

Norsk Vann

Rapport

256 | 2020



Veiledning for dimensjonering av avløpsrenseanlegg



Norsk Vann

Norsk Vann Rapport

Det utgis tre typer rapporter:

Rapportserie A

Dette er de opprinnelige hovedrapportene.

Dette kan være:

- Rapportering av prosjekter som er gjennomført innenfor organisasjonens eget prosjektsystem
- Rapportering av spleiselagsprosjekter hvor to eller flere andelseiere i Norsk Vann BA samarbeider for å løse felles utfordringer
- Rapportering av prosjekter som er gjennomført av andelseiere eller andre.
Rapporten vil i slike tilfeller kunne være en ren kopi av originalrapporten eller noe bearbeidet

Fortløpende nummer xx-årstall

Rapportserie B

Dette er en serie for «enklere» rapporter, for eksempel forprosjekter, som vil være grunnlag for videre prosjektvirksomhet mm.

Fortløpende nummer Bxx-årstall

Rapportserie C

Dette er rapporter delfinansiert av Norsk Vann, men som er utgitt av andre.

Fortløpende nummer Cxx-årstall



Norsk Vann BA, Vangsvegen 143, 2321 Hamar
Tlf: 62 55 30 30 E-post: post@norsk vann.no
www.norsk vann.no



Prosjekresultatene fra Norsk Vann Rapport (serie A og B) kan fritt benyttes internt i egen organisasjon. Når prosjekresultatene benyttes i skriftlig materiale, må kilde oppgis. Videre salg/ formidling av resultatene utover dette er kun tillatt etter skriftlig avtale med Norsk Vann BA.

Norsk Vanns rapporter utarbeides i samspill mellom rådgiver, styringsgruppe og referansegruppe for prosjektet og er ikke behandlet i Norsk Vanns styrende organer. Norsk Vann har ikke ansvar for feil eller ufullstendigheter som måtte forekomme i rapporten og kan ikke stilles økonomisk eller på annen måte til ansvar for problemer som måtte oppstå som følge av bruk av rapporten.

Norsk Vann Rapport

Norsk Vann BA

Adresse: Vangsvegen 143, 2321 Hamar
Telefon: 62 55 30 30
E-post: post@norsk vann.no
Internettadresse: norsk vann.no

Rapportens tittel

Veiledning for dimensjonering av avløpsrenseanlegg

Forfatter(e)

Erik Johannessen	COWI AS (prosjektleder)
Bjørn Rusten	Aquateam COWI AS
Hallvard Ødegaard	SET AS
Eirik Bjørn	Norconsult AS
Bjarne Paulsrud	Norconsult AS

Ekstrakt

Denne veiledningen gir anvisninger for prosesssteknisk dimensjonering av renseanlegg for kommunalt avløpsvann samt for behandling av slam. Det tas utgangspunkt i avløpsbestemmelsene i forurensningsforskriften og i norsk tradisjon innen avløpsrensing og slambehandling. Veiledningen dekker konvensjonelle renseanlegg for mer enn ca. 50 pe. Den omfatter ikke minirensanlegg og naturbaserte anlegg, men inneholder et avsnitt om dimensjonering av renseanlegg for turistområder.

Veiledningen omhandler dimensjoneringsgrunnlag, herunder ulike typer avløpsvann, mengde og sammensetning, og det gis anbefalinger om hydraulisk dimensjonering og dimensjonerende stoffmengder.

Dimensjonering av enhetsprosesser som kan inngå i et renseanlegg, utgjør en vesentlig del av veiledningen og omfatter metoder for forbehandling og mekaniske, biologiske og kjemiske rensemetoder samt videregående rensemetoder og metoder for behandling av slam. Det gis også anbefalinger om hvordan disse enhetsprosessene kan sammenbygges for å oppnå de rensekraav som forurensningsforskriften tilsier.

Rapportnummer: 256/2020

ISBN 978-82-414-0450-4 (trykt utgave)

ISSN 1504-9884 (trykt utgave)

ISSN 1890-9248 (elektronisk utg.)

Emneord, norsk

Avløpsrenseanlegg, rensemetoder, dimensjonering.

Emneord, engelsk

Wastewater treatment plant, treatment processes, process design.

Forord



Norsk Vann utgir med dette en revisjon av rapport 168 – 2009 Veiledning for dimensjonering av avløpsrenseanlegg. Denne reviderte veiledningen er basert på de retningslinjer som Statens Forurensningstilsyn (SFT) utga i 1978 og reviderte i 1983 (TA-525) samt på Norsk Vann rapport 168-2009.

Det er nå, mer enn ti år etter at den forrige veiledningen kom ut, behov for en revisjon ettersom nye prosesser og ny kunnskap har kommet til. Flere endringer er gjort i forhold til rapport 168-2009. Eksempel på viktige endringer er:

- justering av dimensjonerende spesifikk vannmengde fra 200 l/p.d til 150 l/p.d
- innføring av et eget avsnitt om mekaniske rensemetoder og herunder gitt dimensjoneringskriterier for siler
- innføring av justerte dimensjoneringskriterier for biologiske rensemetoder herunder aktivslamprosesser (inkludert biologisk fosforfjerning), biofilmprosesser (spesielt MBBR-prosesser) og hybrider biologiske prosesser (IFAS)
- innføring av et nytt kapittel om videregående rensemetoder, herunder partikkelfjerning, fjerning av organiske mikroforurensninger og desinfeksjon (UV)
- innføring av et avsnitt om energiforbruk og kjemikalieforbruk under alle enhetsprosesser
- justering av verdiene for slamproduksjon
- justering av dimensjoneringskriteriene for biogassanlegg herunder systemer med termisk hydrolyse
- innføring av nye avsnitt om utnyttelse av biogass, om avvanning og om termisk destruksjon av slam

Veiledningen er ment som en hjelp både til de som planlegger og de som prosjekterer renseanlegg i det å sikre at anleggene ikke blir feildimensjonerte. Veiledningen er ikke å betrakte som godkjenningsskrav.

Arbeidet med veiledningen er gjort av en prosjektgruppe bestående av:

Erik Johannessen, COWI AS (prosjektleder)
Bjørn Rusten, Aquateam COWI AS (fagansvarlig vannbehandling)
Eirik Bjørn, Norconsult AS (fagansvarlig slambehandling)
Hallvard Ødegaard, SET AS (fagspesialist vannbehandling)
Bjarne Paulsrud, Norconsult AS (fagspesialist slambehandling)

Prosjektgruppen har også fått hjelp fra Oscar Lidholm i COWI og Stine Roset i Norconsult.

Styringsgruppe for prosjektet har bestått av:
Helge Eliassen - VAV Oslo kommune
Gunnar Bjørnson - NRVA IKS
Hans Emil Glestad - HIAS IKS
Kristine Akervold - Bergen kommune

Innholdet i en slik veiledning er basert på kunnskap om de ulike prosessene som prosjektgruppen besitter. Slik kunnskap bygger selvsagt på kjennskap til retningslinjer fra andre land, lærebøker og teknisk/vitenskapelige publikasjoner. Som i de tidligere versjoner av dimensjoneringsveiledningen, er referanser utelatt. Dette skyldes at omfanget av referanser ville blitt svært stort og uoversiktlig. Et rapportutkast ble diskutert på en egen workshop, der representanter fra leverandører og konsulenter deltok. I tillegg ble utdrag fra rapporten presentert på Norsk Vanns fagtreff i mars 2020. Rapporten har deretter vært på en bred høring. Responsen fra høringen var god og prosjektgruppen har nøye gjennomgått høringsinnspillene og tatt hensyn til disse.

Utover energi- og kjemikaliebehov går ikke veiledningen mer i dybden på bærekrafts- eller miljøparametere. Dette skyldes at det ikke foreligger enhetlige og nøytrale grunnlagsdata for f.eks. CO₂-fotavtrykk for brorparten av enhetsprosessene. Kombinasjon av prosesser for å redusere CO₂-fotavtrykket er også en svært kompleks øvelse som omfatter informasjon fra mange forskjellige fagområder, som ligger utenfor det å dimensjonere rensetekniske enhetsprosesser.

For mer utførlig analyse av CO₂-fotavtrykket henvises det til Norsk Vanns klimagassverktøy – se Norsk Vann rapport 251 – «Klimagassutslipp, veiledning for vannbransjen». Denne kan lastes ned gratis, og til rapporten er det utarbeidet en klimagasskalkulator i form av et excel-ark for beregning av klimagassutslipp fra ulike prosesser.

Valg av totalløsning er ofte knyttet til lokale forhold. Å beskrive dette er derfor utenfor denne veilederens mandat, og det henvises til annen støttelitteratur på området.

Det foreligger og utvikles videre teknologier for gjenvinning av næringsstoffer, både fosfor og nitrogen. Dette kan løses på mange måter og ulike løsninger er tatt i bruk mange steder. Felles for disse er at de alle er proprietære løsninger og dimensjoneringsgrunnlag er ikke tilgjengelig for allmenn kunnskapsdeling som i denne veilederen. Det henvises derfor til aktuelle leverandører for nærmere informasjon.

Prosjektet er finansiert gjennom Norsk Vanns prosjektsystem.

Norsk Vann takker alle som har bidratt i arbeidet med veiledningen.

Oslo/Hamar, 03.06.2020

Arne Haarr
Prosjektleder Norsk Vann

Sammendrag

Denne veiledningen gir anvisninger for prosesssteknisk dimensjonering av renseanlegg for kommunalt avløpsvann samt for behandling av slam. Det tas utgangspunkt i avløpsbestemmelsene i forurensningsforskriften og i norsk tradisjon innen avløpsrensing og slambehandling. Det er dessuten tatt med et avsnitt om videregående rensemetoder som kan komme til å bli tatt i bruk i kommende år. Veiledningen dekker konvensjonelle renseanlegg for mer enn ca. 50 pe. Den omfatter ikke minirensanlegg og naturbaserte anlegg, men inneholder et avsnitt om dimensjonering av renseanlegg for turistområder.

Det gis anbefalinger for dimensjonering av de enkelte enhetsprosesser som kan inngå i et renseanlegg samt hvordan disse enhetsprosessene kan sammenbygges for å oppnå de rensekraav som forurensningsforskriften tilsier. Noe av det viktigste ved prosjekteringen av renseanlegg er å foreta en velegnet sammenbygging av ulike prosessenheter. Det gis derfor en kort innføring i oppbyggingen av de vanligst benyttede rensprosessene i Norge samt hvilke renseeffekter som kan forventes med disse.

Veiledningen omhandler dimensjoneringsgrunnlag, herunder ulike typer avløpsvann, mengde og sammensetning, og det gis anbefalinger om hydraulisk dimensjonering og dimensjonerende stoffmengder. Dimensjonerende tilrenning, Q_{dim} , og maksimal dimensjonerende tilrenning, $Q_{maksdim}$, danner grunnlaget for den hydrauliske dimensjonering av renseanlegg, og det beskrives hvordan disse størrelsene kan bestemmes, både på grunnlag av målinger og ved overslagsberegning. For dimensjonering etter stoffbelastning tar man utgangspunkt i den prosentandel av døgnene i løpet av et år som skal ha lavere belastning enn dimensjonerende døgn. Den prosentandel (persentil) man velger, vil være avhengig av utløpskravene.

Dimensjonering av enhetsprosesser utgjør en vesentlig del av veiledningen og omfatter metoder for forbehandling og mekaniske, biologiske og kjemiske rensemetoder samt metoder for videregående rensing og metoder for behandling av slam:

- Forbehandling av avløpsvann gjennomføres for å frakke grovere stoffer fra vannet som ellers ville kunne forstyrre de videre behandlingstrinn. Dette kan skje ved håndrensede og maskinrensede rister, siler, samt ved fett- og sandfang.
- Mekaniske rensemetoder benyttes for separasjon av slampartikler i innkommende avløpsvann (primærrensing). Veiledningen omhandler siling og sedimentering. Mekaniske rensemetode kan benyttes som eneste rensetrinn (etter forbehandling), f.eks. for å overholde primærrensekraav, eller som første rensetrinn i videregående (kjemiske, biologiske og biologisk/kjemiske) renseanlegg.
- Biologisk rensing benyttes for å redusere avløpsvannets innhold av organisk stoff, nitrogen og fosfor der forholdene ligger til rette for det. Veiledningen omhandler dimensjonering av aktivslamprosesser og biofilmprosesser, herunder MBBR (Moving Bed Biofilm Reactor) og biorotor, samt hybride prosesser (aktivslam i kombinasjon med biofilm). Veiledningen omhandler dimensjonering av bioreaktor så vel som slamseparasjonsreaktor.
- Kjemiske rensemetoder benyttes hovedsakelig til å redusere vannets innhold av fosfor, men vil samtidig redusere innholdet av partikulært og kolloidalt materiale, herunder organisk stoff. Dette skjer ved tilsetning av kjemikalier som fører til utfelling av oppløste stoffer og koagulering av partikulære forurensninger som så separeres fra vannfasen. Veiledningen omhandler dimensjonering av flokkuleringsreaktor så vel som slamseparasjonsreaktor.
- Med bakgrunn i gjødselvereforskriftens krav til stabilisering og hygienisering av avløpsslam gis det dimensjoneringsveiledning for ulike behandlingsløsninger som benyttes i Norge.
- Gassutbytte (metan, CH_4), og således energipotensial, fra ulike slamtyper og ulike hovedtyper substrat inngår.
- Ressursbruk med hensyn til kjemikalie- og strømforbruk for de enkelte enhetsprosessene er også medtatt. Dette gjør at man i tidlig fase kan evaluere konsekvenser mht. dette.

English summary

**This report is published in Norwegian by
Norwegian Water BA (Norsk Vann BA).**

Address: Vangsvegen 143, NO-2321 Hamar, Norway
Phone: + 47 62 55 30 30
E-mail: post@norsk vann.no
Website: www.norsk vann.no

Report no: 256/2020
Report title: Design manual for wastewater
treatment plant processes
Date of issue: June 2020

Author: Erik Johannessen, COWI AS
Bjørn Rusten, Aquateam COWI AS
Eirik Bjørn, Norconsult AS
Hallvard Ødegaard, SET AS
Bjarne Paulsrud, Norconsult AS

ISBN: 978-82-414-0450-4 (printed edition)
ISSN 1504-9884 (printed edition)
ISSN 1890-9248 (electronic edition)

Summary

This design manual gives recommendations for dimensioning of processes in municipal wastewater treatment plants and treatment of sludge. It is based on the wastewater treatment requirements of the Norwegian pollution control regulations and on Norwegian traditions of wastewater and sludge treatment. The guidance manual covers traditional treatment plants for more than 50 pe, but does not include small package plants or natural systems for wastewater treatment. A chapter on dimensioning of treatment plants for tourist areas is, however, included.

The guidance manual deals with the basis of the dimensioning, including different kinds of wastewater, quantity and composition, and gives recommendations for hydraulic dimensioning as well as dimensioning based on load of substances.

Recommendations are given for dimensioning of different unit processes which can be a part of a treatment plant and include processes for pre-treatment and mechanical, biological and chemical treatment as well as advanced wastewater treatment processes and also processes for treatment of sludge. The guidance manual also gives recommendations about how these unit processes can be put together in order to comply with the treatment requirements of the pollution control regulations.

Innhold

1. Innledning	10	3. Dimensjonering av enhetsprosesser – Vannbehandling	29
1.1. Generelt	10	3.1. Innledning	29
1.2. Veiledningens gyldighet	11	3.2. Forbehandling	29
1.3. Oversikt over enhetsprosesser	11	3.3. Mekaniske rensemetoder	31
1.3.1. Forbehandling	11	3.3.1. Om mekaniske rensemetoder	31
1.3.2. Mekaniske rensemetoder	11	3.3.2. Siling	31
1.3.3. Kjemiske rensemetoder	12	3.3.3. Sedimentering	34
1.3.4. Biologiske og biologisk/kjemiske rensemetoder	12	3.3.4. Andre separasjonsmetoder for mekanisk slam (primærrensing)	36
1.3.5. Slambehandlingsmetoder	13	3.4. Kjemiske rensemetoder	36
1.3.6. Vannføringsmåling og prøvetaking	13	3.4.1. Om kjemiske rensemetoder	36
1.3.7. Planleggingshorisont og minstevannføring	14	3.4.2. Koagulering/Felling	36
1.4. Valg av rensemetode	14	3.4.3. Flokkulering	38
1.4.1. Oppnåelige renseeffekter	14	3.4.4. Slamseparasjon	39
1.4.2. Utslipp av helse- og miljøfarlige mikrober og stoffer	16	3.5. Biologiske og biologisk/kjemiske rensemetoder	43
1.4.3. Ressursforbruk og -utnyttelse	16	3.5.1. Om biologiske og biologisk/kjemiske rensemetoder	43
1.4.4. Kostnader (investering og drift)	18	3.5.2. Aktivslamprosessen	44
1.4.5. Lokale begrensninger	18	3.5.3. MBBR	58
2. Dimensjoneringsgrunnlag	19	3.5.4. Biorotor	66
2.1. Avløpsvannets mengde og sammensetning	19	3.5.5. Hybride anlegg (IFAS-anlegg)	67
2.1.1. Generelt	19	3.6. Videregående rensing	69
2.1.2. Spillvann fra husholdninger (sanitært avløpsvann)	19	3.6.1. Om videregående rensemetoder	69
2.1.3. Industrielt avløpsvann	20	3.6.2. Videregående partikkelseparasjon	70
2.1.4. Innlekkingsvann	20	3.6.3. Videregående fjerning av løste, organiske mikroforurensninger	80
2.1.5. Overvann og overløpsvann	21	3.6.4. Videregående inaktivering av mikroorganismer (desinfeksjon)	85
2.1.6. Sammensetning av kommunalt avløpsvann	21		
2.2. Dimensjonerende tilrenning	22		
2.2.1. Prinsipper og definisjoner	22		
2.2.2. Bestemmelse av Q_{dim} og Q_{maksd} m på grunnlag av eksisterende vannføringsdata	22		
2.2.3. Bestemmelse ved overslagsberegninger	24		
2.2.4. Avløp fra industri	26		
2.2.5. Belastning fra slamvann	26		
2.2.6. Pumping til renseanlegg	26		
2.2.7. Utjevning	26		
2.3. Dimensjonerende stoffmengder	26		
2.4. Dimensjonering av renseanlegg for turistområder	27		
2.5. Dimensjonerende temperatur	28		

4. Dimensjonering av enhetsprosesser – Slambehandling	89
4.1. Innledning	89
4.2. Dimensjonerende slammengder	90
4.3. Fortykking	92
4.4. Metoder basert på anaerob stabilisering	94
4.4.1. Anaerob stabilisering (biogassanlegg)	94
4.4.2. Aerob, termofil forbehandling + anaerob stabilisering	96
4.4.3. Pasteurisering + anaerob stabilisering	97
4.4.4. Termisk hydrolyse i kombinasjon med anaerob stabilisering	98
4.4.5. Anaerob stabilisering + termisk tørking	100
4.4.6. Utnyttelse av biogass til varme- og strømproduksjon	100
4.4.7. Oppgradering av biogass til drivstoffkvalitet	101
4.5. Metoder basert på aerob stabilisering	102
4.5.1. Kompostering	102
4.6. Kalkbehandling	104
4.7. Langtidslagring og enkel rankekompostering	105
4.8. Avvanning	106
4.9. Rensing av rejeckt vann	109
4.9.1. Generelt	109
4.9.2. Separat rensing av rejeckt vann	109
4.10. Termisk destruksjon	109
4.10.1. Generelt	109
4.10.2. Pyrolyse	109
4.10.3. Forbrenning	110
Tidligere utgitte rapporter	115

1. Innledning

1.1. Generelt

I denne veiledningen gis det dimensjoneringsanvisninger for avløpsrenseanlegg. Det tas utgangspunkt i avløpsbestemmelsene i forurensningsforskriften (lovdata.no) og i norsk tradisjon innen avløpsrensing. Således begrenser veiledningen seg i hovedsak til de renseprosesser som har vært dominerende i Norge i de senere år.

I avløpsbestemmelsene i forurensningsforskriften er ulike nivåer for rensing av avløpsvann definert (se forurensningsforskriften for eksakte definisjoner):

1. Primærrensing tar sikte på å redusere BOD₅-mengden i avløpsvannet med minst 20 % av det som blir tilført renseanlegget eller at konsentrasjonen ikke overstiger 40 mg O₂/l ved utslipp og redusere SS-mengden i avløpsvannet med minst 50 % av det som blir tilført renseanlegget eller at konsentrasjonen ikke overstiger 60 mg/l ved utslipp.
2. Sekundærrensing tar sikte på å redusere BOD₅-mengden i avløpsvannet med minst 70 % av det som blir tilført renseanlegget eller at konsentrasjonen ikke overstiger 25 mg O₂/l ved utslipp og redusere KOFCR-mengden i avløpsvannet med minst 75 % av det som blir tilført renseanlegget eller at konsentrasjonen ikke overstiger 125 mg O₂/l ved utslipp.
3. Fosforfjerning tar sikte på å redusere minst 90 % av mengden fosfor som blir tilført renseanlegget.
4. Nitrogenfjerning tar sikte på å redusere minst 70 % av mengden nitrogen som blir tilført renseanlegget.

Primærrensing er normalt basert på sedimentering eller siling. Sekundærrensing er normalt basert på biologisk eller biologisk/kjemisk rensing, men kravene til sekundærrensing kan i enkelte tilfeller også oppnås med kjemisk rensing alene når forholdene ligger til rette for det. Fosforfjerning er normalt basert på kjemisk rensing men kan også oppnås ved biologisk rensing der forholdene ligger til rette for det.

Nitrogenfjerning er normalt basert på biologisk rensing. Det finnes også fysisk/kjemiske metoder for nitrogenfjerning men disse er normalt ikke benyttet for rensing av kommunalt avløpsvann.

Videregående rensing (utover primær- og sekundær-rensing samt fosfor- og nitrogen-fjerning) baseres normalt på filtrering (videregående partikkelseparasjon), oksidasjons- og adsorpsjonsprosesser (videregående fjerning av organiske mikroforurensninger) og desinfeksjon (videregående fjerning av potensielt patogene mikroorganismer).

Veiledningen er ikke skreddersydd til avløpsbestemmelsene i forurensningsforskriften ettersom bestemmelsene her er gjenstand for forandringer fra tid til annen.

Det gis dimensjoneringsanbefalinger for de enkelte enhetsprosessene som kan inngå i renseanlegget samt at det angis hvordan disse enhetsprosessene kan sammenbygges for å oppnå de rensekraav som forurensningsforskriften tilsier. Noe av det viktigste ved prosjekteringen av renseanlegg er å foreta en velegnet sammenbygging av ulike prosessenheter. Det gis derfor en kort innføring i oppbyggingen av de vanligste renseprosessene i Norge samt hvilke renseeffekter som kan forventes med disse (tabell 1.4.1).

I tillegg til prosessutformingen er det en lang rekke faktorer som innvirker på effektiviteten av et avløpsrenseanlegg, som f.eks. avløpsvannets mengde og sammensetning, anleggets konstruktive utforming, grad av automatisering og grad av driftstilsyn. På bakgrunn av dette er det viktig å presisere at bruk av veiledningen alene ikke garanterer for et funksjonsmessig og driftsmessig godt renseanlegg.

