaiheisesta prosessista kolmivaiheiseen tehtiin korkeakuormitteisen jakson aikana koepäivänä 96. Koska B-reaktorin lietteenkierrätys poistettiin koepäivänä 115, voidaan B-reaktorin COD-reduktiota vertailla suunnilleen samoissa (prosessiosaston poiston yhteydessä myös HRT väheni 7,0 tunnista 5,3 tuntiin, myös OLR nousi täten 33 % aikaisempaan nähden) olosuhteissa koepäivinä 74 – 115. B-reaktorin COD-reduktio nelivaiheisena oli koepäivinä 74 – 96 keskimäärin 90,7 % (OLR 4,1 kgCOD/m³*d, F/M-suhde 1,1 gCOD/gMLVSS*d), kun taas koepäivinä 97 – 115 keskimääräinen COD-reduktio oli kolmivaiheisena 92,3 % (OLR 10,8 kgCOD/m³*d, F/M-suhde 1,3 gCOD/gMLVSS*d). COD-reduktio oli siis myös B-reaktorissa korkeampi kolmivaiheisessa reaktorissa kuin nelivaiheisessa, vaikka OLR oli korkeampi. Tulosten perusteella A- ja B-reaktoreiden hieman korkeammat COD-reduktiot kolmivaiheisena eivät

todennäköisesti selity vaiheiden lukumäärällä, vaan korkeammalla OLR:llä. Z-reaktori sai nelivaiheisena tutkimuksen korkeimmat keskimääräiset COD-reduktiot.

6 JOHTOPÄÄTÖKSET

Tutkimuksessa osoitettiin, että aerobisella biologisella prosessilla, joka on jaettu kolmeen tai neljään prosessiosastoon, ja jossa biomassaa kierrätetään säännöllisesti ensimmäisestä prosessiosastosta viimeiseen, päästään laboratorio-olosuhteissa korkeisiin COD-reduktioihin huomattavan korkeilla OLR:llä ($3 - 15 \text{ kgCOD/m}^3\cdot\text{d}$) ja F/M-suhteilla ($0,8 - 2,0 \text{ gCOD/gMLVSS}\cdot\text{d}$). Monivaiheisilla lietteenkierrätyksellisillä reaktoreilla saavutettiin yli 90 % COD-reduktiota kuormituksilla, jotka olivat perinteisiin aktiivilieteprosesseihin verrattuna jopa kymmenkertaisia. Tutkimuksessa käytetyn synteettisen jäteveden ja sen korkean BOD:COD-suhteen ($0,9$) vuoksi saatuja tuloksia ei kuitenkaan voida pitää täysin vertailukelpoisina perinteisiin jätevedenpuhdistusprosesseihin, vaan lisätutkimus aidolla jätevedellä on tärkeää tulosten verifiointiseksi.

Tutkimuksen tulosten perusteella voidaan päätellä, että juuri monivaiheisuus (3 tai 4 prosessiosastoa) ja lietteenkierrätys vastakkaiseen suuntaan olivat ratkaisevat tekijät korkeiden COD-reduktioiden saavuttamisessa. Prosessiosastojen erilaiset substraattipitoisuudet, etenkin ensimmäisen ja toisen prosessiosaston välillä, sekä säännöllisesti biomassan olosuhteita vaihteleva lietteenkierrätys loivat ympäristön, joissa solunsisäisen varastointivasteen kehittäneet bakteeripopulaatiot menestyivät parhaiten. Varastointivaste näkyi selvimmin monivaiheisten reaktoreiden ensimmäisissä prosessiosastoissa, joissa korkeilla kuormituksilla COD-reduktio oli keskimäärin 83 %. Z-reaktorissa, jossa yhteinen prosessitilavuus oli jaettu prosessiosastoihin liikuteltavilla jakajilla, ensimmäisen prosessiosaston COD-reduktio oli keskimäärin jopa 95 %. Varastointivasteen kehittymisessä ja ylläpitämisessä oli luultavasti tärkeä rooli niin sanotulla ei-geneettisellä muistilla.

Lietteenkierrätyksen ja sen aiheuttaman varastointivasteen merkitys osoitettiin B-reaktorissa. Lietteenkierrätyksen aikana B-reaktorin keskimääräinen COD-reduktio oli keskimäärin 93 %, mutta lietteenkierrätyksen poiston jälkeen reduktio laski 81 %:iin. Myös COD-reduktion keskihajonta oli lietteenkierrätyksen aikana huomattavasti matalampi, joka kertoo prosessin stabiilista tilasta. Ilman lietteenkierrätystä COD-reduktiota ei käytännössä enää tapahtunut ensimmäisen prosessiosaston jälkeen, joka kertoo bakteeripopulaation puutteellisesta kyvystä hyödyntää substraattia matalissa pitoisuuksissa.