Veiledningen behandler de vanligste biologiske og fysisk/kjemiske metoder for rensing av kommunalt avløpsvann i Norge samt metoder for behandling av slam. Det er lagt vekt på at de metoder det gis retningslinjer for, skal ha vært i utstrakt bruk slik at de bygger på et gjennomprøvd grunnlag. I de tilfeller hvor grunnlaget for veiledningen er svakt, er det gjort spesielt oppmerksom på dette. Veiledningen dekker tradisjonelle anlegg for tilknytninger over 50 pe.

Minirenseanlegg og naturbaserte anlegg er ikke omhandlet her fordi minirenseanlegg er prefabrikkerte og sterkt avhengig av den spesifikke tekniske utforming i hvert enkelt tilfelle og naturbaserte anlegg er sterkt avhengig av stedlige forhold (se avsnitt 1.2).

1.2. Veiledningens gyldighet

Veiledningen er veiledende og ment som en hjelp både til de som planlegger og de som prosjekterer renseanlegg i det å sikre at anleggene ikke blir feildimensjonerte. Det kan imidlertid være grunner til å fravike veiledningen. Dersom man ønsker å fravike de anbefalte dimensjoneringsverdier eller bruke andre metoder enn de veiledningen omfatter, bør imidlertid den som prosjekterer, dokumentere overfor anleggseieren og eventuelt den godkjennende myndighet at den aktuelle dimensjoneringsmåte eller -metode er å foretrekke.

Veiledningen gir anvisninger for dimensjonering av renseanlegg for kommunalt avløpsvann, dvs. bare sanitært avløpsvann eller en blanding av sanitært avløpsvann og industrielt avløpsvann og/eller overvann. For dimensjonering av renseanlegg kun for behandling av overvann vil deler av veiledningen kunne benyttes, for eksempel belastningstall for dimensjonering av separasjonssenheter.

Det er ingen eksakt «teknisk» nedre størrelse eller grense for bruk av konvensjonelle renseanlegg. Det finnes anlegg (minirenseanlegg) for biologisk, kjemisk og biologisk-kjemisk rensing ned til et enkelt hus (4 - 6 personer) som under forutsetning av riktig dimensjonering og utforming, samt med riktig driftstilsyn og vedlikehold, vil kunne fungere tilfredsstillende. Normalt vil renseanlegg av denne typen være prefabrikkerte enheter. Forurensningsforskriftens del 4, § 12-10 har som krav at minirenseanlegg skal ha dokumentasjon som tilfredsstiller NS-EN 12566-3, når de skal benyttes for behandling av sanitært avløpsvann fra bolighus, hytter, turistbedrifter og lignende virksomheter med utslipp mindre enn 50 pe. For å sikre et nødvendig driftstilsyn, er det et krav i § 12-13 i forurensningsforskriften at minirenseanlegget skal drives og vedlikeholdes i henhold til en skriftlig drifts- og vedlikeholdsavtale.

For dimensjonering av renseanlegg som bygger på naturbaserte rensemetoder (infiltrasjon, sandfilteranlegg, konstruert våtmarksfilter, osv.), henvises det til veiledningsmaterieell om dette.

1.3. Oversikt over enhetsprosesser

I det følgende gis en kort oversikt over de enhetsprosesser som behandles i veiledningen, og det kommenteres på hvilket grunnlag anvisningene er fremkommet. Oversikten er ikke ment å gi en innføring i renseteknikk. Ved behov for dette, vises til lærebøker og håndbøker i faget, f.eks. Ødegaard (red) Lærebok i Vann- og avløpsteknikk, 2. utg. Norsk Vann, 2014.

1.3.1. Forbehandling

Forbehandling av kommunalt avløpsvann gjennomføres for å frakke grovere stoffer fra vannet som ellers ville kunne forstyrre de videre behandlingstrinn. Forbehandlingen kan skje ved håndrensede og maskinrensede rister og siler, og ved fett- og sandfang.

1.3.2. Mekaniske rensemetoder

Mekaniske rensemetoder er baserte på partikkelseparasjon. De vanligste metodene for partikkelseparasjon innen mekanisk avløpsrensing er:

- Siling
- Sedimentering

Siling benyttes både for forbehandling (grovsliling) og for primærrensing (finsiling). Mens det er et omfattende erfaringsgrunnlag med hensyn til siling som forbehandlingsprosess, er erfaringsgrunnlaget med hensyn til finsiling for primærrensing mindre.

Sedimentering er tradisjonelt den mest anvendte separasjonsmetode for mekanisk rensing og er derfor den separasjonsmetode man har mest erfaring med. Ved små renseanlegg benyttes ofte slamavskillere som bygger på sedimenteringsprosessen.

For dimensjoneringen av separasjonsreaktorer har man tradisjonelt benyttet den hydrauliske overflatebelastningen ved sedimentering og filterhastighet ved siling, alt uttrykt som hydraulisk flatebelastning ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{time} = \text{m}/\text{time}$). For bassenger for avskilling av aktivt slam må det i tillegg tas hensyn til slammets fortykkelseegenskaper (slamkonsentrasjon og slamvolumindeks).

Effektiviteten av et separasjonsbasseng er i svært høy grad betinget av konstruktive forhold ved innløps- og utløpsarrangementet, samt slamavdrag. For at anlegget skal fungere som planlagt, forutsettes at særlige hensyn tas ved den konstruktive utformingen for å oppnå så korrekte strømningsforhold som mulig.

1.3.3. Kjemiske rensemetoder

Kjemisk felling benyttes hovedsakelig for å redusere vannets fosforinnhold, men vil samtidig redusere vannets innhold av partikulært og kolloidalt materiale - herunder organisk stoff. Anlegg for kjemisk felling består av kjemikalieinnblanding, flokkulering og slam(fnukk)separasjon og det gis retningslinjer for dimensjonering av disse enhetsprosessene i denne veiledningen.

Det skal presiseres at et godt resultat ved kjemisk felling i svært høy grad vil være avhengig av de kjemiske betingelser som fellingen skjer under. Korrekt dimensjonerte innblandings-, flokkulerings- og separasjonsbasseng vil ikke alene garantere for et godt renseresultat dersom de kjemiske betingelser i form av fellings-pH og doseringsmengde ikke er gunstige.

Nødvendig oppholdstid ved flokkulering er avhengig av hvilket fellingskjemikalium som brukes. Det vil imidlertid ofte være ønskelig med fleksibilitet hva angår valg av fellingskjemikalium, og man bør i så fall dimensjonere slik at man er «på den sikre siden».

Slamseparasjonen kan bestå av siling, sedimentering (herunder også lamellsedimentering), flotasjon og filtrering. Av disse dominerer sedimentering og flotasjon. Lamellsedimentering er en variant av sedimentering som i økende grad har blitt tatt i bruk mens filtrering benyttes hovedsakelig i forbindelse med videregående rensemetoder.

De fleste kjemiske renseanlegg i Norge er basert på at rådgivere har planlagt oppbygningen av anlegget ved å sette sammen de enkelte enhetsprosesser (kjemikalieinnblanding, flokkulering, fnukkseparasjon). I større grad enn tidligere, foreligger det nå på markedet ferdigkonstruerte, kommersielle løsninger for kjemisk felling. Den enkelte leverandør av slike systemer har egne dimensjoneringsretningslinjer som kan avvike fra de som her blir anvist.

I denne veiledningen behandles kjemiske rensemetoder når de står separat fra biologiske rensemetoder, som ved primær- og sekundærfelling og ved etterfelling (se avsnitt 3.4). Når fellingen er integrert i biologiske metoder, som ved simultanfelling og biofilm m/felling, behandles dette under avsnitt 3.5 (biologiske og biologisk/kjemiske metoder).

Ved primær-, sekundær og etterfelling tar man i denne veiledningen sikte på > 90 % fjerning av Tot P, tilsvarende en effluent-konsentrasjon < 0,3-0,5 mg P/l. Ved videregående rensing (avsnitt 3.6) kan man oppnå en effluent-konsentrasjon < 0,15 mg P/l.

1.3.4. Biologiske og biologisk/kjemiske rensemetoder

Biologiske og biologisk/kjemiske rensemetoder behandles i det samme kapittel fordi biologisk/kjemiske rensemetoder bygger på biologiske rensemetoder.

Biologiske rensemetoder brukes primært for å redusere avløpsvannets innhold av organisk stoff og nitrogen. Biologiske metoder kan også benyttes for fosforfjerning. Det er imidlertid liten tradisjon og erfaring med biologisk fosforfjerning i Norge, i motsetning til i mange andre land. Det vanligste er derfor at kjemisk felling benyttes i tillegg ved strenge krav til fosforfjerning.

Det er i denne veiledningen gitt dimensjoneringsdata for aktivslamanlegg og biofilmanlegg, herunder MBBR-anlegg (anlegg med suspendert bæremateriale for biofilm) og biorotorer. Dimensjonering av rislefiltere og biodammer er ikke med i denne veilederen da de teknologiene anses ikke som like aktuelle. Det henvises til tidligere versjon (Norsk Vann rapport nr. 168/2009) for dimensjonering av disse.

Biologiske renseprosesser er temperaturavhengige, og det er tatt hensyn til dette ved å gjøre dimensjoneringen avhengig av vannets temperatur.

Dimensjonering av biologiske renseprosesser er avhengig av hva man ønsker å oppnå. Man har valgt å skille mellom fire tilfeller:

- Hoveddelen av avløpsvannets innhold av lett nedbrytbart organisk stoff skal fjernes, dvs. $< 25 \text{ mg BOF}_5/\text{l}$ i effluenten og/eller 70 % renseeffekt mht. BOF_5
- Hoveddelen av avløpsvannets innhold av lett nedbrytbart organisk stoff skal fjernes, og i tillegg skal avløpsvannets innhold av ammonium omdannes til nitrat (nitrifikasjon), dvs. $< 3 \text{ mg NH}_4\text{-N/l}$ i effluenten (som da samtidig gir $< 15 \text{ mg BOF}_5/\text{l}$)
- Hoveddelen av nitrogen skal fjernes, dvs. $> 70 \%$ fjerning av total nitrogen
- Hoveddelen av fosfor skal fjernes biologisk, dvs. $> 80 \%$ fjerning av total fosfor

Med de dimensjoneringsretningslinjene som anvises i denne veiledningen, er det mulig å oppnå lavere effluent konsentrasjoner ($< 10 \text{ mg BOF}_5/\text{l}$ og $< 5 \text{ mg Tot N/l}$).

Det blir gitt anvisninger for dimensjonering av aktivslamprosesser så vel som for biofilmprosesser. I Norge har biofilmprosesser (spesielt den såkalte MBBR-prosessen) fått en dominerende stilling, mens aktivslamprosessene er dominerende i mange andre land.

Ved biologisk rensing etter aktivslammetoden er det av særlig viktighet at dimensjoneringen av separasjonsbassenget (vanligvis sedimentering) sees i sammenheng med dimensjoneringen av bioreaktoren.

Biologiske renseanlegg som bruker membranfiltrering for slamseparasjon (membran bioreaktorer) blir kun kort omtalt, ettersom slike anlegg ennå ikke er tatt i bruk i Norge.

1.3.5. Slambehandlingsmetoder

Det er gitt retningslinjer for fortykning, hygienisering og stabilisering, samt avvanning av slam.

Det er dessuten gitt veiledende verdier for dimensjonerende slammengder samt modeller for beregning av dette. For dimensjonering av fortykkere finnes mer presise dimensjoneringsmåter enn de som er gitt her. Disse må imidlertid baseres på forsøk med det aktuelle slammet.

Ved utforming og dimensjonering av slambehandlingsanlegg er det særlig viktig at man tar hensyn til hvordan driften av slambehandlingsdelen i renseanlegget kan influere på vanddelen av renseanlegget og dermed på renseeffekten. Dette gjelder særlig ved mottak av septikslam og tilbakeføring av slamvann fra fortykkere, avvanningsutstyr, osv.

1.3.6. Vannføringsmåling og prøvetaking

Avløpsmengden som passerer renseprosessen, eller som avlastes i overløp i eller ved renseanlegget, skal kunne måles. Dersom prøvetakingen av utløpsvannet er lokalisert slik at prøven ikke inkluderer avløpsvann som går i overløp i eller ved renseanlegget, skal overløpsbidraget måles, registreres og medregnes i rensegraden.

Prøvene skal være representative for avløpsvannet og tas ved hjelp av et automatisk, mengdeproporsjonalt prøvetakingssystem. Prøvene skal tas med jevne mellomrom gjennom året. Prøvetakingstidspunktet skal være i henhold til en tidsplan oppsatt på forhånd i virksomhetens internkontroll. Prøvene skal konserveres og oppbevares i samsvar med Norsk Standard eller annen anerkjent laboratoriepraksis.

Ved prosjektering og bygging er det av stor betydning at alle krav til fysisk utforming som er definert i aktuelle standarder og håndbøker blir overholdt.

Følgende generelle krav gjelder for prøvetakingspunktet på hhv. innløp og utløp:

- Prøvetakingspunktet skal ha god omrøring og hele vannstrømmen (innløp/utløp) skal fanges opp i punktet
- Prøvetakingspunktet på innløpet skal plasseres oppstrøms eventuelle returstrømmer

I tilfeller der ikke hele vannstrømmen kan fanges opp i prøvetakingspunktet, må det benyttes flere prøvetakingpunkter slik at det blir tatt prøve av hele vannstrømmen.

For anlegg som omfattes av §14 i forurensningsforskriften - del 4 Avløp stilles det krav til såkalt akkreditert prøvetaking, eller ha et tilsvarende kvalitetssikringssystem for prøvetaking godkjent av en kvalifisert nøytral instans. Dette er beskrevet i §14-11, hvor det bl.a. stilles krav til maksimalt 10 % måleusikkerhet for vannføringsmålinger.

1.3.7. Planleggingshorisont og minste vannføring

Avløpsrensplanlegging planlegges for fremtiden – ofte for 20-30 år frem i tiden. Dette kan skape problemer for driften i starten av funksjonsperioden, simpelthen fordi anlegget blir for lavt belastet, noe som kan føre til en rekke uønskede driftsproblemer.

Det anbefales at man vurderer utbyggingen grundig og legger opp til en trinnvis utbygging med kortere utbyggingshorisonter og setter av plass til fremtidige utvidelser. Utfordringer knyttet til lav belastning ved oppstart av anlegg som er dimensjonert for en forventet belastning om 20-30 år, kan løses ved å dele opp anlegget i flere parallelle linjer, hvor linjer settes i drift etter behov.

1.4. Valg av rensemetode

Valg av rensemetode i et gitt tilfelle bør gjøres på grunnlag av:

- a. Utslippskravene nedfelt i utslippstillatelsen basert på anvisningene i forurensningsforskriften
- b. Avløpsvannets karakteristika
- c. Et ønske om å utnytte ressursene i avløpsvannet og -slammet (næringsstoffer, energi osv)
- d. Et ønske om å minimere energiforbruket og fotavtrykket av klimagasser
- e. Et ønske om å minimere kostnadene (investering og drift) knyttet til anlegget
- f. Lokale begrensninger, f.eks. tilgjengelig areal, resipientens beskaffenhet osv.
- g. Et eventuelt ønske om å minimere utslipp av helse- og miljøfarlige mikrober og stoffer som ikke er tatt med i utslippstillatelsen

Det er av fundamental betydning for disse forhold at både valget av metode og dimensjoneringen baserer seg på reelle opplysninger om avløpsvannets mengde og sammensetning. Valget er også avgjørende for om en kan tilfredsstille kravene i avløpsbestemmelsene i forurensningsforskriften eller i utslippstillatelsen. Slike forhold bør så langt som mulig klarlegges på planleggingsstadiet.

1.4.1. Oppnåelige renseeffekter

I tabell 1.4.1 er det gitt en oversikt over hvilke renseeffekter som kan påregnes ved de mest brukte prosesskombinasjonene i Norge. De angitte renseeffekter gjelder for de tilfeller der man har et «normalt» kommunalt avløpsvann med konsentrasjoner omkring 175 mg SS/l, 150 mg BOF₅/l, 4,5 mg tot P/l og 30 mg tot N/l. Det er også forutsatt at

variasjonene i tilrenningen ikke er altfor store, at industritilknytninger med negativ påvirkning ikke forekommer og at driftstilsynet ved anlegget er godt. Dette er forhold som i stor grad kan påvirke driftsstabiliteten ved anleggene. De ulike prosesskombinasjoner kan ha ulik evne til stabil drift uten at dette går fram av tabell 1.4.1. Avgjørende i denne sammenheng er anleggenes størrelse, antall parallelle linjer, fleksibilitet når det gjelder føringen av avløpsvannet gjennom anlegget osv.

Tabellen dekker ikke alle prosesskombinasjoner som kan forekomme, men gir et utvalg av de som er mest benyttet i Norge.

Grunnlag for angivelsene (spesifikk belastning): Q = 400 l/pd, BOF ₅ = 60 g/pd, SS = 70 g/pd, Tot P = 1,8 g/pd, Tot N = 12 g/pd BOF ₅ = 150 mg/l, SS = 175 mg/l, Tot P = 4,5 mg/l, Tot N = 30 mg/l			SS Restkons. mg/l	SS Renseeff. %	BOF ₅ Restkons. mg/l	BOF ₅ Renseeff. %	Tot P Restkons. mg/l	Tot P Renseeff. %	Tot N Restkons. mg/l	Tot N Renseeff. %
Forbehandl.	Grovsiling	FB	150-175	10 - 20	130-145	5 - 10	4,0 - 4,5	0 - 10	27 - 30	0 - 10
Mekanisk rensing	Slamavskilling	FB/S	90 - 130	35 - 55	100-125	15 - 25	3,0 - 4,0	10 - 30	25 - 28	5 - 15
	Finsiling	FB S	90 - 130	35 - 55	100-125	15 - 25	3,0 - 4,0	10 - 30	25 - 28	5 - 15
	Sedimentering	FB S	90 - 130	35 - 55	100-125	15 - 25	3,0 - 4,0	10 - 30	25 - 28	5 - 15
Kjemisk rensing	Primærfelling	FB ↓ F S	20 - 30	80 - 85	35 - 55	65 - 75	0,3 - 0,6	80 - 95	20 - 25	20 - 35
	Sekundærfell.	FB S ↓ F S	15 - 20	85 - 90	30 - 45	70 - 80	0,3 - 0,6	80 - 95	20 - 25	20 - 35
Biologisk rensing	Sekundærrensing	FB S AS/BF S	15 - 30	80 - 90	15 - 35	80 - 90	2,5 - 3,5	25 - 45	20 - 25	20 - 35
	m/biol. P-fjerning	FB S An-AS/BF AS/BF S	15 - 30	80 - 90	15 - 35	80 - 90	0,7 - 1,1	75 - 85 ³	20 - 25	20 - 35
	m/biol. P- og N-fjerning	FB S An-AS/BF DN-AS/BF AS/BF S	15 - 30	80 - 90	10 - 25	90 - 95	0,7 - 1,1	75 - 85 ³	20 - 25	20 - 35
Biol/kjem rensing m/P-fjerning ¹	Forfelling	FB ↓ F S AS/BF S	15 - 25	85 - 90	10 - 25	90 - 95	0,3 - 0,6	85 - 95	20 - 25	20 - 35
	Simultanfelling	FB S ↓ AS S	15 - 25	85 - 90	15 - 35	80 - 90	0,5 - 0,8	80 - 90	20 - 25	20 - 35
	Biofilm m/felling	FB S BF ↓ F S	10 - 20	90 - 95	10 - 25	90 - 95	0,3 - 0,6	85 - 95	20 - 25	20 - 35
	Etterfelling	FB S AS/BF S ↓ F S	10 - 20	90 - 95	10 - 25	90 - 95	0,2 - 0,5	90 - 95	20 - 25	20 - 35
Biologisk/ kjemisk m/ P+N-fjerning ¹	For-DN AS	FB DN-AS N-AS S ↓ F S	10 - 20	90 - 95	5 - 15	> 95	0,2 - 0,5	90 - 95	6 - 9	70 - 80
	Etter-DN BF	FB ↓ S N-BF ↓ DN-BF ↓ F S	10 - 20	90 - 95	5 - 15	> 95	0,2 - 0,5	90 - 95	3 - 8	75 - 90
	Komb-DN BF	FB DN-BF N-BF ↓ DN-BF ↓ F S	10 - 20	90 - 95	5 - 15	> 95	0,2 - 0,5	90 - 95	3 - 8	75 - 90

FB - forbehandling
S - separasjon²
F - flokkulering

AS - aerob reaktor - aktivslamprosess
BF - aerob reaktor biofilmprosess
An-AS/BF - anaerob reaktor (biofilm eller aktivslam)

N - nitrifikasjon
DN - denitrifikasjon
AS/BF - aerob reaktor (biofilm eller aktivslam)

↓ Tilsetning av fellingsmiddel
↓ Tilsetning av karbonkilde

¹Med filtrering for polering - Se nedenfor

²Separasjon (S) kan være ulike separasjonsmetoder; siling, sedimentering, flotasjon. Renseeffekt vil variere etter hvilken separasjonsmetode som er brukt.

³Skal man oppnå 90 % med biologisk fosforfjerning alene (uten kjemikalietilsetning), må man normalt ha en videregående partikkelseparasjon (se under)

Tabell 1.4.1. Forventede restkonsentrasjoner og renseeffekter ved ulike prosesskombinasjoner.

Dersom man i tillegg til tradisjonell sluttseparasjon (sedimentering eller flotasjon) benytter filtrering som et poleringstrinn (i tillegg til biologisk/kjemisk rensing) før utslipp, kan forbedret utslippsreduksjon påregnes. Anslag for ytterligere reduksjon av SS-konsentrasjonen i effluenten (avhengig av type kjemisk forbehandling):

- Dukfiltrering (mikrosiling):
 - o SS: +5 mg/l, BOF₅: +5 mg/l, Tot P: +0,1 mg/l, Tot N: +1 mg/l
- Sandfiltrering:
 - o SS: +5 mg/l, BOF₅: +5 mg/l, Tot P: +0,15 mg/l, Tot N: +1 mg/l
- Membranfiltrering (mikro- eller ultrafiltrering)
 - o SS: +10 mg/l, BOF₅: +10 mg/l, Tot P: +0,2 mg/l, Tot N: +1 mg/l

Dersom man benytter biologisk fosforfjerning i stedet for kjemisk fosforfjerning, vil reduksjonen av fosfor være sterkt avhengig av slamseparasjonen. Det er derfor uvanlig at man kommer under 0,5 mg P/l ved biologisk fosforfjerning. Normalt vil man ved god slamseparasjon oppnå 0,5 – 1,0 mg P/l. Ofte brukes derfor en kombinasjon av biologisk og kjemisk fosforfjerning for å oppnå fosforkravet i slike tilfeller.

1.4.2. Utslipp av helse- og miljøfarlige mikrober og stoffer

Standardkravene i forurensningsforskriften inneholder ikke krav mht. utslipp av helse- og miljøfarlige stoffer, og forurensningsmyndighetene setter derfor kun i spesielle tilfeller krav til utslipp av patogene mikroorganismer (f.eks. utslipp til drikkevannskilder, utslipp i nærheten av badeplasser, utslipp til særlig verneverdige vassdrag osv.) og til miljøfarlige stoffer (f.eks. organiske miljøgifter eller tungmetaller). Andre miljøfarlige stoffer (herunder også *potensielt* miljøfarlige stoffer), som f.eks. legemidler/legemiddelrester og mikroplast, er så langt ikke regulert av forurensningsmyndighetene, men kan muligens bli det i fremtiden.

Dersom lokale forhold tilsier at utslipp av patogene mikroorganismer bør minimeres, er regelen generelt slik at jo mer omfattende rensingen mht. de tradisjonelle parameterne (særlig SS og BOF₅) er, jo bedre er fjerningen av patogene organismer. Men de prosesskombinasjonene som er angitt i tabell 1, desinfiserer ikke vannet. Fjerning av patogene mikroorganismer utover det som oppnås med metodene angitt i tabell 1, kan oppnås ved utvidet partikkelseparasjon (sandfiltrering og membranfiltrering) og ved desinfeksjon (se avsnitt 3.6). Ved krav om desinfeksjon er UV-bestråling å foretrekke blant desinfeksjonsmetodene ettersom klorering fører til dannelse av klororganiske forbindelser. For at UV-bestrålingen skal være mest mulig effektiv kreves lavt innhold av SS og BOF₅.

Dersom minimering av utslipp av miljøfarlige stoffer er et krav, er regelen generelt slik at jo mer omfattende rensingen mht. de tradisjonelle parametrene (SS, BOF₅, tot P og tot N) er, jo bedre er fjerningen av miljøfarlige stoffer. Organiske miljøgifter og tungmetaller er i betydelig grad knyttet til partikler og jo bedre partikkelfjerningen er, jo bedre er det. Men særlig de organiske miljøgiftene forekommer også som løste stoffer. Enkelte av disse brytes i en viss grad ned i lavt belastede biologiske anlegg (anlegg med nitrifikasjon eller nitrogenfjerning) og noen fjernes i en viss grad i kjemiske anlegg, men stilles det strenge krav til fjerning av slike stoffer, må anleggene utvides med rensetrinn spesielt for dette formål. Prosesser for dette kan være adsorpsjon på aktivt kull og/eller ozonering eller andre avanserte oksidasjonsmetoder (se avsnitt 3.6).

Metoder for videregående partikkelfjerning, videregående fjerning av løste, organiske stoffer (herunder miljøgifter) og videregående fjerning av potensielt patogene mikroorganismer (desinfeksjon) omtales i avsnitt 3.6.

1.4.3. Ressursforbruk og -utnyttelse

Energiforbruk og -utnyttelse

Energiforbruket knyttet til avløpsrenseanlegg er avhengig av:

- Renseprosessens energiforbruk
- Evt. gjenvinning av energi gjennom biogassproduksjon
- Energiforbruket til varme og ventilasjon i evt. overbygg

Generelt er det slik at biologiske rensemetoder krever mer energi enn mekaniske og kjemiske rensemetoder og jo lavere belastningen på biologiske renseanlegg er, jo høyere er energiforbruket. Energiforbruket er i biologiske renseanlegg for en stor grad knyttet til nødvendig lufting, f.eks. ca. 50 % av totalt energiforbruk i et nitrogenfjerningsanlegg basert på nitrifikasjon/denitrifikasjon.

Sekundærrenseanlegg (kjemiske og biologiske anlegg) vil kunne være energinøytrale (dvs. at anlegget produserer den energimengde som prosessen har behov for) ved optimal utnyttelse av biogassen som produseres av slammet i anlegget.

Som det fremgår av tabell 1.4.1, kan kjemisk rensing av forbehandlet eller forsedimentert råvann fjerne ca. 70 % av BOF₅, noe som innebærer en reduksjon av luftbehovet til evt. etterfølgende biologisk trinn. Men ettersom ammonium i liten grad fjernes ved kjemisk for-rensing, er ikke gevinsten i energiforbruk like stor som BOF₅-gevinsten når vannet skal gjennomgå nitrifikasjon eller nitrogenfjerning.

Autotrofe prosesser for fjerning av nitrogen (partiell nitrifisering kombinert med anammox, også kalt de-ammonifisering), som ikke krever organisk karbon, er under utvikling. Slike metoder vil kreve mindre enn halvparten av energi-behovet ved nitrifikasjon/ denitrifikasjon. De er allerede i bruk ved behandling av slamvann og kan komme til å bli tatt i bruk i hovedstrømmen i fremtiden der vanntemperaturen ikke er for lav. Dette vil i så fall endre energibehovet til nitrogenfjerningsanlegg og legge grunnlaget for energi-nøytrale renseanlegg – dvs. anlegg som minst produserer den energimengde som anlegget har behov for.

Det organiske stoffet som tas ut i form av slam, representerer en energiressurs som kan gjenvinnes gjennom biogass-produksjon, og/eller destrueres gjennom forbrenning. Forbrenning er foreløpig ikke brukt i Norge, men anaerob slambehandling som gir biogass er vanlig på større anlegg. Jo mindre slammet er nedbrutt i hovedstrømprosessen, jo høyere er energipotensialet. Derfor har primærslam og sekundærslam (forfelt kjemisk og høybelastet biologisk slam) høyere energipotensial enn tertiærslam (slam fra nitrogenfjerningsanlegg) ettersom det siste er sterkt utarmet som følge av den nødvendige nitrifikasjonen. Slam fra biofilm-prosesser (f.eks. MBBR-prosesser) for nitrogenfjerning er mindre nedbrutt enn det fra aktivslamprosesser og har derfor høyere biogass-potensial. Dersom de autotrofe prosessene (de-ammonifisering) blir tatt i bruk, er det en fordel å fjerne så mye BOF₅ som mulig før nitrogenfjernings-steget gjennom høybelastet biologisk prosess evt. kombinert med forfelling, ettersom slam fra et slikt steg vil ha det høyeste biogass-potensialet.

Energiforbruket til varme og ventilasjon er i stor grad knyttet til overbyggets fotavtrykk og rominndeling. Prosesser som krever små fot-avtrykk, krever derfor også mindre energi til varme og ventilasjon av overbygg. Separasjonsprosessene representerer en stor andel av arealbehovet i renseanlegg og derfor er det mye å hente i redusert energiforbruk til varme og ventilasjon ved å velge kompakte separasjonsprosesser (f.eks. siling, lamellsedimentering og flotasjon fremfor sedimentering). De fleste kompakte separasjonsprosesser har imidlertid et høyere prosessmessig energiforbruk enn f.eks. tradisjonell sedimentering. Biofilmprosesser (særlig MBBR-baserte prosesser) er mer kompakte enn aktivslam-baserte prosesser og vil derfor kreve mindre energi til varme og ventilasjon av overbygg. Generelt kan intelligente opplegg for varme og ventilasjon redusere energiforbruket vesentlig.

Det er et betydelig energipotensial i avløpsvannet i form av termisk energi som kan utnyttes ved installasjon av varmpumpe. Det forutsettes at man må bruke elektrisk energi for å hente ut denne energien, men sammenlignet med direkte oppvarming ved hjelp av f.eks. elektriske panelovner vil virkningsgraden være langt høyere, og strømforbruket kan reduseres betraktelig. Både temperatur og vannstrøm varierer en del over året, også i fyringssesongen. Om høsten er temperaturen rundt 10-12°C og faller gradvis til 6-7°C om våren. Temperaturen kan i perioder bli enda lavere ved store nedbørsmengder eller ved stor snøsmelting. Som dimensjonerende for en varmpumpeinstallasjon bør man benytte minimumsvannføring og den perioden på året med lavest temperatur på avløpsvannet.

Kjemikalieforbruk

Renseanlegg som inkluderer kjemisk rensing, forbruker fellingskjemikalier. Dette forbruket har, på samme måte som energiforbruket til lufting i biologiske rensemetoder, et klima-fotavtrykk.

Denitrifikasjon krever tilstrekkelig tilgang på lett nedbrytbart organisk stoff. Dette finnes i råvann som kan utnyttes ved fordenitrifikasjon. I mange tilfeller i Norge er imidlertid råvannets innhold av lett nedbrytbart organisk stoff ofte

ikke tilstrekkelig til å oppnå kravet til nitrogenreduksjon (f.eks. 70 %) og eksternt karbon må tilsettes – vanligvis til et etterdenitrifikasjonssteg. Slikt eksternt tilført karbon (i form av metanol, etanol, glykol osv.) representerer også et ressursforbruk til kjemikalier som bør søkes minimalisert.

1.4.4. Kostnader (investering og drift)

Kostnadene knyttet til renseanlegget er helt avhengig av kravet til rensing og stedlige forhold. Generelt øker både investerings- og driftskostnader med økende renskrav.

Dersom anlegget overbygges, kan det også forventes at både investerings- og driftskostnaden øker med økende fot-avtrykk (arealbehov). Mht. driftskostnader skyldes dette i hovedsak økte kostnader knyttet til ventilasjon og oppvarming av overbygget.

Ulike renseprosesser kan også ha ulike utstyrskomponenter som også kan bli avgjørende for investeringskostnaden.

Utover det som er nevnt ovenfor, er driftskostnaden hovedsakelig avhengig av forbruket av kjemikalier og energi, samt sluttbehandling og avhending av slam.

Ved valg av renseløsninger bør man i planleggingen ta hensyn til alle definerbare kostnadselementer, både investerings- og driftskostnader, slik at man i tillegg til oppnåelse av gitte krav finner det økonomisk mest gunstige alternativet i et levetidsperspektiv. I en slik økonomisk vurdering bør også eventuelle inntekspotensial, f.eks. utnyttelse av biogass, inngå.

Denne veilederen går ikke inn på metodikk og verktøy for slik økonomisk analyse, men grunnlagselementer i form av eksempelvis ressursforbruk og biogasspotensiale inngår i etterfølgende avsnitt.

1.4.5. Lokale begrensninger

I et gitt tilfelle kan det være lokale forhold som blir avgjørende for valg av rensemetode, slike som tilgjengelig areal, avstand til bebyggelse og særlige krav til kvaliteten på avløpsvannet pga. resipientens beskaffenhet og bruk.

Når det gjelder primærrensing, er anlegg basert på finsiling mer kompakte enn de basert på sedimentering. Prosjektet Primærrens (Primærrensing – valg av rensemetode, SFT 2005) viste imidlertid at avløpsvannets karakteristika er helt avgjørende for om man klarer kravet til primærrensing eller ikke – både ved finsiling og sedimentering. Mange anleggseiere velger derfor biologisk eller kjemisk rensing (sekundærrensing) i stedet for primærrensing for å være sikker på at renskrav tilfredsstilles over hele året – selv om utslippstillatelsen tillater primærrensing (anlegg < 10.000 pe eller anlegg > 10.000 pe der dispensasjon fra minstekravet – sekundærrensing – er gitt).

Når det gjelder sekundærrensing, er MBBR-baserte anlegg mer kompakte enn aktivslam-baserte. Dette skyldes delvis at bioreaktoren blir mindre, men også at mer kompakte separasjonstrinn (lamellsedimentering, flotasjon osv.) kan benyttes i MBBR-anlegg mens sedimentering må benyttes i aktivslamanlegg pga. behovet for fortykning av retur-slammet dersom man ikke benytter membranfiltrering (i MBR-anlegg).

Kjemisk fjerning av fosfor krever mindre areal enn biologisk fjerning av fosfor, men gir høyere slamproduksjon.

Det som over er anført om arealbehovet til det biologiske og det kjemiske trinnet i sekundærrenseanlegg, gjelder også i tertiærrenseanlegg.

Alle typer renseanlegg kan skape miljølemper for omgivelsene i form av lukt. I Norge er det vanlig å overbygge anleggene. Dette gir mulighet for kontroll og rensing av avgasser som forårsaker lukt.

2. Dimensjoneringsgrunnlag

2.1. Avløpsvannets mengde og sammensetning

2.1.1. Generelt

Kommunalt avløpsvann er sammensatt av:

Spillvann fra husholdninger (sanitært avløpsvann): Avløpsvann som i hovedsak skrives seg fra menneskers stoffskifte og fra husholdningsaktiviteter, herunder avløpsvann fra vannklosett, kjøkken, bad, vaskerom eller lignende. Sanitært avløpsvann slippes ut fra husholdninger, serviceinstitusjoner, sanitæranlegg i industribedrifter og lignende.

Industrielt avløpsvann (industriavløp): Avløpsvann som har vært benyttet til industrielle formål. Det industrielle avløpsvannet kan inneholde partikulært eller oppløst stoff (prosessvann) eller være oppvarmet (kjølevann).

Innlekkingsvann: Vann som ledes til spillvannsledninger enten i form av grunnvann som infiltreres på ledningen via skjøter og eventuelt gjennom rørvegg, og/eller på grunn av feilkobling av sluk, taknedløp, drenering og overvann fra utette kummer.

Overvann: Overflateavrenning (regnvann, smeltevann) fra gårdsplasser, gater, takflater osv. som avledes på overflaten. Overvann transporteres i overvannsledning (separatsystem) eller sammen med spillvann (fellessystem).

Sammensetningen av kommunalt avløpsvann er i høy grad avhengig av hva slags ledningssystem som forefinnes eller planlegges. Avløpsvannet (spillvann) i et separatsystems spillvannsledning er sammensatt av sanitært avløpsvann, industriavløp, infiltrasjonsvann og nedbøravhengig innlekking.

Avløpsvannet i en fellessystemledning er sammensatt av sanitært avløpsvann, infiltrasjons- og innlekkingsvann og eventuelt industriavløp, samt overvann som tilføres ved regnvær og snøsmelting. Ved regnvær får man også økt forurensningstransport på grunn av at avsatt slam blir revet løs ved høyere vannføringer. Når ledningsnettet ikke har tilstrekkelig kapasitet, vil denne blandingen av overvann, løsspylte røravsetninger og spillvann avlastes til resipienten via overløp. Dette vannet kalles overløpsvann.

2.1.2. Spillvann fra husholdninger (sanitært avløpsvann)

Spillvann fra husholdninger oppstår ved bruk av vann til alminnelige formål (matlaging, vask, oppvask, bad, klosett osv.) i husholdningen. Tilsvarende avløpsvann fra institusjoner, sykehus, skoler, servicevirksomhet og industrier er også inkludert i dette begrepet.

Målinger av vannforbruk som er gjort i områder der det er installert vannmåler, indikerer at vannforbruket normalt ligger i området 130 -150 l pr. person i døgnet (l/p-d) og sjelden overstiger 200 l/p-d.

Når man ikke har målinger som tilsier noe annet, anbefales det at den spesifikke spillvannsmengde for husholdninger ikke settes lavere enn:

150 l/p-d

Her bemerkes det at Norsk Vanns anbefalte tall for spesifikt vannforbruk i husholdninger settes til **140 l/p-d**. Dette er basert på gjennomførte målinger, og det vises til Norsk Vann rapport B20 «Norske tall for vannforbruk med fokus på husholdningsforbruk» fra 2016.

I de tilfeller flere institusjoner og servicevirksomhet produserer en vesentlig del av den totale avløpsmengde, bør målinger av avløpsmengde eller vannforbruk og dets variasjoner utføres. For institusjoner, servicevirksomhet eller annet som produserer en mindre del av den totale spillvannsmengde, eller der målinger vanskelig lar seg gjennomføre, kan belastningstall i henhold til tabell 2.1 brukes. Tabell 2.1 angir kun omregningsfaktorer for hydraulisk belastning. Spesifikke verdier for beregning av organisk belastning er gitt i NS 9426 «Beregning av personekvivalenter (pe) i

forbindelse med utslippstillatelse for avløpsvann». For enkelte typer av virksomhet kan det være aktuelt å bruke andre faktorer ved tilsvarende beregning av organisk belastning. Bestemmelse av disse verdiene må gjøres i hvert enkelt tilfelle ut fra kjennskapet til avløpet fra den aktuelle virksomheten.

Når en for et rensedistrikt skal beregne den totale avløpsmengden fra fast bosatte og fra de ulike virksomhetstypene innen rensedistriktet, må en påse at andelen fra de faste bosatte ved institusjoner o.l. ikke blir medregnet to ganger.

Tabell 2.1.1. Omregningsfaktorer for hydraulisk belastning fra institusjoner, servicevirksomhet o.l.

Type virksomhet	Hydraulisk belastning
Barneskoler, ungdomsskoler og videregående skoler ¹	30 l/elev-døgn
Arbeidsplasser	60 l/ansatt-døgn
Sykehus inkl. betjening	470 l/seng-døgn
Pleiehjem, sanatorium ²	340 l/seng-døgn
Hoteller, høy standard ²	375 l/overnattingsdøgn
Hoteller, midlere standard, pensjonater ²	205 l/overnattingsdøgn
Hytter, høy standard (dusj, WC, oppvaskmaskin)	115 l/gjestedøgn
Hytter, innlagt vann, uten WC	55 l/gjestedøgn
Restauranter, kafeer	75 l/stol-døgn
Svømmehaller	75 l/besøkende-døgn
Forsamlingslokaler	5 l/sitteplass-døgn

¹⁾ Skoler og forsamlingslokaler med svømmehaller vil gi en hydraulisk tilleggsbelastning som må vurderes i hvert enkelt tilfelle

²⁾ Ansatt som bor fast, regnes som 1 pe og kommer i tillegg til de oppgitte tabellverdier

2.1.3. Industrielt avløpsvann

Med industrielt avløpsvann menes avløpsvann fra industriprosesser og ikke avløpsvann fra kantiner, kontorer, toaletter osv., og «rent» avløpsvann (for eksempel kjølevann). Kjølevann og annet ikke forurensset avløpsvann skal i så stor utstrekning det er praktisk gjennomførbart, separeres fra annet avløpsvann og ikke ledes inn på kommunale spillvannsledninger. Om avløpsvann fra kontorer, kantiner osv., se foregående avsnitt.

Når industrielt avløpsvann ledes inn på kommunalt avløpssystem (ledningsnett og renseanlegg), kan problemer av ulike slag oppstå. Mengde prosessavløpsvann og dets variasjoner fastlegges gjennom målinger og kartlegging av de industrielle avløpsforholdene. Man bør særlig være oppmerksom på intermittente prosesser med satsvise utslipp. Det finnes i faglitteraturen oppgaver over industrielle avløpsmengder. Det advares imidlertid mot ukritisk bruk av slike data. Målinger bør utføres i hvert enkelt tilfelle.

Det kan ikke gis noen generelle retningslinjer for det industrielle avløpsvannets mengde og sammensetning idet dette endrer karakter fra industri til industri. For aktuelle referanser for vurdering av grenseverdier ved påslipp til kommunalt nett henvises det til Norsk Vanns rapport 228-2017 Påslipp av avløpsvann fra virksomheter.

2.1.4. Innlekkingsvann

Generelt

Innlekkingsvann (Q_i) består av følgende typer:

Infiltrasjonsvann (Q_{inf}) benyttes i betydningen grunnvann som infiltreres på ledningen via skjøter og eventuelt gjennom rørvegg og kan i boligområder settes tilnærmet lik natt-tilrenningen under tørrvær. Infiltrasjonsvannmengden er bl.a. avhengig av rørtype, skjøtemetode, rørdimensjon og jordart. For samme ledningsstandard vil infiltrasjonsvannmengdene variere med grunnvannsspeilets nivå.

Nedbøravhengig innlekking (Q_{ned}) er vann som ledes inn på separat spillvannsledning på grunn av feilkobling av sluk, taknedløp, drenering og overvann fra utette kummer. Alle kjente målinger i separate spillvannsnett indikerer entydig at mengden nedbøravhengig lekkasjevann er sterkt undervurdert. Mengdene kan uten tvil reduseres betraktelig, i første rekke gjennom effektiv kontroll. Variasjonene er så store fra ledning til ledning at man bare kan danne seg et riktig bilde av lekkasjevannets størrelse ved måling.

Overslagsberegning av mengde innlekkingsvann

For overslagsberegninger er det i det følgende angitt verdier som gjennomsnittstall. Det presiseres at store avvik fra disse verdiene kan forekomme. Tallene må derfor brukes med omhu. Innlekkingsvannmengden er som nevnt i foregående avsnitt avhengig av en rekke lokale forhold. Ved ellers like betingelser vil innlekkingsvannmengden være avhengig av ledningslengde og ledningsdiameter.

Normalt angis innlekkingsvannmengder som vannmengde pr. km ledningslengde. Dersom det ikke foreligger tilstrekkelig data for ledningsnett, kan innlekkingsvannmengden beregnes på grunnlag av rensedistriktets befolkning. For nye ledninger bør man ikke forutsette lavere innlekkingsvannmengde enn 0,2 l/s pr. km ledning dersom man ikke har målinger som viser at innlekkingen er mindre. Normalt tilsvarer denne innlekkingen ca. 100 l/p.d. Ved eldre ledningsnett varierer innlekkingsvannmengden mye. Det er ikke uvanlig at den kan komme opp i 1,0 l/s pr. km ledningslengde eller tilsvarende ca. 500 l/p.d. Dersom det ikke foreligger målinger, bør det ikke velges verdier under 0,4 l/s pr. km. ledningslengde. Normalt tilsvarer dette ca. 200 - 300 l/p.d., avhengig av urbaniseringsgrad.

På grunn av de store vanskelighetene med å beregne innlekkingsvannmengde, anbefales det at målinger utføres. Bruk av kontinuerlige målere for måling av vannføring i avløpsrør er mest hensiktsmessig. Også enkle målinger gir bedre grunnlag enn gjetninger. Som eksempel på grove metoder for å måle innlekkingsvannmengder kan nevnes «stikk-prøve»-målinger av avrenningen nattetid, eller å måle konsentrasjonen av forurensninger i avløpsvannet (jo lavere konsentrasjon – jo større innlekking). Når innlekkingen bare måles noen få ganger, er det viktig å være klar over at den kan variere mye over året.

Nedbøravhengig innlekking er ikke mulig å beregne.

Det må derfor gjøres observasjoner av vannføring i spillvannsledningen i samband med nedbør. Den nedbør-avhengige innlekkingen kan være meget stor, i størrelsesorden 3-30 ganger spillvannsavrenningen.

2.1.5. Overvann og overløpsvann

Med overvann mener man det avløp som ved nedbør eller snøsmelting renner av fra gater, veier og andre overflater. Overvannet kan inneholde store mengder suspendert stoff, overveiende av uorganisk karakter (sand, leire osv.), mens innholdet av nedbrytbart organisk stoff og fosfor er forholdsvis beskjedent sett på årsbasis. Organisk stoff kan imidlertid opptre i høye konsentrasjoner over korte tidsrom i forbindelse med nedbørshendelser. For å klare utslippskravet, vil det i mange tilfeller kunne bli nødvendig å rense også overvann og/eller overløpsvann. Det henvises til www.stormtac.com som angir oppdaterte forurensningsmengder i overvann og overløpsvann. Her vil man kunne laste ned oppdatert regneark som viser konsentrasjon på overvann fra mange områder. Med mindre man har behov for å definere svært grundig hva slags områder nedslagsfeltet er delt opp i anbefales det at man bruker verdiene som er anført for «*StormTac dagvattenriktvärde, standard*».