Monivaiheisten reaktoreiden COD-reduktiota verrattiin perinteisten aktiivilieteprosessien lisäksi yksivaiheiseen referenssireaktoriin (C-reaktori). Tutkimuksen edetessä osoitettiin, että C-reaktori ei saavuttanut yhtä korkeita COD-reduktioita kuin monivaiheiset reaktorit, vaikka monivaiheisten reaktoreiden OLR:t ja F/M-suhteet olivat moninkertaisia yksivaiheisen reaktorin kuormitukseen verrattuna. Ilmiö korostui mitä korkeampi OLR oli referenssireaktorissa. Myös OLR:n ja monivaiheisten reaktoreiden COD-reduktion välillä havaittiin korrelaatiota. Monivaiheisten reaktoreiden COD-reduktiot olivat selvästi korkeampia korkeilla OLR:llä, joka viittaisi siihen, että bakteerien solunsisäinen

varastointivaste toimii sitä paremmin, mitä isompi ero toisiaan seuraavien prosessiosastojen OLR:ssä ja F/M-suhteessa on. Mahdollisen lisätutkimuksen aiheena voisi olla tuon eron optimoiminen esimerkiksi prosessiosastojen kokoja tai ilmastustehokkuuksia muuntelemalla.

Tutkimuksessa ei havaittu huomattavaa eroa kolmen ja neljän prosessiosaston kesken biomassan kierrätyksen aikana. Tulosten perusteella A- ja B-reaktoreiden muutokset neljästä reaktorista kolmeen eivät muuttaneet merkittävästi COD-reduktioita, vaikka molemmilla kerroilla muutoksen takia OLR nousi 33 % korkeammalle. Jatkotutkimuksen kohteena voisi olla selvittää, olisiko prosessiosastojen keskinäisillä koko- ja tätä kautta kuormituseroilla vaikutusta koko prosessin suorituskykyyn.

Tässä tutkimuksessa keskityttiin COD-reduktion tehokkuuteen erilaisilla orgaanisilla kuormituksilla. Prosessissa on kuitenkin potentiaalia myös korkeaan kokonaistypen poistoon. Eri vaiheisiin on mahdollista luoda olosuhteet, joissa COD-reduktion lisäksi voidaan optimoida nitrifikaatiota ja denitrifikaatiota. Ensimmäisen prosessiosaston jälkeen, COD-pitoisuuden ollessa matalalla, suositaan aerobisissa olosuhteissa nitrifioivia bakteereja. Biomassan kierrätys ensimmäisestä vaiheesta viimeiseen tuo biomassan mukana (nesteessä ja solunsisäisesti) BOD:n ja nitraatin samaan ympäristöön, jolloin anoksisissa olosuhteissa tapahtuu denitrifikaatiota.

Orgaanisen aineen, ja etenkin kokonaistypen reduktiota, saattaisi olla mahdollista parantaa ajamalla prosessia SBR:nä (Sequencing batch reactor). Monivaiheisessa SBR-prosessissa on mahdollista luoda jokaiseen prosessiosastoon erikseen halutunlaiset olosuhteet, jolloin pystytään optimoimaan nitrifikaatiota ja denitrifikaatiota. Toinen SBR:n etu olisi poistaa prosessiosastojen väliset selkeyttimet kokonaan, koska selkeytys tapahtuu jaksottamalla aikaa eikä fyysistä tilaa.