2.1.6. Sammensetning av kommunalt avløpsvann

2.1.6.1 Kjemisk sammensetning

For spillvann fra husholdninger kan en regne med følgende spesifikke dimensjonerende forurensningsmengder:

Biokjemisk oksygenforbruk (BOF ₅)	60 g/pe·d
Kjemisk oksygenforbruk (KOF)	120 g/pe·d
Fosfor (P)	1,8 g/pe·d
Nitrogen (N)	12 g/pe·d
Suspendert stoff (SS)	70 g/pe·d

Konsentrasjonene i vannet vil være avhengig av hvor mye lekkasjevann som fortynner det opprinnelige avløpsvannet. Dette gjør at om forurensningsmengdene er omtrent de samme, så kan de gjennomsnittlige konsentrasjonene variere mye fra sted til sted, og på et gitt sted kan konsentrasjonene også oppvise store variasjoner fra dag til dag.

I henhold til forurensningsforskriften defineres 1 personekvivalent (pe) som følger:

1 pe = den mengde organisk stoff som brytes ned biologisk med et biokjemisk oksygenforbruk målt over 5 døgn, BOF₅, på 60 g oksygen per døgn.

2.1.6.2 Temperatur

Avløpsvannets temperatur er i første rekke avhengig av mengden innlekkingsvann. Under snøsmelting om våren kan innlekkingsvannet ha en temperatur nær 0 °C.

Uten innlekkingsvann vil man selv vinterstid kunne få en temperatur i avløpsvannet på over 10 °C, men ved stor andel innlekkingsvann må man regne med temperaturer på 5 °C og derunder.

Om man ikke har målinger som tilsier noe annet, bør man ikke dimensjonere for høyere temperatur enn 10 °C. Se også avsnitt 2.5.

2.2. Dimensjonerende tilrenning

2.2.1. Prinsipper og definisjoner

Forurensningsmyndighetenes målsetting for resipienten vil være grunnlaget for valg av renseprinsipp og utforming av renseanlegget.

Ved dimensjonering av renseanlegget er det derfor viktig at en skaffer seg oversikt over alle forurensningskilder innen distriktet renseanlegget skal betjene. Det totale utslippet til resipienten vil foruten renseanleggets funksjon også være avhengig av ledningsnettets evne til å transportere forurensning fram til anlegget, og til å holde fremmedvann (f.eks. grunnvann) ute av systemet. Dette innebærer at en også må vurdere ledningsnettets utforming og kvalitetsstandard for å oppnå en optimal utforming av renseanlegget. Ofte vil det være nødvendig med tiltak på ledningsettet for å tilfredsstille målsettingen for resipienten.

For hydraulisk dimensjonering av renseanlegg benyttes følgende definisjoner:

- Q_{dim} - *dimensjonerende tilrenning ($m^3/time$)* er definert som den maksimale timetilrenning som overskrides i 50 % av årets døgn (medianverdi) slik den framkommer i figur 1.
- $Q_{maksdim}$ - *maksimal dimensjonerende tilrenning ($m^3/time$)* er definert som den største timetilrenning som skal kunne behandles i alle trinn i renseanlegget. Denne bestemmes ut fra hvor stor andel av den totale tilrenningen over året som kreves behandlet i anlegget, jf. figur 2.1. og 2.2, pkt. 2.2.2.

Definisjonene av Q_{dim} og $Q_{maksdim}$ bygger på at man har data basert på målinger, se pkt. 2.2.2. Dersom målinger ikke kan utføres, må dimensjonerende tilrenning anslås, se pkt. 2.2.3.

I forbindelse med planlegging av anlegg bør det hensyntas at det vil gå en tid før dimensjonerende belastning nås. Man bør derfor også ta hensyn til at man bør opprettholde en minste vannføring for å hindre driftsproblemer.

2.2.2. Bestemmelse av Q_{dim} og $Q_{maksdim}$ på grunnlag av eksisterende vannføringsdata

Bruk av eksisterende vannføringsdata til å bestemme dimensjonerende tilrenning krever at det foreligger måleserier som dekker minst ett år. Dette kan for eksempel være data som er innhentet fra et eksisterende renseanlegg som skal rehabiliteres/utvides, eller måledata som er innhentet spesielt med tanke på bygging av et nytt renseanlegg. Måle-seriens oppløsning vil kunne variere og grovt sett kan man skille mellom to hovedtyper:

1. Måleserier som beskriver midlere timetilrenning (m^3/time) i alle timer i hvert døgn i hele måleperioden
2. Måleserier som dekker midlere timetilrenning (m^3/time) på døgnbasis

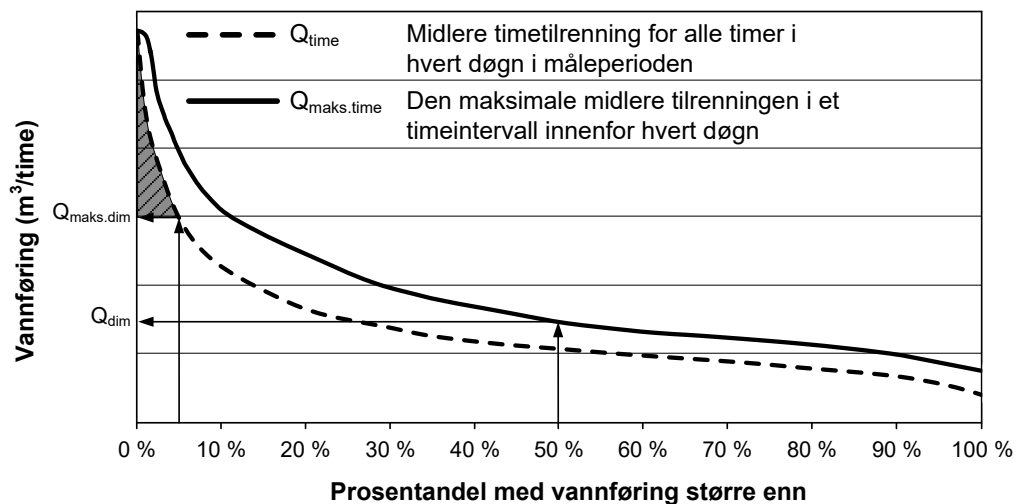
For dimensjoneringsformål er måleserier som dekker midlere timetilrenning for alle timer som inngår i måleserien (1) å foretrekke. Dersom det gjennomføres spesielle måleprogrammer med tanke på dimensjonering av renseanlegg anbefales det derfor at midlere vannføring i alle timer registreres.

Dersom data hentes fra eksisterende renseanlegg, viser det seg imidlertid ofte at midlere timetilrenning på døgnbasis (2) er den beste oppløsningen som det er mulig å framskaffe.

Måleserier som inneholder midlere timetilrenning for alle timer i alle døgn (1):

I måleserier som dekker midlere timetilrenning i alle timene i hvert døgn (1), settes alle timetilrenninger (Q_{time}) over året opp i en varighetskurve som vist i figur 2.1. For hvert døgn i måleperioden bestemmes den maksimale timetilrenningen

$Q_{\text{maks.time}}$. Et døgns $Q_{\text{maks.time}}$ -verdi angis som den maksimale midlere tilrenningen i et timesintervall innenfor det aktuelle døgnet.



Figur 2.1. Varighetskurve for midlere timetilrenning for samtlige timer i måleperioden (Q_{time}), samt maksimal timetilrenning ($Q_{\text{maks.time}}$) i hvert døgn

Q_{dim} er lik medianverdien, dvs. den $Q_{\text{maks.time}}$ -verdi som overskrides i 50 % av årets døgn.

Tilrenning opp til Q_{maksdim} skal kunne behandles i alle behandlingstrinn. Tilrenning til renseanlegget utover Q_{maksdim} bør i det minste gjennomgå forbehandling (dvs. t.o.m. sand- og fettfang). Denne vannmengden defineres som Q_{maks} og er normalt de høyest registrerte vannmengdene inn til renseanlegget. Vannmengden mellom Q_{maksdim} og Q_{maks} ledes til overløp etter forbehandling. I noen tilfeller vil det være stor forskjell mellom Q_{maksdim} og maksimalt registrerte vannmengde inn til renseanlegget. I slike tilfeller vil det kunne være aktuelt å sette Q_{maks} noe lavere enn maksimalt registrerte vannmengde.

Q_{maksdim} bestemmes av hvor stor andel av den totale tilrenningen som forutsettes behandlet i anlegget, representert ved det uskraverte arealet som ligger under Q_{time} -kurven i figur 2.1. For anlegg med krav til reduksjon av fosfor og dersom man kjenner konsentrasjonen til Tot-P bestemmes Q_{maksdim} ved massebalanseberegninger, slik at krav i utslippstillatelsen overholdes med god margin. Det skraverte areal representerer da den vannmengde som ledes delvis urensset forbi anlegget (v/overløp etter sand- og fettfang) gjennom året.

Måleserier som dekker midlere timetilrenning (m^3/time) på døgnbasis (2):

Samtlige verdier for midlere timetilrenning på døgnbasis settes opp i en varighetskurve (figur 2.2). I dette tilfellet er det knyttet usikkerhet til maksimal timetilrenning i hvert døgn i måleperioden. I praksis viser det seg imidlertid at Q_{dim} (den maksimale timetilrenningen som overskrides i halvparten av årets døgn) vil tilsvare den midlere timevannføring på døgnbasis som overskrides i 20 til 30 % av årets timer. Dette er vist som det grå området på figur 2.2.

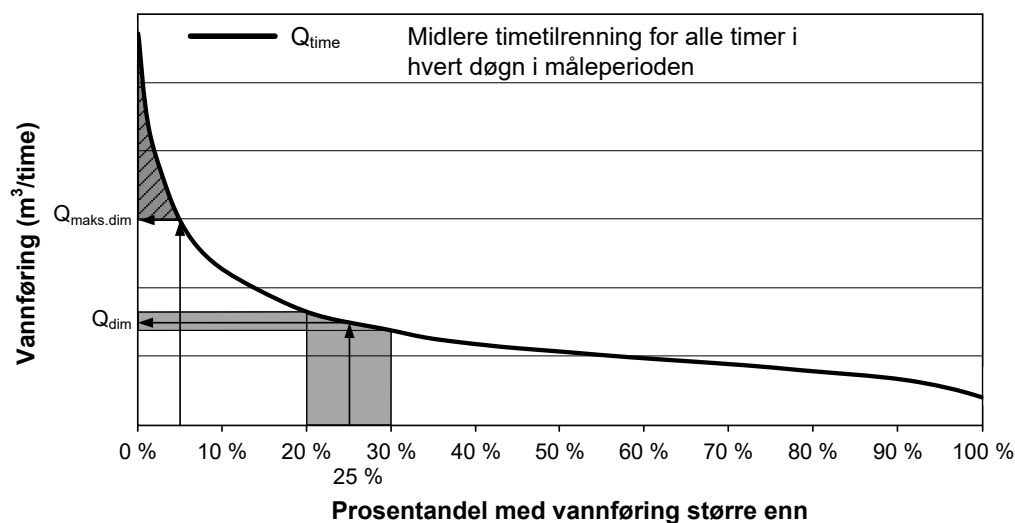
Dersom man ikke har grunnlag for noe annet, skal Q_{dim} bestemmes som den vannføring som overskrides i 25 % av årets døgn (se pil-angivelse i figur 2.2).

For Q_{maksdim} gjelder det samme som er beskrevet ovenfor.

Viser målingene at tilrenningen karakteriseres av store korttidsvariasjoner, bør en finne årsakene til dette. Ved mindre anlegg bør kortvarige tilrenningstopper som overskrider Q_{maksdim} utjevnes i ledningsnettets eller ved innløpet til renseanlegget.

Målinger vil gi informasjon om eksisterende områder. Til de målte avløpsmengder må man legge tilrenninger fra nye områder som kommer til under prognoseperioden. Dersom de nye områdene har samme karakter som områdene hvor det er utført målinger, kan man benytte disse dataene ved bestemmelse av vannmengder fra de nye områdene. I motsatt fall kan man bruke de data for avløpsvannmengder og innlekkingsvannmengder som er gitt i pkt. 2.1.2 og 2.1.4. Ved anleggskontroll må man senere sikre seg at man ikke får større innlekkingsvannmengder enn forutsatt.

I de tilfeller Q_{dim} eller Q_{maksdim} synes å bli uforholdsmessig store, bør det vurderes i hvilken utstrekning det ved tiltak på ledningsnettets er mulig å redusere tilrenningene. Dersom det legges opp en forpliktende tiltaksplan i samråd med forurensningsmyndigheten, kan det aksepteres at renseanlegget planlegges for en Q_{dim} og Q_{maksdim} som tilsvare det man kan forvente etter at tiltaksplanen er gjennomført.



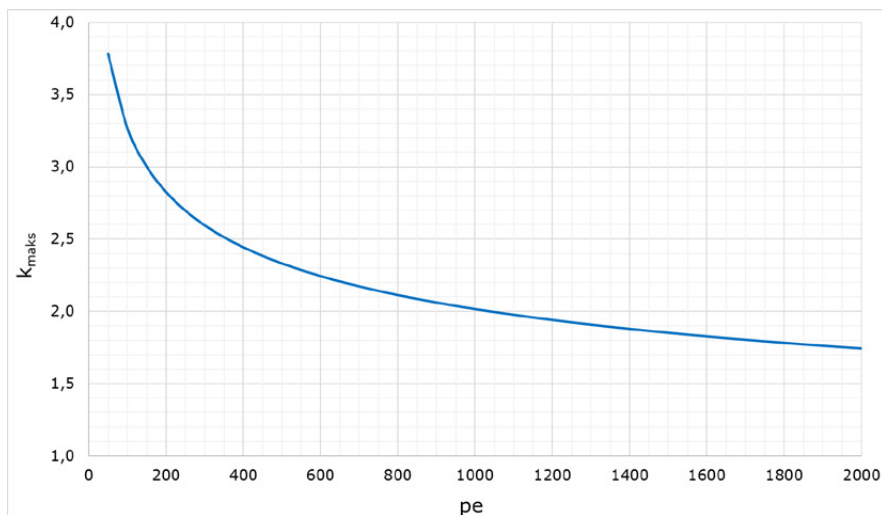
Figur 2.2. Varighetskurve for midlere timetilrenning på døgnbasis (Q_{time}) for samtlige døgn

2.2.3. Bestemmelse ved overslagsberegninger

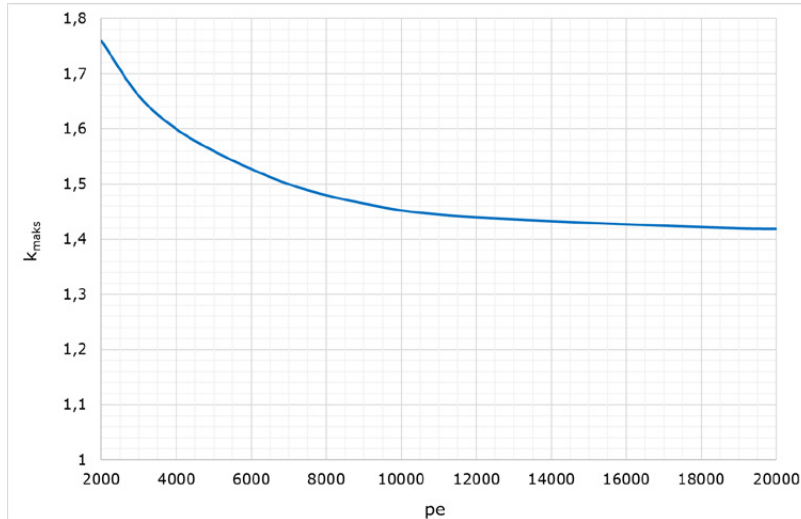
Når det ikke er mulig å gjennomføre målinger, bestemmes Q_{dim} som følger:

$$Q_{\text{dim}} = k_{\text{maks}} \cdot Q_s + k_{\text{ind}} \cdot Q_{\text{ind}} + Q_i \quad (\text{m}^3/\text{time}) \quad \text{lign. 2.2.1}$$

- Q_s = midlere spillvannsmengde ($m^3/time$) over døgnet
 Q_{ind} = midlere industriavløpsmengde ($m^3/time$) over døgnet
 Q_i = midlere innlekkingsvannmengde ($m^3/time$) over døgnet
 k_{maks} = maks. timefaktor i et middeldøgn (se figur 2.3 og 2.4)
 k_{ind} = maks. timefaktor for industriavløp. Velges lik 3 dersom ikke særlig grunner taler for noe annet



Figur 2.3. Verdier for k_{maks} for renseanlegg i området 50 – 2000 pe



Figur 2.4. Verdier for k_{maks} for renseanlegg i området 2000 – 20.000 pe

Den maksimale dimensjonerende timetilrenningen ($Q_{maksdim}$) kan bestemmes med utgangspunkt i Q_{dim} ved å sette:

$$Q_{maksdim} = m \times Q_{dim} \quad \text{lign. 2.2.2}$$

Faktoren m vil være avhengig av en lang rekke forhold, som myndighetenes krav til utslipp over året, rensedistriktets størrelse og urbaniseringsgrad, ledningsnettets utforming og kvalitetsstandard, nedbørforhold mv.

Verdien av m skal alltid være gjenstand for vurdering, og den bør ikke settes lavere enn 2.

2.2.4. Avløp fra industri

Mengden av industriavløp bør alltid bestemmes ved målinger. Det må tas spesielt hensyn til industri, turistbedrifter osv. som har betydelige sesongvariasjoner. Dimensjonerende avløpsmengde skal normalt bestemmes ut ifra forholdene under den sesongmessige topp-produksjon ved bedriftene. Unntak fra dette bør kunne gjøres når topp-produksjonen er av svært kort varighet, og da i samråd med forurensningsmyndigheten.

Dersom man har målinger som vist i figur 2.1 og 2.2 vil industriavløpsvann være inkludert i tallgrunnlaget. Ved prognostisering av fremtidig belastning må man ta hensyn til dette.

Dersom man ikke har målinger, fastsettes industriavløpets mengde ut fra erfaringstall.

Avløp fra bedrifter med store variasjoner over døgnet, bør utjevnes før det slippes inn på renseanlegget (enten ved bedriften eller ved renseanlegget).

2.2.5. Belastning fra slamvann

Til de beregnede verdiene for Q_{dim} skal man (uansett om Q_{dim} er bestemt ved målinger eller ved overslagsberegninger) legge til den hydrauliske belastning som fås fra slamvann. Det bør observeres at slamavvanningsutstyr kan ha kort driftstid, og at slamvannmengdene derfor kan utgjøre en vesentlig ekstra belastning, spesielt om også store mengder fremmedslam skal mottas ved renseanlegget. I slike tilfeller bør det bygges utjevningsmagasin for slamvannet.

2.2.6. Pumping til renseanlegg

Ved pumping bør pumpekapasiteten så langt det er mulig kunne tilpasses den aktuelle tilrenningen til anlegget. Ved intermittert pumping bør en unngå uheldige støtbelastninger på anlegget. Den totale pumpekapasiteten skal være minst $Q_{maksdim}$. Plasseres pumpestasjonen ved renseanlegget, anbefales det at pumpekapasiteten velges slik at tilrenning utover $Q_{maksdim}$ kan ledes gjennom forbehandlingsdelen i renseanlegget.

2.2.7. Utjevning

Tilrenningen til renseanlegg varierer. Ved å utjevne variasjonene over døgnet vil man oppnå en lavere Q_{dim} . Ved å utjevne belastningstopper som oppstår under regnvær, vil man kunne oppnå en lavere verdi for $Q_{maksdim}$, dvs. at forholdet mellom $Q_{maksdim}$ og Q_{dim} reduseres. Dette får bl.a. betydning for fastsettelse av faktoren m , jf. pkt. 2.2.3.

Avløpet fra mindre tettsteder og institusjoner er karakterisert av store variasjoner både når det gjelder mengde og forurensningskonsentrasjon. Ofte oppstår belastningstopper som utgjør en vesentlig del av den totale døgnbelastning. For små anlegg (<1000 pe) kan hydraulisk utjevning være hensiktsmessig. Ved å bygge utjevning kan k_{maks} -verdiene gitt i figur 2.3 reduseres. Dette må imidlertid utredes i hvert enkelt tilfelle.

2.3. Dimensjonerende stoffmengder

For enhetsprosesser som dimensjoneres på grunnlag av stoffbelastning (organisk belastning, nitrogenbelastning osv.), må dimensjonerende stoffmengder bestemmes.

For dimensjonering etter stoffbelastning skal man ta utgangspunkt i den prosentandel av døgnene i løpet av et år som skal ha lavere belastning enn dimensjonerende døgn. Den prosentandel (persentil) man velger, vil være avhengig av utløpskravene, og man bør legge opp til at kravet skal overholdes med god margin. For et anlegg som må overholde kravet til sekundærrensing hvor kravet f.eks. er at 21 av 24 prøver (87,5 % av prøvene) skal være godkjente, bør dimensjonerende døgn velges slik at minst 90 % av døgnene har mindre stoffbelastning enn dimensjonerende døgn.

Dersom utløpskravet er basert på en årsmiddelverdi, kan man bruke en lavere persentil-verdi for å finne dimensjonerende døgn, men man bør ikke gå lavere enn 60-persentilen.

Dersom stoffbelastningen fra industriavløp utgjør en vesentlig del (> 20-25 %) av den totale stoffbelastningen, bør virkninger av industriutslipp vurderes spesielt.

2.4. Dimensjonering av renseanlegg for turistområder

Utbygging av turistområder (hytter og leilighetskompleks) representerer en stor utfordring med hensyn til dimensjonering av avløpsrenseanlegg. Hvert område har sine særtrekk som vil påvirke dimensjoneringen, og det er derfor vanskelig å angi generelle dimensjoneringsstall. Ofte benyttes overslagsberegninger som beskrevet i pkt. 2.2.3. Erfaringer fra eksisterende renseanlegg for turistområder indikerer imidlertid at belastningsvariasjonene har en annen karakter enn på kommunale avløpsrenseanlegg, og dette må tas hensyn til ved dimensjoneringen. Dette gjelder for både maksimal og minstebelastningssituasjoner, hvor eksempelvis maskininstallasjoner må være i stand til å håndtere alle belastninger. I noen situasjoner vil det også være aktuelt med forskjellige driftsmønstre, f.eks. lufttinnblåsing i biotrinn i lavt belastede perioder, noe som kan programmeres i driftskontrollanlegget.

Viktige faktorer som det må legges vekt på ved dimensjonering av denne typen anlegg, er:

Vannforbruk

Hvis det ikke foreligger vannforbrukstall som er knyttet til det aktuelle området, kan spesifikke vannforbrukstall angitt i tabell 2.1.1 benyttes for dimensjoneringsformål. Hytter og leiligheter av høy standard dominerer i nye hyttefelter, og i enkelte områder ser man at det spesifikke vannforbruket er svært høyt. I forbindelse med utarbeidelsen av dimensjoneringsgrunnlaget bør det derfor undersøkes om det er grunnlag for å øke det spesifikke vannforbruket utover det som er angitt i tabell 2.1.1, for deler av hyttebebyggelsen.

Innlekkingsvannmengde

Innlekkingsvannmengden (Q_i) vil variere over året, lavest i kalde og tørre vinterperioder og høyest i påske-/vårperioder. Det må gjøres en vurdering av nettets alder og beskaffenhet, samt fordelingen av antall senger mellom leiligheter og hytter. Spesifikk innlekking vil normalt variere i området 10 – 75 l/seng-døgn.

Type bebyggelse

Normalt vil turistområder bestå av en blandet bebyggelse. Ved utarbeidelse av dimensjoneringsgrunnlaget bør det derfor framskaffes informasjon om følgende kategorier av bebyggelse:

- Boliger med fast bosatte
- Antallet utleiehytter og leiligheter, samt gjennomsnittlig antall sengeplasser i hver enhet
- Antallet hytter og leiligheter som eies og brukes av private, samt gjennomsnittlig antall sengeplasser i hver enhet

På grunnlag av dette vil totalt antall pe/sengeplasser for de ulike bebyggelseskategoriene beregnes (maksimal beleggekapasitet).

Variasjonen i utnyttelsen av maksimal beleggekapasitet

I dimensjoneringssammenheng vil bidraget fra fast bosatte kunne behandles tilsvarende det som er vanlig ved dimensjonering av kommunale avløpsrenseanlegg. For hytter og leiligheter vil man ikke kunne beregne dimensjonerende tilrenning uten å ta hensyn til variasjonen i belegget over året.

Normalt vil bruksfrekvensen for utleiehytter og leiligheter være høyere enn tilsvarende som eies av private. Prosentvis utnyttelse av den maksimale beleggekapasiteten vil derfor være størst for denne typen bebyggelse. Ved utarbeidelse av dimensjoneringsgrunnlaget bør det kontrolleres om denne forutsetningen gjelder for det aktuelle området.

For turistområder i fjellet vil sesongen ofte kunne deles inn i følgende belastningsperioder, rangert etter størrelsen på belastningen som kan forventes:

1. Påske (maksimal belastning kan forventes i påskehelgen)
2. Vinterferien (nær maksimal belastning kan forventes i helgene)
3. Høstferien
4. Sommerperioden
5. Vår

Ved utarbeidelse av dimensjoneringsgrunnlaget må det gjøres en vurdering av:

- Hvor stor andel av den maksimale beleggkapasiteten for hhv. utleiehytter/ leiligheter og private hytter/ leiligheter kan man forvente i gjennomsnitt vil bli benyttet innenfor de ulike belastningsperiodene?
- Hvor stor andel av den maksimale beleggkapasiteten for hhv. utleiehytter/ leiligheter og private hytter/ leiligheter kan man forvente i gjennomsnitt vil bli benyttet i maksimaldøgnene innen de ulike belastningsperiodene?

Disse vurderingene bør gjøres i samråd med utbyggere, eksisterende hytte-velforening, kommune og aktuelle næringsdrivende i området.

Ut fra dette vil dimensjonerende antall pe kunne beregnes.

Beregning av Q_{dim}

Aktivitetsmønsteret i området (mye uteaktiviteter om dagen og bruk av dusj osv. i en kort periode om ettermiddagen/kvelden) gjør at forholdet mellom maksimal timetilrenning og midlere døgntilrenning (k_{maks}) vil bli høyere enn det som følger av figur 2.3 og 2.4 for samme dimensjonerende antall pe. Behovet for en evt. økning av k_{maks} bør gjøres i hvert enkelt tilfelle.

Dimensjonerende tilrenning blir da:

$$Q_{dim} = k_{maks} \cdot Q_s + Q_i \text{ (m}^3/\text{time)} \quad \text{lign. 2.4.1}$$

Q_s = midlere spillvannsmengde (m³/time) over døgnet

Q_i = midlere innlekkingsvannmengde (m³/time) over døgnet

k_{maks} = maks. timefaktor i et middeldøgn (det bør gjøres en vurdering av behovet for å øke k_{maks} i forhold til det som framgår av figur 2.3 og 2.4)

Sammensetning av avløpsvann fra turistområder

Når det gjelder spesifikke forurensingsmengder i avløpsvannet fra turistområder, benyttes de samme tallene som for kommunalt avløpsvann, se pkt. 2.1.6.1.

2.5. Dimensjonerende temperatur

Temperaturen virker inn på alle renseprosesser. I denne veiledningen forutsettes at dimensjonerende temperatur i avløpsvannet som skal renses er 10 °C. I enkelte sammenhenger kan det være nødvendig å dimensjonere for en lavere temperatur – spesielt når det gjelder biologiske renseprosesser. For disse, er det derfor satt opp ligninger som angir hvordan dimensjoneringsverdien angitt ved 10 °C kan omregnes til det den bør være ved aktuell dimensjonerende temperatur. Når det gjelder separasjonsprosessene, har temperaturen mindre innvirkning, men for eksempel påvirkes viskositeten av vannet. Dette må man være oppmerksom på og evt. korrigere de angitte dimensjoneringsverdiene for.

3. Dimensjonering av enhetsprosesser – Vannbehandling

3.1. Innledning

For enhetsoperasjoner som hovedsakelig dimensjoneres etter den hydrauliske belastningen, er veiledningen relatert til Q_{dim} og $Q_{maksdim}$. Tillatt belastning ved $Q_{maksdim}$ er satt slik at anleggsdelen skal kunne ha akseptabel funksjon ved denne belastning. Sikkerhetsmarginen er imidlertid liten, men dette anses forsvarlig fordi belastninger på $Q_{maksdim}$ normalt vil opptre kun under en liten del av driftstiden. Tillatt belastning ved Q_{dim} er satt slik at anleggsdelen skal kunne ha god funksjon ved denne belastning, og at det skal være en betraktelig sikkerhetsmargin innebygget, fordi belastninger rundt Q_{dim} vil opptre over lengre perioder av driftstiden.

Som en følge av at veiledningen er relatert til både Q_{dim} og $Q_{maksdim}$, vil i en del tilfeller Q_{dim} bestemme størrelse på en enhet, i andre tilfeller $Q_{maksdim}$.

For enhetsprosesser som er dimensjonert etter stoffbelastning (organisk belastning, nitrogenbelastning, osv.), er veiledningen basert på dimensjonerende stoffbelastning over døgnet, pluss eventuelt en faktor for dimensjonerende time for enheter som er sterkt avhengig av øyeblikk-belastningen (f. eks. luftkapasitet i aerobe biologiske prosesser). Dersom belastningen er sterkt varierende (f.eks. avløp fra industri, turistbedrifter osv.), må det tas spesielt hensyn til dette. Dette gjelder både sesongvariasjoner og variasjoner i belastning over døgnet, samt at man ved dimensjonering av prosessenheter og tilhørende maskinell utrustning tar hensyn til både minimums- og maksimumssituasjoner.

3.2. Forbehandling

Beskrivelse

Forbehandling av avløpsvann gjøres for å skille ut grovere stoffer som vil skade eller forstyrre den videre behandling i renseanlegget.

Forbehandling utgjøres normalt av rister som fjerner større partikler og annet søppel som kommer med avløpsvannet, og i tillegg sandfang og eventuelt fettfang som fjerner sand og fett.

Forskjellige typer av siler kan også brukes ved forbehandling av kommunalt avløpsvann. Siler behandles under avsnitt 3.3 Mekaniske rensemetoder.

Anvendelsesområde

Forbehandling av avløpsvann bør benyttes på alle anlegg, med unntak av enkle anlegg som kun består av slamavskillelere.

Det er tidligere bygget en del anlegg basert på finsiling, uten forbehandling. Dette medfører at man blander avløps-søppel (ristgods), sand, fett og slam – noe som vanskeliggjør etterbehandling og utnyttelse av slammet som ressurs. Det anbefales derfor ikke å installere finsiler uten forutgående forbehandling, bestående av rister og sand-/fettfang på nye anlegg. Ved ombygging/utvidelse av eksisterende silanlegg (uten forbehandling) anbefales det også å inkludere forbehandling.

Dimensjonering

Rist

Innløpsrister bør ikke ha lysåpning større enn 4 mm ved spalterister eller 6 mm ved hullrister.

Vannhastigheten i kanaler foran rister bør være større enn 0,6 m/s ved Q_{dim} for å hindre sedimentering.

For behandling av ristgods anbefales bruk av ristgodsvaskepresse, eller tilsvarende, slik at organisk stoff returneres til renseprosessen og mengden ristgods reduseres. Dimensjonerende ristgodsproduksjon vil kunne variere mellom 0,03 og 0,06 liter/m³ avløpsvann (avvannet ristgodsmengde). Dersom ikke ristgodsmengden er kjent, kan 0,05 liter/m³ avløpsvann benyttes for overslagberegning.

Sandfang

Det finnes i dag flere typer sandfang i bruk som har sine egne retningslinjer for dimensjonering:

- virvelsandfang uten mekanisk omrøring
- rundsandfang med mekanisk omrøring (vortex-sandfang)
- langsandfang
- luftet sandfang

Her i landet er luftet sandfang mest i bruk. Der man benytter luftet sandfang uten å referere til spesielle typer og dimensjoneringsregler, bør følgende retningslinjer gjelde:

- oppholdstid ved Q_{dim} : ≥ 10 min.
- oppholdstid ved $Q_{maksdim}$: ≥ 3 min. (fettfangsone ikke iberegnet)
- helning på skråbunn i sandlommer: $\geq 50^\circ$
- overflatebelastning på fettfangsone ved $Q_{maksdim}$: ≤ 25 m³/m²h.

For dimensjonering av andre typer av sandfang, vises det til litteraturen samt til leverandørene av slike.

Sand behandles i sandavvanner/sandvasker, som dimensjoneres ut i fra hvor mye sand som pumpes fra sandfanget. Denne pumpingen skjer intermittent og størrelsen på sandavvanner/sandvasker må tilpasses pumpenes kapasitet.

Dimensjonerende sandproduksjon for anlegg med fellesavløp vil kunne variere mellom 0,004 og 0,2 liter/m³ avløpsvann (avvannet og vasket sandmengde). Dersom sandmengden ikke er kjent, kan 0,05 liter/m³ avløpsvann benyttes for overslagsberegning.

Dimensjonerende luftmengde til sandfanget varierer med utformingen av bassenget, og variasjonsområde kan være 12 – 30 m³/h·m^{bassenglende}, hvor 12 m³/h·m^{bassenglende} tilsvarer behovet i et basseng med tverrsnittsareal på ca. 5 m², og 30 m³/h·m^{bassenglende} tilsvarer behovet i et basseng med tverrsnittsareal på ca. 30 m².

Konstruktiv utforming

Rist

Det vil være varierende trykktap over risten og dette må inngå i planleggingen av utformingen av forbehandlingsanlegget. Trykktap over risten er en funksjon av vannmengde, lysåpning og mengde ristgods på risten. Innløpsrister konstrueres av leverandører basert på erfaring og ved planlegging av innløpsarrangement med innløpsrister bør forventet trykktap konfereres med ristleverandør. For beregning av trykktap over risten skal det tas utgangspunkt i et SS-innhold på 500 mg SS/l ved Q_{dim} . Dersom man har analysedata (for SS) som tilsier noe annet kan disse benyttes.

Ristgods som produseres er normalt ganske bløtt og inneholder typisk 80 - 90 % vann. Dette avvannes normalt i ristgodsvaskepresser, som både avvanner og vasker ristgodset (reduserer innhold av organisk stoff). Ved utforming av anlegg må både transportører, ristgodsvaskepresser og containere/holdere for uttransport planlegges.

Innløpsrister bør planlegges slik at man har tilstrekkelig reservekapasitet (redundans), dvs. alle anlegg (> 2000 pe) bør minimum ha 2 stk innløpsrister. Ved bruk av en innløpsrist må det være overløp, og det anbefales også styrt omløp. Nivå på redundans bør være slik at man skal kunne behandle dimensjonerende vannmengde med én enhet ute av drift, for eksempel pga. vedlikehold.

Kanalbredde, vanndybde og antall rister bestemmes deretter.

Sandfang

Sandfangsdelens tverrsnitt bør velges så stort at den horisontale gjennomstrømningshastigheten ved dimensjonerende vannmengde (Q_{maksdim}) ikke overstiger 0,2 m/s.

Lengde/bredde forhold, samt bredde/dybdeforhold i luftede sandfang varierer normalt som følger:

- Lengde/bredde forhold: 3:1 til 5:1
- Bredde/dybde forhold: 1:1 til 3:1

Dersom ikke forholdene tilsier noe annet, kan dimensjonerende lengde/bredde forhold og bredde/dybdeforhold settes til henholdsvis 4:1 og 2:1.

Blåseluften fordeles jevnt i sandfangets lengderetning og tilsettes ca. 0,5 m fra bunnen. Sideveis overflatehastighet på vannet bør være ca. 0,6 m/s (vannspiralens periferihastighet).

Ressursforbruk

Ressursforbruk knyttet til forbehandling er hovedsakelig knyttet til strømforbruk.

Rist

Strømforbruket for innløpsrister og ristgodsbehandling er avhengig av anleggsstørrelsen. For et anlegg i størrelsesorden <50000 pe kan strømforbruket være i størrelsesorden 0,001 – 0,003 kWh/m³ renset avløpsvann, og for anlegg >50000 pe kan strømforbruket settes til 0,0001 kWh/m³.

Sandfang

Energiforbruk knyttet til sandfang er ikke i like stor grad påvirket av anleggsstørrelsen, og varierer mellom 0,003 – 0,01 kWh/m³ renset avløpsvann. Også her er forbruket omvendt proporsjonalt med anleggsstørrelsen.

3.3. Mekaniske rensemetoder

3.3.1. Om mekaniske rensemetoder

De mekaniske rensemetoder som beskrives i dette kapittelet, er begrenset til metoder som benyttes i primærsteget i renseanlegg. Rensemetodene kan benyttes som eneste rensetrinn (etter forbehandling), f.eks. for å overholde primærrensekrav, eller som første rensetrinn i videregående (kjemiske, biologiske og biologisk/kjemiske) renseanlegg. Vanligvis benyttes sedimentering eller siling for dette formålet.

3.3.2. Siling

Beskrivelse

Siling er en enhetsprosess der partikler separeres som følge av at de er større enn lysåpningen i den silflaten avløpsvannet passerer. Partikler mindre enn lysåpningen kan fjernes dersom slammet som avsettes på silflaten virker som et påleggsfilter (filtermatte).

Det kan skilles mellom grovsiler, finsiler og mikrosiler avhengig av lysåpningen:

- Grovsiler: lysåpning 2 mm - 0,5 mm
- Finsiler: lysåpning < 0,5 mm - > 0,1 mm
- Mikrosiler: lysåpning ≤ 0,1 mm

Silens effektivitet er avhengig av forhold som:

- Transportsystemet
 - o Utforming (fellessystem, separatsystem osv.)
 - o Transportavstand eller oppholdstid i transportsystemet
- Avløpsvannets karakteristika
 - o Forholdet mellom partikulært ($>1\mu\text{m}$) og løst ($<1\mu\text{m}$) stoff
 - o Partikkelstørrelsesfordelingen
- Silens bruk og karakteristika
 - o Bruken av silen (forbehandling, primærrensing, etterbehandling)
 - o Siltype (roterende båndsiler, roterende trommelsiler osv.)
 - o Effektiv maskevidde/lysåpning (μm)
 - o Silduktype (enkeltvevd, dobbeltvevd osv.)
 - o Hydraulisk overflatebelastning/silflatebelastning ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$)
 - o Slamoverflatebelastning ($\text{g SS}/\text{m}^2\text{h}$)
 - o Driften av silen, f.eks. om et slamlag (filtermatte) på silduken får etablere seg eller ikke

Både avløpsvannets karakteristika, silens maskevidde/lysåpning og driften av silen har stor innflytelse både på renskapasitet og hydraulisk kapasitet.

Anvendelsesområde

Sil anvendes for å fjerne partikulært stoff i avløpsvann, enten som forbehandling, som primærrensing (som eneste rensetrinn eller som første trinn i et høygradig renseanlegg) eller som etterbehandling (som behandles i avsnitt 3.6).

Dersom vannets karakteristika ligger til rette for det, kan siling benyttes som eneste rensemethode for å klare primærrensekravet. Da må vannet forbehandles på samme måte som når sedimentering benyttes for primærrensing (rist og sandfang).

Ved bruk av grovsil er fjerning av organisk stoff ubetydelig. Dette innebærer at en ikke bør regne med reduksjon av organisk stoff gjennom grovsilen når denne inngår som forbehandling foran etterfølgende rensetrinn.

Erfaring viser imidlertid at det kan også være vanskelig å oppnå primærrensekravet ved finsiling. **Dersom man har til hensikt å benytte finsiling for å oppnå primærrensekravet, må avløpsvannet karakteriseres på forhånd.** En prosedyre for slik karakterisering er vist i SFT's Veiledning for primærrensing TA 2088 (SFT, 2005), og følgende vurdering av en slik test bør ligge til grunn før man beslutter å benytte finsiling for oppnåelse av primærrensekravet:

- *Det er lite sannsynlig at primærrensekravet kan oppnås ved finsiling dersom $< 20\%$ av SS i råvannet består av partikler større enn maskevidden/lysåpningen i silduken og forholdet mellom filtrert (GF/C-filter) KOF og total KOF (ev. løst BOFs/total BOFs) er $> 0,4$.*

Tilfredsstiller karakteriseringstesten ikke ovennevnte, så anbefales ikke finsiling alene når kravet til primærrensing skal oppnås.

Det kan skilles mellom stasjonære spaltesiler, stasjonære rørsiler, roterende trommelsiler, roterende båndsiler og roterende skivesiler. De fire førstnevnte har i hovedsak blitt benyttet for forbehandling, roterende båndsiler benyttes også som eneste (mekanisk) rensing (passende rensing) for mindre ($< 10.000\text{ pe}$) utslipp og roterende båndsiler og trommelsiler benyttes for primærrensing (med krav). Trommelsiler og skivesiler benyttes mest for etterbehandling (se avsnitt 3.6) men er også benyttet for primærrensing.

Dersom finsil benyttes for forbehandling, men ikke for å klare primærrensekravet, kan man forutsette en reduksjon på 40 % mht. suspendert stoff og 15 % mht. organisk stoff ved dimensjonering av etterfølgende behandlingstrinn hvis man ikke har informasjon som tilsier at man kan oppnå en høyere renseeffekt.

Dersom finsil benyttes som del av et primærrensetrinn som dimensjoneres og drives med sikte på å klare primærrensekravet, kan man forutsette 50 % fjerning av suspendert stoff og 20 % fjerning av organisk stoff (BOFs) ved dimensjonering av etterfølgende biologisk rensetrinn.

Dersom mikrosil (lysåpning < 0,1 mm) benyttes for primærrensing, blir kapasiteten vesentlig lavere enn når finsiler (med typisk lysåpning 0,3-0,5 mm) benyttes – noe som det må tas hensyn til (overløp osv.) der spissbelastninger kan forekomme.

Benyttes for-koagulering foran silen for å bedre renseeffekten må silens hydrauliske belastning vanligvis reduseres, noe det må tas hensyn til ved dimensjoneringen. Dette gjelder særlig dersom man velger å bruke mikrosiler til primærrensing. Mikrosiler benyttes imidlertid primært for etterbehandling, normalt med forkoagulering (se avsnitt 3.6).

Dimensjonering

Dimensjonering av siler er avhengig av siltypen og anvendelsen av silanlegget til forbehandling, mekanisk rensing (med eller uten primærrensekrav) og etterbehandling. Leverandører av ulike siltyper kan ha andre dimensjoneringsverdier enn de som er angitt under.

Lysåpningen er av stor betydning, ikke kun for renseeffekt men også for hydraulisk kapasitet. Til forbehandling er det vanligst i Norge å benytte roterende båndsiler med lysåpning > 0,35 mm. Når siler benyttes for mekanisk rensing uten å skulle oppnå Forurensningsforskriftens primærrensekrav, benyttes vanligvis grovsiler med lysåpning på 1,0 – 0,35 mm. Er avløpsvannets karakteristika gunstig med hensyn på siling (se over), kan finsiler med lysåpning på 0,35 – 0,1 mm klare primærrensekravet.

Siler skal dimensjoneres for den maksimale vannmengde som tillates å passere silen ($Q_{\text{maksdim}} = Q_{\text{maks}}$) og med hensyn til overflatebelastningen beregnet på dimensjonerende dykket silflate (As_{dim}) ved Q_{maksdim} .

Dimensjonerende overflatebelastning er definert som:

$$vf = Q_{\text{maksdim}} / As_{\text{dim}} \quad (\text{m}^3/\text{m}^2\text{h})$$

Tabell 3.3.1 Dimensjonerende overflatebelastning (beregnet på dykket silflate)

Siltype	Anvendelse	Ved Q_{maksdim}
Grovsiler (2,0-0,5 mm) ¹	For primærrensing (uten krav) ²	300 m ³ /m ² h
Finsiler (<0,5 og >0,1 mm) ¹	For primærrensing (uten krav) ²	125 m ³ /m ² h
(<0,5 og >0,1 mm) ¹	For primærrensing (med krav) ^{2,3,4}	80 m ³ /m ² h
(<0,5 og >0,1 mm) ¹	▪ Med forkoagulering ^{3,4,5}	40 m ³ /m ² h
Mikrosiler (< 0,1 mm) ¹	For primærrensing (uten krav) ²	30 m ³ /m ² h
(< 0,1 mm) ¹	▪ Uten forkoagulering (med krav) ³	20 m ³ /m ² h
(< 0,1 mm) ¹	▪ Med forkoagulering (med krav) ^{3,4,5}	15 m ³ /m ² h

¹ Lysåpning

² Krav til primærrensing: 50 % SS-reduksjon og 20 % BOFs-reduksjon, iht. §14 i Forurensningsforskriften

³ Dersom krav til primærrensing skal oppnås må det gjennomføres en karakteriseringstest som beskrevet i SFT's Veiledning om primærrensing, SFT (2005). Angitt dimensjoneringsverdi gjelder dersom > 20 % av SS i råvannet består av partikler større enn maskevidden/lysåpningen og forholdet mellom filtrert (GF/C-filter) KOF og total KOF (evt. løst BOFs/total BOFs) er < 0,4.

⁴ Dersom for-koagulering med polymer benyttes bør det gjennomføres forsøk på forhånd for å bestemme optimal polymer-dose

⁵ For-koagulering med finsiler skjer normalt med polymer. Ved etterbehandling med mikrosiler kan det i tillegg være aktuelt å benytte uorganiske metall-koagulanter (Al, Fe)

Konstruktiv utforming

Siler er maskinell utrustning som har ulik utforming avhengig av leverandør. Det kan skilles mellom spaltesiler, rørsiler, båndsiler, trommelsiler og skivesiler.

De ulike typene av siler drives også forskjellig. Noen har f.eks. syklisk drift (dvs. at silflaten vaskes mellom hver syklus), andre har kontinuerlig drift (dvs. silflaten vaskes kontinuerlig).

De veiledende dimensjoneringsverdiene i tabell 3.3.1, som primært er tenkt for planleggingsformål, er satt opp uavhengig av konstruktiv utforming og drift og sil-leverandørene kan benytte andre dimensjoneringskriterier og dimensjoneringsverdier enn de som er anvist over.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Erfaringsstall basert på leverandørtilbud tilsier at energiforbruket til selve silanlegget, ved primærrensing, kan anslås til 0,003 – 0,02 kWh/m³, inkludert utpumping.