LÄHTEET

- AVI (2014). Kakolanmäen jätevedenpuhdistamon ympäristöluvan lupamääräysten tarkistaminen. Etelä-Suomen Aluehallintovirasto, Helsinki. [WWW]. [Viitattu 19.2.2019]. Saatavissa: <https://www.turunseudunpuhdistamo.fi/wp-content/uploads/2016/06/Tsp-Puhdistamo-ESAVI-1.10.2014-Nro-167-2014-2-Dnro-ESAVI-345-04.08-2012.pdf>.
- Daigger, G.T. & Grady, C.P.L. (1982). The Dynamics of Microbial Growth on Soluble Substrates: A Unifying Theory. *Water Research*, Vol. 16(4), pp. 365 – 382.
- Dionisi, D. (2017). *Biological Wastewater Treatment Processes : Mass and Heat Balances*. CRC Press, Boca Raton, US. 467 p.
- ELY (2017). Puhdistamoiden kuormitus ja puhdistustulos. ELY. [WWW]. [Viitattu 19.2.2019]. Saatavissa: <https://raportit.ymparisto.fi/ReportServer/Pages/ReportViewer.aspx?%2fPuhdistamoiden%20kuormitus%20ja%20puhdistustulos>.
- Grady, C.P.L. (1999). *Biological Wastewater Treatment*, 2nd ed. Dekker, New York, US. 1076 p.
- Henze, M., Loosdrecht, Mark C. M. van, Ekama, G.A. & Brdjanovic, D. (2008). *Biological Wastewater Treatment - Principles, Modelling and Design*. IWA Publishing, London, UK. 511 p.
- HSY (2018). Jätevedenpuhdistus pääkaupunkiseudulla 2017. Helsingin seudun ympäristöpalvelut -kuntayhtymä, Helsinki. [WWW]. [Viitattu 19.2.2019]. Saatavissa: https://www.hsy.fi/sites/Esitteet/EsitteetKatalogi/Julkaisusarja/1_2018-jatevedenpuhdistus-paakaupunkiseudulla-2017.pdf.
- Insel, G., Yavaşbay, A., Ozcan, O. & Cokgor, E. (2012). Modeling of Simultaneous Growth and Storage Kinetics Variation under Unsteady Feast Conditions for Aerobic Heterotrophic Biomass. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, Vol. 35(8), pp. 1445 – 1454.
- Lambert, G., Kussell, E. & Kussel, E. (2014). Memory and Fitness Optimization of Bacteria under Fluctuating Environments. *PLoS genetics*, Vol. 10(9), pp. e1004556 – e1004566.
- Lester, J.N. (1999). *Microbiology and Chemistry for Environmental Scientists and Engineers*, 2nd ed. E & FN Spon, New York, US. 399 p.
- Madar, D., Dekel, E., Bren, A., Zimmer, A., Porat, Z. & Alon, U. (2013). Promoter Activity Dynamics in the Lag Phase of *Escherichia coli*. *BMC systems biology*, Vol. 7 pp. 136 – 149.
- Majone, M., Dircks, K. & Beun, J.J. (1999). Aerobic Storage under Dynamic Conditions in Activated Sludge Processes. *The State of the Art, Water Science and Technology*, Vol. 39(1), pp. 61 – 73.

Mann, U. (2009). Principles of Chemical Reactor Analysis and Design: New Tools for Industrial Chemical Reactor Operations. John Wiley & Sons, Incorporated, Hoboken, US. 473 p.

Metcalf & Eddy, Tchobanoglous, G., Stensel, H.D., Tsuchihashi, R., Burton, F.L., Abu-Orf, M., Bowden, G. & Pfrang, W. (2014). Wastewater Engineering : Treatment and Resource Recovery, 5. ed. McGraw-Hill Education, New York, US. 2018 p.

Nauman, E.B. (2008). Residence Time Theory. Industrial & Engineering Chemistry Research, Vol. 47(10), pp. 3752 – 3766.

Ni, B. & Yu, H. (2007). A New Kinetic Approach to Microbial Storage Process. Applied Microbiology and Biotechnology, Vol. 76(6), pp. 1431 – 1438.

Nopens, I., Capalozza, C. & Vanrolleghem, P. (2001). Stability Analysis of a Synthetic Municipal Wastewater. Gent, Belgium. 22 p.

Schultz, D. & Kishony, R. (2013). Optimization and Control in Bacterial Lag Phase. BMC biology, Vol. 11 pp. 120 – 123.

Shade, A., Peter, H., Allison, S.D., Baho, D.L., Berga, M., Bürgmann, H., Huber, D.H., Langenheder, S., Lennon, J.T., Martiny, J.B.H., Matulich, K.L., Schmidt, T.M. & Handelsman, J. (2012). Fundamentals of Microbial Community Resistance and Resilience. Frontiers in microbiology, Vol. 3 pp. 417 – 436.

Suomen Vesilaitosyhdistys ry (2016). Teknis-taloudellinen tarkastelu jätevesien käsittelyn tehostamisesta Suomessa. Suomen Vesilaitosyhdistys ry, Helsinki. [WWW]. [Viitattu 4.12.2018]. Saatavissa: <https://www.vvy.fi/ohjeet-ja-julkaisut/jatevedet/tekni-taloudellinen-tarkastelu-jatevesien-kasittelyn-tehostamisesta-suomessa-vvy/>

Viinikanlahti 2013, (2014). Viinikanlahden Jätevedenpuhdistamon puhdistustulokset vuodelta 2013.

Wang, L.K., Ivanov, V. & Tay, J. (2010). Environmental Biotechnology, 1st ed. Humana Press, Totowa, US. 975 p.

WWAP (2017). The United Nations World Water Development Report 2017. Wastewater: The Untapped Resource. Unesco, Paris. [WWW]. [Viitattu 1.3.2019] Saatavissa: <http://www.unwater.org/publications/world-water-development-report-2017/>.