Siler kan bruke mye energi til spyling (avhengig av siltype). Enkelte siler benytter høytrykksspyling eller spyling med trykkluft, mens andre benytter skrape som krever mindre energiforbruk.

Kjemikalieforbruk

Normalt er det ikke knyttet noe kjemikalieforbruk til siling. Dersom man benytter forkoagulering benyttes vanligvis polymer som koaguleringskjemikalium. I spesielle tilfeller kan også metallsalt (Al eller Fe) benyttes i tillegg til polymer.

3.3.3. Sedimentering

Beskrivelse

Sedimentering er en separasjonsprosess hvor partikler bunnfelles ved partiklenes egen tyngde.

Anvendelsesområde

Konvensjonell sedimentering kan anvendes for separasjon av alle typer slamsuspensjoner ved rensing av kommunalt avløpsvann. I dette avsnittet angis dimensjoneringskriterier for sedimenteringsbassenger i mekaniske anlegg (fosedimentering), mens sedimentering benyttet i kjemiske, biologiske og biologisk/kjemiske anlegg omtales under avsnitt 3.4 og 3.5.

Sedimentering kan benyttes som eneste rensemethode eller som fosedimentering i kjemiske, biologiske eller biologisk/kjemiske anlegg.

Når sedimentering benyttes som eneste rensemethode for å klare kravet til primærrensing (> 50 % SS-reduksjon og 20 % BOD₅-reduksjon), bør < 20 % av SS i råvannet bestå av partikler < 350 µm og forholdet mellom filtrert (GF/C-filter) BOD₅ og total BOD₅ bør være < 0,4.

Når sedimentering benyttes som fosedimentering før videregående rensemethode, skal man ikke forutsette en reduksjon på mer enn 40 % mht. SS og 15 % mht. BOD₅ ved dimensjonering av etterfølgende behandlingstrinn, dersom man ikke har informasjon som tilsier at man kan oppnå en høyere renseeffekt. Dersom det er godtgjort at primær-rensekravet kan oppnås, kan man regne med reduksjon på 50 % mht. SS og 20 % mht. BOD₅.

Dimensjonering

Som dimensjoneringsparameter for fosedimenteringsbassenger benyttes overflatebelastning. Oppholdstiden er også av betydning, men tilstrekkelig oppholdstid er sikret ved at overflatebelastningen er knyttet til bassengdybde.

Dyp i fosedimenteringsbasseng bør normalt ikke være mindre enn 2,5 m. Dersom man legger til rette for at bassengene også skal separere kjemisk slam bør man vurdere å benytte ≥ 3 m dyp.

Tabell 3.3.2 angir dimensjoneringsdata for konvensjonelle forsedimenteringsbasseng for separasjon av mekaniske slam.

Tabell 3.3.2. Dimensjoneringsdata for konvensjonelle sedimenteringsbasseng for separasjon av mekanisk slam

Sedimenteringsbassengenes funksjon		Vanndyp1) m	Overflatebelastning m ³ /m ² · time	
			Qdim	Qmaksdim
Eneste rensetrinn		≥ 2,5	1,6	2,5
Forsedimentering	Foran aktivslamprosess, biofilmprosess eller kjemisk fellingsprosess	≥ 2,5	2,4	4,8

1) For spissbunnede basseng uten slamskraper skal flaten på 1 meters vanndyp oppfylle kravene.
Som vanndyp regnes den totale vanndybde fratrasket 1,0 m som slamsone.

For å kompensere for forstyrrelser i innløpssonen, skal man bestemme totalt areal etter følgende formler:

For rektangulære bassenger:

$$A_{\text{tot}} = AB + B \quad \text{lign. 3.3.1}$$

For sirkulære og kvadratiske bassenger:

$$A_{\text{tot}} = AB + 0,5 \sqrt{AB} \quad \text{lign. 3.3.2}$$

A_{tot} = totalt areal (m²)

AB = nominell verdi av teoretisk beregnet areal i m² (etter tabell 3.3.2) (m²)

B = nominell verdi av bassengbredde i meter (m)

Dersom man bruker polymer som flokkuleringsmiddel, kan man oppnå høyere sedimenteringshastigheter på partikler enn uten bruk av polymer. Verdiene i tabell 3.3.2 er gitt for en situasjon der polymer ikke benyttes. Dersom man planlegger å benytte tilsetning av polymer (normalt kationisk polymer) til enhver tid for å øke kapasiteten, skal man ikke forutsette et høyere påslag enn 0,5 m³/m²·h til de verdier som er gitt i tabell 3.3.2

Konstruktiv utforming

For større rektangulære bassenger med tilsiktet horisontal strømnings bør lengde/bredde-forholdet være ≥ 6. Ved kvadratiske og sirkulære bassenger uten bunnskraper, bør helningen på bunnen være ≥ 60°. De loddrette veggene i slike bassenger bør føres minst 1,0 m under vannflaten.

Runde eller kvadratiske bassenger med sentrumsinnløp bør ha utløpsrenner rundt hele periferien.

Spissbunnede bassenger og slamlommer bør ikke ha bunnareal større enn 0,2 m², slik at man oppnår tilfredsstillende slamutpumping.

Når sedimentering brukes som eneste rensetrinn eller som forsedimentering, skal utløpsrennene dimensjoneres for høyst 50 m³/time pr. meter overløpskant ved Q_{maksdim} .

Antall v-hakk (sagtagger) på overløpskanten i utløpsrennene bør dimensjoneres slik at oppstuvningen i bassengene ikke overstiger 3 - 5 cm ved Q_{maksdim} .

Ressursforbruk

Energiforbruk

Sedimentering er en separasjonsmetode som i seg selv krever et lavt ressursforbruk ettersom metoden er basert på gravitasjon. Energiforbruket til selve prosessen er i hovedsak knyttet til utpumping av slam og drift av eventuelle slamskraper og kan anslås til $0,005 \text{ kWh/m}^3$ behandlet vannmengde.

Tradisjonelle sedimenteringsbasseng er imidlertid arealkrevende og energi knyttet til varme og ventilasjon av overbygg vil være høyere ved tradisjonell sedimentering som separasjonsmetode enn ved finsiling, men siling kan likevel gi et høyere energiforbruk totalt sett ettersom mye energi kan gå med til spyling i enkelte sil-installasjoner.

Kjemikalieforbruk

Normalt er det ikke knyttet noe kjemikalieforbruk til sedimentering ved mekanisk rensing. Dersom man benytter forkoagulering for å bedre separasjonen av suspendert stoff, benyttes vanligvis polymer som koaguleringskjemikalium. Tilfeller der også metallsalt (Al eller Fe) benyttes (evt. i tillegg til polymer) faller inn under kjemiske rensemetoder (primærfelling), se avsnitt 3.4

3.3.4. Andre separasjonsmetoder for mekanisk slam (primærrensing)

Siling og sedimentering er de mest benyttede metoder for separasjon av mekanisk slam (primærrensing). Man kan også benytte andre metoder som er mer kompakte enn sedimentering, f.eks. lamellsedimentering og flotasjon. I slike tilfeller benyttes normalt forkoagulering og det anbefales i så fall at anleggene dimensjoneres som anvist under kjemiske rensemetoder.

3.4. Kjemiske rensemetoder

3.4.1. Om kjemiske rensemetoder

Ved kjemisk felling av kommunalt avløpsvann tilsettes fellingskjemikalier til vannet slik at løste forbindelser (for eksempel fosfor og metaller) felles ut og partikler (suspendert stoff og kolloider) koaguleres. Utfelt og koagulert materiale flokkuleres og separeres fra vannfasen ved sedimentering, flotasjon eller filtrering. Kjemisk rensing er dermed sammensatt av tre enhetsprosesser; felling/koagulering, flokkulering og slamseparasjon.

Slamseparasjonen kan gjennomføres med alle de separasjonsmetodene som er omhandlet i denne veiledningen, tradisjonell sedimentering, lamellsedimentering, flotasjon og i teorien også ved mikrosiling eller filtrering. Det siste er mindre vanlig i kjemiske rensenanlegg (primærfelling eller sekundærfelling) og behandles derfor ikke under dette avsnittet. Det vises til pkt. 3.2.2 når det gjelder siling med forkoagulering og pkt. 3.6.1 når det gjelder filtrering som etterbehandling.

I dette avsnittet (3.4) behandles kjemiske rensemetoder når de står separat fra biologiske rensemetoder, som ved primær- og sekundærfelling og etterfelling. Når fellingen er integrert i biologiske metoder, som ved simultanfelling og biofilm m/felling, behandles dette under avsnitt 3.5 for biologiske og biologisk/kjemiske metoder.

3.4.2. Koagulering/Felling

Beskrivelse

Vanligvis benyttes salter av aluminium eller jern ($\text{pH} = 5,5 - 6,5$) som fellingsmiddel, og både utfelling og koagulering finner da sted. Man kan også benytte organiske polymerer, enten som koaguleringsmiddel (vanligvis kationiske polymerer) eller som flokkuleringsmiddel (vanligvis anioniske polymerer), vanligvis tilsatt som et supplement til aluminium eller jern.

Ved felling av avløpsvann er det to parallelle reaksjoner som finner sted; felling og koagulering:

- Utfelling av løst fosfat i form av metall(Al/Fe)fosfat
- Utfelling av hydroksid i form av metall(Al/Fe)hydroksid

De utfelte mikrofnokker består således av et metallfosfathydroksid-kompleks knyttet sammen med kolloidalt og suspendert stoff.

Fellings-/koagulerings-reaksjonen er over på få sekunder og det er derfor viktig at fellings-/koaguleringskjemikaliene blandes så fort inn i vannet som mulig.

Anvendelsesområde

Metoden kan anvendes for fjerning av fosfor, suspendert stoff og kolloidalt stoff samt metaller. Dersom man benytter polymer alene, får man ingen utfelling, kun koagulering og flokkulering av kolloider og suspendert stoff.

Kjemisk felling kan benyttes både på forbehandlet (primærfelling) og forsedimentert (sekundærfelling) og biologisk rensset avløpsvann (etterfelling). Bruk av kjemisk felling integrert med biologiske rensemetoder (simultanfelling, og biofilm m/felling) behandles under avsnitt 3.5. Forkoagulering med polymer kan også benyttes i primærrenseanlegg med finsiling eller sedimentering som slamseparasjonsprosess (se avsnitt 3.3).

Ved kjemisk felling er det nødvendig å ta hensyn til det slamvannet som tilbakeføres fra ulike slambehandlingsoperasjoner. Det er i første rekke pH, alkalitet og innholdet av løst organisk stoff som påvirkes. Det er særlig ved anaerob stabilisering, behandling av slam med kalk og ved tilførsel av septikslam det er viktig å ta hensyn til slamvann-tilførselen. Det vises til avsnitt 4.8.

Dimensjonering

Oppholdstiden i innblandingsreaktoren ved Q_{dim} bør være > 20 sek og < 1 min.

Konstruktiv utforming

Innblandingsreaktorer med stempelstrømning er bedre enn reaktorer med full omblending. Innblandingen kan derfor med fordel skje i rør eller kanaler med turbulente forhold, plassert foran flokkuleringsbassenget.

Ressursbruk

Ressursforbruket i fellingssteget i kjemiske renseanlegg er i hovedsak knyttet til kjemikalieforbruk og energiforbruk.

Energiforbruk

Energiforbruket i fellingssteget er lite og primært knyttet til kjemikaliepumping og evt. omrørere i innblandingskammere.

Kjemikalieforbruk

Kjemikalieforbruket er avhengig av vannets sammensetning (pH, alkalitet, partikkelinnhold osv.), som igjen er bestemmende for nødvendig dose av fellingsmiddel. Vanligvis benyttes salter av aluminium eller jern (pH = 5,5 - 6,5) som fellingsmiddel med en dose på 15-20 mg Al/l og 25-35 mg Fe/l. Nødvendig, teoretisk kjemikalieforbruk er lavere enn dette.

Ettersom fellingskjemikaliene er sure, overdoseres det ofte for å komme ned i optimal pH, noe som er uheldig med tanke på kjemikalieforbruket. Et alternativ er å benytte fellingsmiddel som kan operere i et høyere pH-område (f.eks. prepolymeriserte fellingsmidler).

I kjemiske renseanlegg kan også anioniske polymerer benyttes som hjelpekoagulant. Typisk dose er 0,5 - 1,0 mg/l.

3.4.3. Flokkulering

Beskrivelse

Flokkuleringen skjer på en slik måte at de utfelte mikroflokner bygges opp til større, separerbare flocer. Dette kan skje fysisk gjennom omrøring av vannmassen eller kjemisk gjennom tilsetning av organisk polymer eller ved en kombinasjon av de to. Ofte kombineres tilsetning av uorganisk fellsingsmiddel og fysisk flokkulering med tilsetning av anionisk polymer (i tillegg til fellsingsmiddel) for å bedre flokkulering og slamseparasjon.

Anvendelsesområde

Vanligvis benyttes omrørte bassenger for å oppnå flokkulering, men statiske konstruksjoner som skaper turbulens/omrøring ved at vannet strømmer forbi kan også benyttes. Man bør etterstrebe stempelstrømning, noe som oppnås ved å dele flokkuleringsbassenget i flere kammer (minst to) i serie. Stempelstrømning kan også oppnås ved å legge til rette for flokkulering i rør (rørflokkulering) eller på annen utforming av flokkuleringssonen som sørger for en fremover rettet strømning samtidig med blanding. Dimensjonering av anlegg for rørflokkulering krever egen analyse. Oppholdstiden bør imidlertid ikke være < 2 min ved Q_{maksdim} og strømningshastigheten ikke $< 0,2$ m/s ved laveste vannmengde.

Dimensjonering

Når man benytter tradisjonelle flokkuleringsbassenger med roterende omrørings-anordninger, skal den totale midlere oppholdstid ved Q_{dim} ikke være mindre enn angitt i tabell 3.4.1 Her angis også verdier for biologisk/kjemiske rensemetoder som det henvises til i kap 3.5

Tabell 3.4.1. Dimensjoneringsdata for flokkuleringsbasseng før sedimentering.

Total oppholdstid i minutter ved Q_{dim} .

Kjemikalium	Antall kammer med omblending		
	2	3	4
Primær- og sekundærfelling			
Aluminium (III) eller Jern (III)	> 25	> 20	> 15
Al/Fe + polymer ¹	> 15	$> 12,5$	> 10
Kalk	> 20	> 15	$> 12,5$
Etterfelling			
Aluminium (III) eller Jern (III)	> 30	> 25	> 20
Al/Fe + polymer ¹	> 20	> 15	$> 12,5$
Kalk	> 25	> 20	> 15

1) Når flokkulant (polymer) tilsettes før flokkuleringsbassenget, men etter aluminium eller jern

Tabell 3.4.2. Dimensjoneringsdata for flokkuleringsbasseng før flotasjon og sandfiltrering.

Total oppholdstid i minutter ved Q_{dim} .

Kjemikalium	Antall kammer med omblending		
	2	3	4
Primær- og sekundærfelling			
Aluminium (III) eller Jern (III)	> 20	> 15	> 10
Al/Fe + polymer ¹	> 10	$> 7,5$	> 5
Etterfelling			
Aluminium (III) eller Jern (III)	> 25	> 20	> 20
Al/Fe + polymer ¹	> 15	> 10	$> 7,5$

1) Når flokkulant (polymer) tilsettes før flokkuleringsbassenget, men etter aluminium eller jern

Det er uheldig med for lang oppholdstid (>60 minutter) i flokkuleringsbassenger, noe som kan oppstå ved lav hydraulisk belastning i anleggets startfase. Dette bør det tas hensyn til ved planleggingen.

For å kunne optimalisere flokkuleringsprosessen, bør omrøringsintensiteten kunne varieres. Dersom sedimentering benyttes ved separasjon av slam, bør omrøringsintensiteten være høyest ved innløpet av flokkuleringsenheten og så lav som mulig (dog slik at sedimentering unngås) ved utløpet. Når flotasjon eller filtrering benyttes, bør omrøringshastigheten være høyere enn ved sedimentering og den samme i alle kammer. Omrøringsanordningene bør være slik at omrøringsintensiteten kan innstilles/optimaliseres etter at anlegget er satt i drift.

Dersom andre flokkuleringssystemer enn de som er basert på roterende omrøringsanordninger benyttes, bør dimensjoneringen være basert på en dokumentasjon av at disse systemene gir minst like god effekt som de som her er angitt.

Overføringen mellom flokkuleringsbasseng og separasjonsbasseng bør ikke utsette fnokkene for større skjærpåkjenning enn i siste flokkuleringskammer. Hastigheten bør derfor ikke overstige 20 cm/sek ved $Q_{maksdim}$. Dette betyr at overføringen bør være så åpen som mulig. Den siste del av flokkuleringen kan gjerne skje integrert i sedimenteringsbassenget.

Konstruktiv utforming

Flokkuleringsbassenger bør utformes slik at det skapes omrøring i vannmassen for at partikkelkollisjoner får komme i stand og samtidig slik at stempelstrømning tilstrebes. Dette oppnås ved å la vannstrømmen passere flere kammer (minst 2) i serie. Omrøringen kan etableres ved å la vannstrømmen passere statiske anordninger, ved lufting og ved roterende omrøringsanordninger. Luftomrøring er normalt ikke å anbefale da det gir for ujevn omrøringsintensitet.

Normalt benyttes tradisjonelle flokkuleringsbassenger med roterende omrøringsanordninger. God flokkulering kan imidlertid oppnås på andre måter, blant annet gjennom slamkontaktbassenger hvor fnokksuspensjonen passerer et slamteppe som gir hyppigere kontakt mellom fnokkene og dermed en øket flokkuleringshastighet. Det tilbys separasjonsreaktorer på markedet som har slik kontaktflokkulering integrert i separasjonsreaktoren og firmaer som tilbyr slike, dimensjonerer ofte med kortere oppholdstider enn det som her er angitt – som gjelder tradisjonelle flokkuleringsbasseng med roterende omrøringsanordninger.

Ved primærfelling, kan det være ønskelig å ha skrapeverk ved bunnen for å skrape evt. sedimentert slam til senter av flokkuleringsbassengene for utpumping.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Ved flokkulering i omrørte bassenger er energiforbruket typisk $15\text{--}20 \text{ W/m}^3_{\text{bassengvolum}}$ for flokkuleringsomrørere med bunnskraper og $10\text{--}15 \text{ W/m}^3_{\text{bassengvolum}}$ uten bunnskraper.

Kjemikalieforbruk

Se pkt. 3.4.2

3.4.4. Slamseparasjon

Beskrivelse

Sedimentering er en separasjonsprosess hvor partikler bunnfelles ved partiklenes egen tyngde.

Lamellsedimentering er en spesiell utførelse av sedimentering hvor suspensjonen strømmer mellom skråstilte plater eller rør. Slammet sedimenterer på platene/rørene og glir ned i en underliggende slamlomme. Hensikten med lamellene er å øke effektivt sedimenteringsareal i forhold til arealbehovet for hele anlegget samt å fordele vannstrømmen jevnt over gjennomstrømningsflaten.

Ved flotasjon separeres slampartikler fra væskefasen ved at slammet hefter til små gassbobler som stiger mot overflaten. Slammet legger seg som et teppe på overflaten og kan derfra skrapes av. Boblene kan produseres ved å oppløse luft i vannet (eventuelt i en delstrøm) under høyt trykk – ved hjelp av kompressor eller høytrykkspumpe og

trykktank. Når trykket i den trykksatte vannstrømmen reduseres, frigjøres luft i form av små bobler. Boblene festes til slampartiklene og floterer disse.

Anvendelsesområde

Vanligvis benyttes tradisjonelle sedimenteringsbassenger for slamseparasjon.

Lamellsedimentering kan anvendes, men i anlegg med liten grad av biologisk omsetning (dvs. mekaniske og kjemiske samt høybelastede biologiske anlegg) vil det vokse biofilm på lamellflatene. Dette behøver i utgangspunktet ikke nedsette renseeffekten, men kan føre til et økt driftsbehov.

Flotasjon egner seg for separasjon av lett slam, f.eks. kjemisk slam felt med aluminium eller jern og også biologisk/kjemisk slam fra biofilmreaktorer m/felling (se pkt. 3.5.3-3.5.5). Dersom flotasjon anvendes ved primærfelling (kjemiske anlegg uten primærrensesteg), må særlige krav stilles til forbehandling for å forhindre sedimentering i flotasjonstanken. Denne bør i slike tilfeller utstyres med bunnslamskrape.

Dimensjonering

Slamseparasjon ved sedimentering

Tabell 3.4.3 angir dimensjoneringsdata for konvensjonelle sedimenteringsbasseng for separasjon i kjemiske renseanlegg (primær- og sekundærfelling)

Tabell 3.4.3. Dimensjoneringsdata for konvensjonelle sedimenteringsbasseng for separasjon av mekanisk/kjemisk slam og kjemisk slam ved etterfelling.

Sedimenteringsbassengenes funksjon		Vanddyb ¹⁾ m	Overflatebelastning m ³ /m ² · time	
			Q _{dim}	Q _{maksdim}
Primær- eller sekundærfelling	Etter flokkuleringsreaktor	2,5 ≥ 3,0	1,0 1,3	1,6 2,0
Etterfelling	Etter aktivslamprosess eller biofilmprosess med egne separasjonsreaktorer	2,5 ≥ 3,0	1,0 1,3	1,6 2,0

¹⁾ For spissbunnede basseng uten slamskrape skal flaten på 1 meters vanddyb oppfylle kravene. Som vanddyb regnes den totale vanddybde fratrasket 1,0 m som slamsone.

Når overflatebelastningen blir dimensjonerende, skal man for å kompensere for forstyrrelser i innløpssonen, beregne et totalt areal etter følgende formler:

For sirkulære og kvadratiske bassenger:

$$A_{\text{tot}} = AB + 0,5 \sqrt{AB} \quad \text{lign. 3.4.1}$$

For rektangulære bassenger:

$$A_{\text{tot}} = AB + B \quad \text{lign. 3.4.2}$$

A_{tot} = totalt areal i m²

AB = nominell verdi av teoretisk beregnet areal i m² (m²)

B = nominell verdi av bassengbredde i meter (m)

Slamseparasjon ved lamellsedimentering

Lamellsedimenteringsbassenger skal dimensjoneres for overflatebelastning på projisert flate, $v_p = Q/A_p$, der A_p er lik arealet i horisontalprojeksjonen av lamellenes samlede effektive areal (se tabell 3.4.4).

Tabell 3.4.4 Anbefalte dimensjoneringsdata for lamellsedimentering i kjemiske anlegg.

Overflatebelastning på projisert flate, v_p ($\text{m}^3/\text{m}^2 \times \text{h}$)	Q_{dim}	Q_{maksdim}
Ved primær- og sekundærfelling	0,6	1,0
Ved etterfelling	0,5	0,8

Slamseparasjon med flotasjon

Det finnes mange ulike spesifikke utforminger av flotasjonsreaktorer levert av ulike leverandører. For dimensjonering av slike spesifikke separasjonsreaktorer henvises det til de aktuelle leverandørene.

Dersom man baserer seg på egen utforming og dimensjonering, bør flotasjonsbassenget dimensjoneres med hensyn på overflatebelastning og oppholdstid, som angitt i det følgende.

Følgende veiledning gjelder for dimensjonering av flotasjonsbasseng ved separasjon av kjemisk slam (ved primær- og sekundærfelling), samt primærslam ved koagulering med polymer

Tabell 3.4.5. Anbefalte dimensjoneringsdata for flotasjonsbasseng i kjemiske renseanlegg

Bruksområde	Overflatebelastning ^{1,2} $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$	
	Q_{dim}	Q_{maksdim}
Etter koagulering med polymer - uten tilsetning av fellsingsmiddel (Al,Fe)	5	10
Etter felling (m/Al,Fe) og mekanisk flokkulering - uten polymer tilsatt	6	11
Etter felling (m/Al,Fe) og mekanisk flokkulering - med polymer tilsatt som hjelpeflokkulant	7	12

¹⁾ Basert på innkommende vann (dvs. uten dispergeringsvannmengden)

²⁾ Forutsetter vanddyb > 2 m

Følgende veiledning gjelder for dimensjonering av dispergeringssystemet ved separasjon av kjemisk slam:

Trykk	400 - 600 kPa (4-6 bar)
Luftmetningsgrad	50 - 80 %
Dispergeringsvannmengde (% av Q_{maksdim})	10 - 25 % (avhengig av trykk, SS_{inn} og luftmetningsgrad)

Den løste luftmengden er direkte proporsjonal med produktet av dispergeringsvannmengde og trykket. Dispergeringsanlegg skal ha en minimumskapasitet tilsvarende 10 % av Q_{maksdim} ved et trykk på 600 kPa. Ved lavere trykk må dispergeringsvannmengden økes.

Anbefalt forhold mellom mengde luft og suspendert stoff (L/S - lign. 3.4.3) er >0,05 mg luft/mg SS.

$$\frac{L}{S} = \frac{1,3 \cdot Sa \cdot (fP-1) \cdot R}{SS \cdot Q_{\text{maksdim}}} \quad \text{lign. 3.4.3}$$

, hvor

- L/S = Luft til suspendert stoff forholdet ($\text{mg}_{\text{luft}}/\text{mg}_{\text{SS}}$)
- Sa = Løselighet for luft (ml/l) ved 1 atm, (22,8 ml/l ved 10 °C og 29,2 ml/l ved 0 °C)
- f = Luftmetningsgrad, normalt 0,5 - 0,8
- P = Absolutt trykk (atm)
- R = Dispergeringsvannmengde (m^3/t)
- SS = SS-konsentrasjon (mg/l)
- 1,3 = Vekt av luft (mg/ml)
- Q_{maksdim} = Tilført vannmengde (m^3/t)

Andre slamseparasjonsreaktorer

Det finnes flere patenterte separasjonsreaktorer med lameller, ledevegger eller rør innebygget (Densadeg, Actiflo, AquaDAF, Speedflo osv.). Akseptabel overflatebelastning i noen av disse kan ligge langt høyere enn det som er angitt over - i området 30-80 m/h beregnet på vannoverflaten. For dimensjonering av slike spesifikke separasjonsreaktorer henvises det til de aktuelle leverandørene.

Konstruktiv utforming

Slamseparasjon ved sedimentering

De samme anvisningene for konstruktiv utforming av sedimenteringsanlegg for sedimenteringsbasseng i mekaniske renseanlegg (se avsnitt 3.3.) gjelder også for kjemiske renseanlegg. I kjemiske renseanlegg (primær- og sekundærfelling) bør imidlertid dybden i bassengene være $\geq 3\text{ m}$ (se tabell 3.4.3).

Slamseparasjon ved lamellsedimentering

Innløpet til lamellene skal utformes slik at vann og slam i størst mulig utstrekning skilles ad.

Maksimalt areal på bunn slamlomme bør ikke være større enn 0,2 m². Helningen på veggene i slamlommen skal være minst 60° dersom det ikke benyttes skrape i slamlommen.

Det finnes flere spesifikke separasjonsreaktorer med lameller eller rør innebygget. For dimensjonering av slike spesifikke separasjonsreaktorer henvises det til de aktuelle leverandørene.

Slamseparasjon ved flotasjon

Flotasjonsanlegget bør ha slamavdrag for både overflateslam og bunnslam. Slamavdragene må utformes slik at slammet bortledes med høyest mulig tørrstoffinnhold og uten at suspendert stoff rives med i vannfasen.

Anlegget bør utformes slik at man får best mulig innblanding av luftboblestrømmen i vannstrømmen. Luftmetningsgrad, trykk og dispergeringsvannmengde bør kunne varieres slik at man ved driftsoptimalisering kan oppnå best mulig fnokkavskilling og høyest mulig tørrstoffinnhold i slammet.

Lengde/bredde forhold i et tradisjonelt flotasjonsbasseng bør ikke overstige 2,0 (målt fra skjermvegg ved innløp til skraper Brett for flotert slam i utløpsenden). Det finnes leverandører av andre spesialløsninger med annen geometri enn dette (f.eks. AquaDAF, Speedflo, osv.), og for utforming av disse henvises det til aktuell leverandør.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Sedimentering og lamellsedimentering er basert på gravitasjon og har som sådan et lavt energiforbruk til selve prosessen som kan anslås til $0,005 \text{ kWh/m}^3$ behandlet vannmengde.

Ved flotasjon brukes energi i forbindelse med dispergeringen, både til trykksetting for mikrobobledannelsen og til returpumping. Denne separasjonsmetoden har derfor et høyere energiforbruk enn separasjonsmetodene basert på sedimentering. Energiforbruket kan anslås til $0,04 \text{ kWh/m}^3$ behandlet vannmengde.

Kjemikalieforbruk

Kjemikalieforbruket i kjemiske renseanlegg er omtalt under pkt. 3.4.2 over.

Kompakte sedimenteringsbasseng, som benytter mikrosand som ballast i fnokkdannelsen i kjemiske rensetrinn, har et forbruk av mikrosand, som kan anslås til 5 g/m^3 behandlet vannmengde.

3.5. Biologiske og biologisk/kjemiske rensemetoder

3.5.1. Om biologiske og biologisk/kjemiske rensemetoder

Biologiske rensemetoder bygger på at mikroorganismer omsetter organisk stoff til sluttproduktene vann og karbondioksid. Under bestemte betingelser kan også nitrogen fjernes ved at ammonium omsettes til nitritt og nitrat, som videre kan omsettes til nitrogengass som unnviker fra vannet. Prosesser som omdanner ammonium via nitritt til nitrogengass direkte (partiell nitrittasjon/ deammonifikasjon) i hovedstrøm er under utvikling. Foreløpig er teknologien utviklet for delstrømsbehandling benyttet på slamvann og er derfor omtalt i kap. 4.9. Også fosfor kan fjernes biologisk under bestemte betingelser.

Biologiske rensemetoder kan gjennomføres med suspenderte bakteriekulturer, som i aktivslamprosesser, og med fastsittende bakteriekulturer, som i biofilmprosesser (MBBR, biofilter og biorotor), samt med hybride prosesser (kombinasjoner av aktivslam- og biofilmprosesser – IFAS).

Dimensjoneringen av biologiske renseprosesser er avhengig av hva man ønsker å oppnå. I denne veiledningen er det tatt utgangspunkt i følgende behandlingsmålsettinger ved bruk av biologiske behandlingsmetoder:

- Hoveddelen av avløpsvannets innhold av lett nedbrytbart organisk stoff skal fjernes, dvs. $< 25 \text{ mg BOF}_5/\text{l}$ og $< 125 \text{ mg KOF}$ i effluenten
- Hoveddelen av avløpsvannets innhold av lett nedbrytbart organisk stoff skal fjernes, og i tillegg skal avløpsvannets innhold av ammonium omdannes til nitrat (nitrifikasjon), dvs. $< 3 \text{ mg NH}_4\text{-N/l}$ i effluenten (som også vil gi $< 15 \text{ mg BOF}_5/\text{l}$)
- Hoveddelen av nitrogen skal fjernes, dvs. $> 70 \%$ fjerning
- Hoveddelen av fosfor skal fjernes biologisk, dvs. $> 80 \%$ fjerning

Temperaturen har stor innvirkning på alle biologiske renseprosesser. Dimensjoneringsveiledningen blir gitt med utgangspunkt i en vanntemperatur på 10°C . Dersom man dimensjonerer for andre temperaturer, må man korrigere for dette som angitt i denne veiledningen. Man skal, for norske anlegg, aldri dimensjonere for høyere temperatur enn 10°C dersom man ikke har målinger som dokumenterer at dette vil være riktig. Dersom man har temperaturer under 10°C vesentlige deler av året bør det tas hensyn til ved dimensjonering.

Biologiske renselanlegg kan være basert på at biomassen i hovedsak er suspendert i bioreaktoren (aktivslam metoder – pkt. 3.5.2) eller vokser på flater i bioreaktoren (biofilm metoder – pkt. 3.5.3 – 3.5.4. Det finnes også hybride metoder, dvs. metoder som baserer seg på begge disse prinsippene (se pkt. 3.5.5).

I Norge dominerer biologiske rensemetoder basert på aktivslam og MBBR (moving bed biofilm reactor) hvor biofilmen vokser på elementer (biofilm bærere) som holdes i bevegelse i reaktoren pga. lufting (i aerobe reaktorer) eller mekaniske omrøring (anoksiske/anaerobe reaktorer). I tillegg benyttes fortsatt, særlig for mindre anlegg, også biorotor. I denne veiledningen er dimensjoneringskriterier for biodammer og rislefilter ikke inkludert da de anses som mindre aktuelle. For dimensjonering av slike løsninger henvises det derfor til tidligere rapport (Norsk Vann rapport nr. 168/2009).

Når det er krav om fosforfjerning, kombineres gjerne biologiske og kjemiske rensemetoder (biologisk/kjemiske rensemetoder). Disse bygger i hovedsak på dimensjoneringen av henholdsvis kjemiske (avsnitt 3.4) og biologiske/kjemiske metoder (avsnitt 3.5). Dimensjoneringsverdier for biologisk/kjemiske metoder omtales derfor i dette avsnittet.

Det skilles mellom (se også tabell 1.4.1):

- Forfelling – hvor det kjemiske steget kommer foran det biologiske (uansett om det biologiske baseres på aktivslamprosesser eller biofilmprosesser)
- Simultanfelling – hvor fellingsmiddelet tilsettes til den biologiske reaktoren (benyttes i kombinasjon med aktivslamprosesser)

3. Biofilm m/felling – hvor det kjemiske steget kommer direkte etter en biofilmreaktor (uten egen separasjonsreaktor for biofilmslammet)
4. Etterfelling – hvor det kjemiske steget kommer etter det biologiske (med egen separasjonsreaktor for hvert steg og uansett om det biologiske steget baseres på aktivslamprosesser eller biofilmprosesser)

Når biologisk/kjemiske rensemetoder benyttes, er behandlingsmålsettingen, i tillegg til det som er anført over for biologiske metoder, at > 90 % av fosfor skal fjernes.

Det finnes svært mange ulike prosessløsninger basert på aktivslamprosesser og biofilmprosesser eller kombinasjoner av disse, samt kombinasjoner av biologiske og kjemiske rensemetoder. I denne veiledningen blir det gitt dimensjoneringsverdier for de prosessene som er i utstrakt bruk i Norge. For andre prosessløsninger henvises det til spesiallitteratur på området.

3.5.1.1 Innflytelse av forbehandling

Ved bruk av mekanisk rensing som forbehandling skal man ikke forutsette større reduksjon i forbehandlingen enn 15 % for BOF₅ og 40 % for SS, med mindre analyser tilsier at høyere rensegrad kan oppnås. Ved forfelling skal man ikke forutsette større reduksjon i forsedimenteringen enn 60 % for BOF₅ og 80 % for SS.

3.5.1.2 Dimensjonerende stoffbelastning

Bioreaktoren dimensjoneres normalt på grunnlag av organisk døgnbelastning, evt. under hensyntagen til spissbelastningsfaktorer (f.eks. ved nitrifisering).

Når det gjelder anlegg for sekundærrensing skal, i henhold til Forurensningsforskriften, 21 av 24 prøver (eller 87,5 % av prøvene) tilfredsstillende sekundærrensekravet. Der hvor man har målinger og dermed kjenner belastningene, bør det lages varighetsdiagrammer som viser fordeling av organisk belastning. Dimensjonerende organisk belastning bør da settes til 90 persentilen for å ha margin til kravet.

I henhold til forurensningsforskriften er kravet til næringsstoffer (P og N) knyttet til middelveien over året. Også her bør man sette opp varighetsdiagrammer over N-belastningen dersom man har grunnlag for det. Man bør ikke velge en dimensjonerende N-belastning som er mindre enn 60 persentilen. Er effluentkravet i det enkelte anlegg svært strengt (< 5 mg Tot N/l), bør man velge å dimensjonere etter 80 persentilen

Der hvor man ikke kan dokumentere belastningen ut ifra målinger, bør dimensjonerende spesifikke tall i kap. 2 benyttes som grunnlag for å beregne døgnbelastning.

3.5.2. Aktivslamprosessen

Beskrivelse

Ved aktivslamprosessen luftes forbehandlet avløpsvann sammen med en bakteriekultur, det aktive slammet. Vann og slam separeres i et etterfølgende separasjonstrinn, normalt sedimentering eller membranfiltrering, og slammet pumpes i retur til luftetanken.

Veiledningen baseres på at slamalder (forholdet mellom biomasse i bioreaktor og slamproduksjon) eller nedbrytningshastighet (forholdet mellom nedbrutt forurensningsmengde og biomasse i reaktoren) benyttes som dimensjoneringsparametere.

Det finnes mange utforminger av aktivslamprosessen, og optimal dimensjonerende slamkonsentrasjon kan variere noe fra en prosessutforming til en annen. Hvilken utforming som skal velges, må vurderes i hvert enkelt tilfelle. Veiledningen for dimensjonerende slamalder vil være den samme, uavhengig av utforming.

Anvendelsesområde

Aktivslamprosessen kan benyttes for fjerning av organisk stoff, ammonium-fjerning (nitrifikasjon), nitrogen-fjerning og biologisk fosfor-fjerning. Prosessen kan også benyttes i kombinasjon med kjemisk felling for fjerning av fosfor gjennom forfelling, simultanfelling og etterfelling (se tabell 1.1).

Proessen er avhengig av at slam returneres fra slamseparasjonsreaktoren (vanligvis sedimenteringsbasseng) til bioreaktoren. For at dette skal kunne skje som forutsatt, må slammet fortykke i sedimenteringsreaktoren. Den suspenderte biomassen kan være ømfintlig for mikrobielle endringer i biomassen som kan føre til dårligere sedimenteringsforhold (slamsvelling og lignende). Aktivslam-metoder er derfor mindre egnet enn biofilm-metoder dersom man kan forvente store endringer i avløpsvannets sammensetning (temperatur, innhold av organisk stoff, næringsstoff-tilgang osv.).

Dette gjelder ikke i samme grad i MBR-anlegg der slamseparasjonen foregår ved membranfiltrering som i liten grad er avhengig av biomassens karakteristika. MBR-anlegg benyttes i hovedsak der man har strenge krav til renseeffekt og/eller svært begrenset med arealer. Slike anlegg vil normalt bli dyrere i investering og drift enn konvensjonelle anlegg. Dersom man vurderer å bruke et MBR-anlegg, bør det testes i et pilot anlegg i planleggingsfasen.

I biologisk/kjemiske renseanlegg basert på aktivslamprosesser, kan både forfelling, simultanfelling og etterfelling benyttes for å fjerne fosfor. Proessen kan også benyttes for biologisk fosforfjerning.

Dimensjonering av bioreaktor i konvensjonelle aktivslamanlegg

Dersom man benytter forsedimentering eller forfelling skal den dimensjonerende belastning på bioreaktoren reduseres tilsvarende det som er angitt i punkt 3.5.1.

Dersom man benytter simultanfelling skal dimensjoneringen av bioreaktoren ta hensyn til den ekstra slamproduksjon som fellingen medfører. Dersom man benytter etterfelling skal bioreaktoren dimensjoneres på samme måte som angitt under for biologisk rensing.

Dimensjonering av bioreaktoren i aktivslamanlegg blir i denne veiledningen basert både på slamalder og nedbrytningshastighet.

Slamalder uttrykkes ved:

$$SA = V_T \cdot X / B_{BOF} \cdot SP_{spes.} \quad \text{lign. 3.5.1}$$

SA = slamalder (døgn) fra tabell 3.6

V_T = totalt bioreaktorvolum (m^3)

X = midlere slamkonsentrasjon i bioreaktoren(e) (kg SS/ m^3)

B_{BOF} = dimensjonerende organisk belastning (kg BOF₅/d)

SP_{spes} = spesifikk slamproduksjon (kg SS/kg BOF₅)

Spesifikk nedbrytningshastighet uttrykkes ved:

$$F = B_F / V_T \cdot X \quad \text{lign. 3.5.2}$$

F = nedbrytningshastighet (f.eks. g NH₄-N/kg SS.d eller g NO_x-N/kg SS.d)

B_F = dimensjonerende stoffbelastning (f.eks. g BOF₅/d, g NH₄-N/d eller g NO_x-N/d)

V_T = totalt bioreaktorvolum (m^3)

X = midlere slamkonsentrasjon i bioreaktoren(e) (kg SS/ m^3)

Nødvendig slamalder og nedbrytningshastighet er vist i tabell 3.5.1. De dimensjonerende verdier er avhengig av hva slags behandlingsmålsetting man har.

Slamalder under A. og B. er aerob slamalder mens slamalder under pkt C i tabell 3.5.1 er total slamalder. Aktivslamanlegg for behandlingsmålsetting A. og B. skal i utgangspunktet dimensjoneres for aerob slamalder, men dimensjoneringen skal kontrolleres for nedbrytningshastighet ved behandlingsmålsetting B. Behandlingsmålsetting C skal i utgangspunktet dimensjoneres for nedbrytningshastighet men dimensjoneringen skal kontrolleres for total slamalder.

Tabell 3.5.1. Dimensjonerende total slamalder (døgn) og spesifikk nedbrytningshastighet for bioreaktorene i aktivslamanlegg ved 10°C, avhengig av behandlingsmålsetting

Behandlingsmålsetting	Dimensjonerende verdi	
	Slamalder	Spesifikk nedbrytningshastighet
Sekundærrensing (uten nitrifisering) A. Hoveddelen av BOF ₅ skal fjernes: ≥ 70 % fjerning ≤ 25 mg BOF ₅ /l i utløp	5 døgn	
Sekundærrensing (med nitrifisering) B. I tillegg til A.: Hoveddelen av NH ₄ -N skal nitrifiseres: ≤ 3 mg NH ₄ -N/l i utløp (får dermed ≤ 15 mg BOF ₅ /l i utløp)	10 døgn	≤ 40 g NH ₄ -N/kg SS d ¹
Nitrogenfjerning C. I tillegg til A. og B.: Hoveddelen av Tot N (≥ 70 %) skal fjernes: ≤ 9 mg Tot N/l i utløp (får dermed ≤ 10 mg BOF ₅ /l i utløp) • Nitrifikasjon • Fordenitrifikasjon • Etterdenitrifikasjon ○ Med karbonkilde tilsatt ○ Uten karbonkilde tilsatt • Kombinert for- og etterdenitrifikasjon ○ I fordenitrifikasjon ○ I etterdenitrifikasjon	18 døgn ³ 10 døgn ⁴	≤ 40 g NH ₄ -N/kg SS d ¹ ≤ 36 g NO _x -N/kg SS d ^{2,5} ≤ 84 g NO _x -N/kg SS d ⁵ ≤ 9 g NO _x -N/kg SS d ⁵ ≤ 36 g NO _x -N/kg SS d ⁵ ≤ 84 g NO _x -N/kg SS d ⁵

¹ Kontroll-verdi etter dimensjonering basert på slamalder. Gjelder ved C/N-forhold i innkommende vann (til aerob del) ≤ 3,0 gBOF₅/gTotN. Dersom C/N-forholdet i innkommende vann er >3 g BOF₅/g TotN skal dimensjonerende verdi reduseres lineært ned til 24 g NH₄-N/kg SS.d ved et C/N-forhold på > 6.

² Ved C/N forhold i innkommende vann (til fordenitrifikasjonsbasseng) > 4 gBOF₅/g NO₃-N_{ekviv.fjernet}. Er C/N-forholdet mindre, skal hastighetene reduseres lineært fra 0 ved C/N = 2 til angitt verdi ved C/N = 4 gBOF₅/g NO₃-N_{ekviv.fjernet}.

³ Kontroll-verdi for total slamalder etter dimensjonering basert på nedbrytningshastighet. Dersom total slamalder er mindre enn angitt, skal de beregnede volumene økes forholdsmessig hver for seg i forhold til angitt dimensjonerende slamalder

⁴ Aerob slamalder

⁵ NO_x-N = NO₃-N_{ekvivalenter} - hensyn tatt til vannets oksygeninnhold (1 g O₂/l = 0,35 g NO₃-N_{ekviv.})

For å kunne beregne reaktorvolumet ut fra dimensjonerende slamalder, må man først bestemme dimensjonerende slamproduksjon (se under).

Ved lavere temperaturer enn 10 °C skal dimensjonerende slamalder korrigeres etter følgende formel:

$$SA_T = SA_{10} \cdot \Theta^{(10-T)} \quad \text{lign. 3.5.3}$$

SA_T = dimensjonerende slamalder (døgn) ved temperatur T
 SA_{10} = slamalder (døgn) ved 10 °C fra tabell 3.5.1
 T = temperatur (°C)
 Θ = temperaturkoeffisient: 1,07 for BOF₅ - fjerning og denitrifisering, 1,10 for nitrifisering

Ved lavere temperaturer enn 10 °C skal dimensjonerende spesifikk nedbrytningshastighet i tabell 3.5.1 korrigeres etter følgende formel:

$$F_T = F_{10} \cdot \Theta^{(T-10)} \quad \text{lign. 3.5.4}$$

F_T = dim. spesifikk nedbrytningshastighet (kg BOF₅ eller N/kg SS d) ved temp. T
 F_{10} = spesifikk nedbrytningshastighet (kg BOF₅ eller N/kg SS d) ved 10 °C
 T = temperatur (°C)
 Θ = temperaturkoeffisient: 1,10 for nitrifisering, 1,07 for denitrifisering

Nitrifikasjonshastigheten er avhengig av C/N-forholdet i innkommende vann. Det volumet som blir størst av de to dimensjonerende verdier (slamalder eller nitrifikasjonshastighet) skal benyttes ved dimensjonering av anlegg for nitrifikasjon.

I anlegg for nitrogen-fjerning skal nitrifikasjonsvolumet bestemmes først (basert på aerob slamalder og evt. korrigeret for nitrifikasjonshastighet) og valgt slamkonsentrasjon. Deretter skal denitrifikasjonsvolumene bestemmes basert på samme valgte slamkonsentrasjon og de angitte denitrifikasjonshastighetene.

Dimensjonerende slamkonsentrasjon må sees i sammenheng med dimensjonering av slamseparasjonsbasseng og bør normalt velges i området 3,0 – 5,0 kg SS/m³ ved den konvensjonelle utforming av aktivslamprosessen. I MBR-anlegg settes dimensjonerende slamkonsentrasjon høyere (se pkt. 3.5.2).

Anlegg med sekvensiell biologisk rensing (SBR) dimensjoneres etter samme slamalder som gjennomstrømningsanlegg. Detaljer angående antall reaktorer, syklustider og utskiftet vannvolum pr. syklus for SBR-anlegg må bestemmes i hvert enkelt tilfelle. Det vises til faglitteraturen på området.

Dimensjonerende slamproduksjon

For å kunne beregne reaktorvolumet ut fra dimensjonerende slamalder, må man først bestemme dimensjonerende slamproduksjon (jfr. lign. 3.5.1). Spesifikk biologisk slamproduksjon er en funksjon av slamalder, temperaturen i bioreaktorene og SS/BOF₅-forholdet i avløpsvannet i innløpet til bioreaktorene. Spesifikk biologisk slamproduksjon (SP_{spes}) ved 10 °C er angitt i tabell 3.5.2. Det interpoleres mellom de angitte verdiene.

Tabell 3.5.2. Spesifikk biologisk slamproduksjon (SP_{spes}) ved 10 °C (kg SS produsert/kg BOF₅ belastet bioreaktorene).

Slamalder i døgn	Forholdet mellom SS og BOF ₅ i innløpet til bioreaktorene*				
	0,4	0,6	0,8	1,0	1,2
4	0,80	0,92	1,04	1,16	1,28
5	0,77	0,89	1,01	1,13	1,25
6	0,74	0,86	0,98	1,10	1,22
8	0,70	0,82	0,94	1,06	1,18
10	0,66	0,78	0,90	1,02	1,14
12	0,64	0,76	0,88	1,00	1,12
15	0,60	0,72	0,84	0,96	1,08
18	0,58	0,70	0,82	0,94	1,06
20	0,57	0,69	0,81	0,93	1,05

* Målt etter eventuell forsedimentering eller finsil

Ved lavere temperatur enn 10 °C korrigeres slamproduksjonen i tabell 3.5.2 etter følgende formel:

$$SP_{spes,T} = SP_{spes,10} \cdot 1,07^{(10-T)} \quad \text{lign. 3.5.5}$$

$SP_{spes,T}$ = spesifikk slamproduksjon (kg BOF₅/kg SS) ved temp. T
 $SP_{spes,10}$ = spesifikk slamproduksjon (kg BOF₅/kg SS) ved 10 °C fra tabell 3.5.2
 T = temperatur (°C)

Dersom man tilsetter fellingskjemikalier for å fjerne fosfor gjennom simultanfelling, vil slamproduksjonen øke. Ved bruk av fellingskjemikalier med jern skal slamproduksjonen økes med 3 kg SS/kg Fe tilsatt. Ved bruk av fellingskjemikalier med aluminium skal slamproduksjonen økes med 6 kg SS/kg Al tilsatt.

Spesifikk kjemisk slamproduksjon beregnes som følger:

$$SP_{Kjem} = (K_{Kjem} \cdot D) / B_{BOF} \quad \text{lign. 3.5.6}$$

SP_{Kjem} = spesifikk kjemisk slamproduksjon (kg SS produsert/kg BOF₅ belastet)
 K_{Kjem} = slamproduksjonskoeffisient, 3 for Fe og 6 for Al (kg SS/kg Fe eller kg SS/kg Al)
 D = kjemikaliedosering (kg Fe/d eller kg Al/d)
 B_{BOF} = dimensjonerende organisk belastning for bioreaktorene (kg BOF₅/d)

Dermed blir dimensjonerende spesifikk slamproduksjon for det biologiske trinnet m/simultanfelling:

$$SP_{spes, m/simultanfelling} = SP_{spes} + SP_{Kjem} \quad (\text{kg SS produsert/kg BOF}_5 \text{ belastet}) \quad \text{lign. 3.5.7}$$

Dimensjonerende temperatur

Anlegget bør dimensjoneres for den laveste middeltemperaturen man har over en periode på 2 uker. De verdier som er gitt i veiledningen gjelder 10 °C. Det er lite erfaring med dimensjonering for lavere temperaturer enn 8 °C og pilotkjøringer anbefales. Som et utgangspunkt kan man imidlertid estimere nødvendig slamalder ned til en temperatur på 5 °C med ligning 3.5.3 og 3.5.4.

Dimensjonering for sekundærrensing (Fjerning av organisk stoff)

Luftetanken dimensjoneres normalt på grunnlag av organisk døgnbelastning (se pkt. 3.5.1), og luftetankens volum beregnes på grunnlag av ligning 3.5.1.

Ved dimensjonering av luftesystemet må det tas hensyn til spissbelastning (se Tabell 3.5.3)

Dimensjonering for nitrifisering

Dersom det er satt krav om nitrifisering, men ikke nitrogenfjerning, skal luftetankens størrelse dimensjoneres på grunnlag av dimensjonerende aerob slamalder og evt. dimensjonerende nitrifiseringshastighet (som angitt i tabell 3.5.1.). Dimensjonerende ammonium belastning bestemmes på samme måte som ved BOF-fjerning.

Luftetankens volum beregnes normalt med ligning 3.5.1, men må også kontrolleres i forhold til spesifikk nitrifikasjons-hastighet (ligning 3.5.2). Det volumet som blir størst av de to skal velges for dimensjonering av anlegget.

Ved dimensjonering av luftesystemet må det tas hensyn til spissbelastning (se Tabell 3.5.3).

Ved nitrifikasjon forbrukes alkalitet (ca. 0,14 mekv./mg $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{produsert}}$). Dersom alkaliteten i innløpsvannet er for lav, vil pH falle og må korrigeres. Denitrifikasjon genererer derimot alkalitet (ca 0,07 mekv./mg $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{fjernet}}$), dvs at om lag halvparten av den forbrukte alkalitet (ved nitrifikasjon) gjenvinnes ved denitrifikasjon i et nitrogenfjerningsanlegg.

Dimensjonering for nitrogenfjerning

Ettersom kravet til utslipp av nitrogen er gitt som årsmiddel, kan man dimensjonere for den organiske belastning og nitrogenbelastning som underskrides i minst 60 % av døgnene eller evt. 80 % dersom kravet til utløpskonsentrasjon av Tot N er svært strengt (< 5 mg Tot N/l) i det aktuelle tilfellet.

For dimensjonering av et nitrogenfjerningsanlegg må man beregne den mengden nitrat som skal fjernes. Dersom innkommende avløpsvann eller resirkuleringsstrømmer inneholder mer enn 2 mg oksygen/l, må man konvertere dette til ekvivalente mengder nitrat og bruke den totale mengden nitratekvivalenter til dimensjonering. 1 mg oksygen tilsvarer 0,35 mg $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{ekvivalenter}}$.

For dimensjonerende denitrifikasjonshastighet ved lavere temperatur enn 10 °C, benyttes en temperaturkoeffisient θ på 1,07. Anlegget bør dimensjoneres for den laveste middeltemperaturen man har over en periode på 2 uker.

Fordenitrifikasjon

I fordenitrifikasjonsanlegg består bioreaktoren av en anoksisk (omrørt) fordenitrifikasjonssone der nitrat omsettes til nitrogengass som unnviker, og en oksisk (luftet) nitrifikasjonssone der ammonium oksideres til nitrat. For å oppnå nitrogenfjerning, må nitrat tilbakeføres fra utløpet av nitrifikasjonssonen til fordenitrifikasjonssonen. Dette skjer delvis gjennom returpumping fra slutten av nitrifikasjonssonen og delvis gjennom returslumpumpingen (fra separasjonstanken).

Dette innebærer at graden av nitrogenfjerning er avhengig av graden av returpumping av nitrat. Grovt sett kan man anslå maksimalt mulig renseeffekt som:

$$R = r/(r+1) \cdot 100 \% \quad \text{lign. 3.5.8}$$

der R = renseeffekt i %
 r = forholdet mellom returpumpet vannmengde (totalt fra aerob sone (nitrat-resirkulering) og fra slamseparasjonstanken (returslam)) og dimensjonerende vannmengde

For å oppnå 70 % renseeffekt, må da returpumpingen være minst ca. 2,5 ganger dimensjonerende vannmengde.

Dimensjoneringsprosedyren for fordenitrifikasjonsanlegg er som følger:

1. Først bestemmes maksimal nitrogenkonsentrasjon i utløpet (gitt av konsesjonen eller behandlingsmålsettingen)
2. Så antas fordelingen av utløpsvannets innhold av nitrogen. Man skal anta at organisk nitrogen utgjør 2 mg N/l og at nitrat og ammonium utgjør resten, f.eks. 3 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$ og 4 mg $\text{NO}_3\text{-N/l}$ (i overensstemmelse med behandlingsmålsettingen for nitrogenfjerning i tabell 3.5.1)
3. Så beregnes det hvor mye som må nitrifiseres og denitrifiseres.
4. Så bestemmes nødvendig nitrifikasjonsvolum etter ligning 3.5.6 – evt med korreksjon for nitrifikasjonshastighet iht. tabell 3.5.1
5. Så bestemmes fordenitrifikasjonsvolum basert på angitt fordenitrifikasjons-hastighet i tabell 3.5.1 og ligning 3.5.2. I tillegg til nitratbelastningen (kg $\text{NO}_x\text{-N/d}$) skal det også tas hensyn til mengden oksygen i vannet som pumpes i retur. Mengden oksygen konverteres til nitrategkvalenter; 1 mg oksygen tilsvarer 0,35 mg $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{ekvivalenter}}$.
6. Så kontrolleres totalvolumet (anoksisk pluss aerobt) for total slamalder. Dersom total slamalder er mindre enn angitt i tabell 3.5.1 skal de beregnede volumene økes forholdsmessig hver for seg i forhold til angitt dimensjonerende slamalder.

Dersom man har et lavt C/N-forhold som fører til et svært stort denitrifikasjonsvolum, relativt sett ($V_D/V_T \geq 0,5$), anbefales at man tilsetter en ekstern karbonkilde. I et slikt tilfelle kan det være mer hensiktsmessig å dele inn bioreaktoren i et fordenitrifikasjons- og et etterdenitrifikasjonstrinn og tilsette karbonkilden til etterdenitrifikasjonstrinnet (se under). Ved C/N forhold < 2 anbefales ikke fordenitrifikasjon.

Etterdenitrifikasjon og kombinert for- og etterdenitrifikasjon

Dersom C/N-forholdet i innløpsvannet er ugunstig, slik at man ikke vil klare kravet med fordenitrifikasjon, vil det være behov for å sette inn en etterdenitrifikasjonsreaktor (anoksisk) før slamseparasjonen. Returpumpingen av nitratholdig vann/slam (nitrat-resirkulering) skal da skje fra utløpet av den aerobe sonen og før en evt. etterdenitrifikasjonssone.

Dimensjonerende belastning på etterdenitrifikasjonsreaktoren (kg $\text{NO}_x\text{-N/d}$) settes da lik konsentrasjonen av nitrat ut av nitrifikasjonsreaktoren pluss den konverterte oksygenmengden, multiplisert med dimensjonerende vannmengde pluss returslammengden som jo også går igjennom etterdenitrifikasjonsreaktoren. Volumet på etterdenitrifikasjonsreaktoren bestemmes på grunnlag av de dimensjonerende etterdenitrifikasjonshastigheter som er gitt i tabell 3.5.1 og ligning 3.5.2.

Dimensjonering for biologisk fosforfjerning

Biologisk fosforfjerning bygger på at man ved å føre det aktive slammet gjennom vekselvis anaerob og aerob sone kan få et ekstra opptak av fosfor i slammet i forhold til det som normalt opptas (ved assimilasjon). I tillegg får man en effekt av at partikulært fosfor bioflokkuleres til aktivslammet. Fjerningen skjer ved at det fosfatrike slammet separeres fra vannet. Dette innebærer at slamseparasjonen blir spesielt viktig.

De fleste anlegg med biologisk fosforfjerning i aktivslamanlegg har også nitrogenfjerning ved fordenitrifikasjon. Ved biologisk fosforfjerning benyttes da en (evt. to) anaerob reaktor foran fordenitrifikasjonstanken. I dette tilfellet føres returslammet (ca $1 \cdot Q_{\text{dim}}$) normalt tilbake til fordenitrifikasjonstanken, mens slam fra denne (ca $1 \cdot Q_{\text{dim}}$) tilbakeføres til den anaerobe tanken. Dette gjøres for å hindre at for mye nitrat tilføres den anaerobe tanken. Nitratretur (ca $3\text{-}5 \cdot Q_{\text{dim}}$) fra den aerobe tanken (nitrifikasjonstanken) føres til den anoksiske tanken (fordenitrifikasjonstanken).

En dominerende faktor i biologisk fosforfjerning er tilgangen på lett nedbrytbart organisk stoff i innløpsvannet («readily biodegradable COD, RBCOD») og i særlig grad flyktige organiske syrer (acetat). Litteraturen angir et behov for acetat på minimum 8 mg acetat/mg P_{fjernet} eller minimum 18-20 mg lett nedbrytbart RBCOD/mg P_{fjernet} . I mange anlegg i Norge har råvannet et lavt innhold av acetat pga. nedbrytning (aerob) i ledningsnett, men noen steder er tilførselen tilstrekkelig for å oppnå god biologisk fosforfjerning. Særlig gjelder dette der man har tilførsel av industriavløp med lett nedbrytbart organisk stoff (f.eks. næringsmiddelavløp). Som en tommelfingerregel bør forholdet $\text{BOF}_5/\text{Tot P}$ i innløpet være ≥ 40 for at biologisk fosforfjerning kan forventes å tilfredsstille utslippskravene alene.

Ved en temperatur på 10 °C anbefales det at man under norske forhold tar utgangspunkt i et ekstra biologisk fosforopptak på 0,01 g P/g BOF_5 (eller ca. 0,005 g P/g KOF) og en total fjerning (inkludert assimilasjon) på 0,02 g P_{fjernet}/g BOF_5 (ca. 0,01 g P_{fjernet}/g KOF).

I tillegg til det lett nedbrytbare organiske stoffet som kommer med innløpsvannet, dannes det noe ved hydrolyse av det partikulære organiske stoffet i aktivslammet. En metode for å øke tilgangen av lett nedbrytbart organisk stoff i den anaerobe tanken, er derfor la deler av returslammet (10-20 %) fermentere i en egen reaktor (oppholdstid 1,5-2 døgn) før tilbakeføring til innløpet av den anaerobe tanken. En annen metode er å fermentere primærslam og lede slamvannet til den anaerobe tanken.

Avgjørende for dimensjoneringen av aktivslamanlegg med bio-P er den anaerobe massefraksjonen, dvs. hvor stor andel av biomassen som befinner seg i det anaerobe steget. Denne bør minst være 20 % i et anlegg uten nitrogenfjerning. I et anlegg med en slamalder i aerobt steg på 5 døgn (se tabell 3.5.1), bør derfor det anaerobe steget ha et volum på minst 1/4 av det aerobe steget.

I anlegg med nitrogenfjerning vil lett nedbrytbart organisk stoff også forbrukes til denitrifikasjon og det anaerobe steget bør være større, med anaerob massefraksjon på minst 20 %, tilsvarende et volum i det anaerobe steget på minst 1/3 av det aerobe steget.

Anlegg uten nitrogenfjerning, bør dimensjoneres for en oppholdstid i den anaerobe reaktoren på 1 time (ved 10 °C) ved Q_{dim} , mens den påfølgende aerobe reaktoren dimensjoneres for en aerob slamalder på 5d. Slamproduksjonen (som trengs for beregning av slamalder) bestemmes som ellers ved tabell 3.5.2

Anlegg som også skal ha nitrogenfjerning, bør dimensjoneres for en oppholdstid i den anaerobe reaktoren på minst 1,5 timer (ved 10 °C) ved Q_{dim} .

Anbefalingen mht. massefraksjon (se over) kan føre til at oppholdstidene i den anaerobe tanken bør settes høyere enn det som her er angitt.

Dersom anlegget dimensjoneres for en temperatur lavere enn 10 °C, skal de dimensjonerende oppholdstider korrigeres i henhold til ligning 3.5.9

$$OT_T = OT_{10} \cdot \theta^{(T-10)} \quad \text{lign. 3.5.9}$$

OT_T = Oppholdstid ved temperatur T
 OT_{10} = Oppholdstid ved temperatur T ved 10 °C
 T = Temperatur (°C)
 θ = Temperaturkoeffisient: 1,07

Dersom man tar sikte på å nå et krav på 90 % fosforreduksjon, må man vanligvis benytte et filtreringssteg (evt. med tilsetning av flokkulant) for videregående partikkelseparasjon, pga. bioslammets høye innhold av fosfor. Benyttes tilsetning av fellingsmiddel foran filteret, sikrer dette ytterligere at høy fosforfjerning kan oppnås.

Dimensjonering av nødvendig lufttilførsel

Oksygenbehovet (OB) for et aktivslamanlegg består av oksygenbehovet for fjerning av organisk materiale (inkludert endogen respirasjon) og eventuelt oksygenbehovet for nitrifisering. Dersom man fjerner nitrogen ved for-denitrifisering, vil man få en reduksjon i oksygenbehovet for fjerning av organisk stoff på grunn av at noe organisk stoff brukes til å fjerne nitrogen.

$$OB_{\text{BOF}} = B_{\text{BOF}} \cdot \{0,56 + [0,15 \cdot SA_T \cdot F_T / (1 + 0,17 \cdot SA_T \cdot F_T)]\} \quad \text{lign. 3.5.10}$$

OB_{BOF} = oksygenbehov for fjerning av organisk stoff, inklusive endogen respirasjon (kg O_2 /d)
 B_{BOF} = dimensjonerende organisk belastning for bioreaktorene (kg BOF_5 /d)
 SA_T = slamalder (døgn) ved temperatur T
 F_T = $1,07^{(T-15)}$ = temperaturfaktor for endogen respirasjon
 T = temperatur (°C)

$$OB_N = 4,3 \cdot B_{NH_4} \quad \text{lign. 3.5.11}$$

OB_N = oksygenbehov for nitrifisering (kg O_2 /d)
 B_{NH_4} = dimensjonerende belastning av nitrifiserbar nitrogen (kg NH_4 -N/d)

$$OB_D = 2,9 \cdot M_{NO_3} \quad \text{lign. 3.5.12}$$

OB_D = reduksjon av oksygenbehov på grunn av denitrifisering (kg O_2 /d)
 M_{NO_3} = mengde nitrogen fjernet ved denitrifisering (kg NO_3 -N/d)

Samlet oksygenbehov (kg O_2 /d):

$$OB_{døgn} = OB_{BOF} - OB_D + OB_N \quad \text{lign. 3.5.13}$$

Den dimensjonerende situasjonen vil normalt være når man har høyest temperatur i anlegget, siden den endogene respirasjonen øker med økende temperatur.

Oksygenbehovet varierer over døgnet, og man må derfor legge inn spissbelastningsfaktorer for å finne det dimensjonerende oksygenbehovet:

$$OB_{time} = [f_C \cdot (OB_{BOF} - OB_D) + f_N \cdot OB_N] / 24 \quad \text{lign. 3.5.14}$$

OB_{time} = oksygenbehov i maks. time (kg O_2 /time)
 f_C = spissbelastningsfaktor for oksygenopptak forårsaket av fjerning av organisk stoff
 f_N = spissbelastningsfaktor for oksygenopptak forårsaket av nitrifisering

Det er forutsatt at spissbelastningene av organisk stoff og av nitrogen ikke skjer samtidig. Man skal derfor gjennomføre to beregninger, én med $f_C = 1,0$ og estimert verdi for f_N , og én med $f_N = 1,0$ og estimert verdi for f_C . Den høyeste verdien for OB_{time} skal benyttes.

Dersom det ikke finnes målinger som tilsier andre faktorer, skal man bruke tabell 3.5.3 til å finne spissbelastningsfaktorene. Det interpoleres mellom angitte verdier.

Tabell 3.5.3. Spissbelastningsfaktorer for oksygenbehov i aktivslamanlegg

	Slamalder i døgn					
	4	6	8	10	15	25
f_C	1,30	1,25	1,20	1,20	1,15	1,10
f_N for $B_{BOF} \leq 1200$ kg/d	---	---	---	2,5	2,0	1,5
f_N for $B_{BOF} > 6000$ kg/d	---	---	2,0	1,8	1,5	---

Maskinelt utstyr for lufttilførsel bør være anordnet slik at lufttilførselen kan avpasses til behovet. Luftebassengets utforming må avpasses til det valgte luftesystem slik at en får strømningsforhold som forhindrer avsetninger. Luftetutstyret skal dimensjoneres slik at et oksygenoverskudd på 1 - 2 mg O_2 /l kan opprettholdes i alle deler av de aerobe reaktorene til enhver tid.

Den dimensjonerende oksygentilførsel (OT) er avhengig av oksygenbehovet (OB), innblåsningsdybden, forbehandlingen osv. og kan settes til:

$$OT = \frac{f_d \cdot C_{m,20}}{(f_d \cdot C_{m,T} - C_r) \cdot \theta^{(T-20)}} \cdot OB \text{ (kgO}_2\text{/time)} \quad \text{lign. 3.5.15}$$

der:

- OB = Oksygen behov (kg O₂/h)
- f_d = dybdefaktor = 1 + h_d/20,7 (der h_d er innblåsningsdyp i meter)
- C_{s,20} = metningskonsentrasjonen av oksygen i rent vann og 20 °C (9,1 g O₂/m³)
- C_{m,T} = metningskonsentrasjon av oksygen ved aktuell temperatur (se tabell i vedlegg 2)
- C_r = konsentrasjonen av oksygen som det dimensjoneres for i reaktoren (gO₂/m³)
- θ = temperatur korreksjons faktor (θ = 1,024)
- T = aktuell vanntemperatur (°C)

Nødvendig lufttilførsel er avhengig av luftesystemets evne til å overføre oksygen fra boble til luft og innblåsningsdypet. Ulike luftersystemer har ulik spesifikk oksygenoverføringskapasitet (SOFK, g O₂/Nm³ · m_{innblåsningsdyp}).

Tabell 3.5.4 Forventet spesifikk oksygenoverføringskapasitet (SOFK) i avløpsvann med ulike typer av luftersystemer

Luftesystem	SOFK (g O ₂ /Nm ³ _{luft} · m _{innblåsningsdyp})
Finlufter	9,0–10,0
Middels finlufter	5,0–6,0
Grovluffer	4,0–4,5

Luftmengden beregnes som følger:

$$Q_{\text{luft}} \text{ (m}^3\text{/time)} = \frac{OT \text{ (kgO}_2\text{/time)} \cdot 1000 \text{ (g/kg)}}{SOFK \text{ (gO}_2\text{/Nm}^3_{\text{luft}} \cdot m_{\text{innblåsningsdyp}}) \cdot h_d \text{ (m}_{\text{innblåsningsdyp}})} \quad \text{lign. 3.5.16}$$

Dimensjonering av returslammumping

Returslammengder bør kunne måles og varieres. Den samlede maksimale kapasitet bør være på minst 1,0 · Q_{maksdim} om ingenting tilsier noe annet. Ved mindre anlegg med vertikalstrømning i sedimenteringstanken bør maksimal returslammkapasitet være 1,5 · Q_{maksdim}. På små anlegg kan det oppstå problemer med å tilpasse returslammengden. Dette kan reguleres ved intermittert pumping.

Dimensjonering av bioreaktor i MBR anlegg

I MBR-anlegg skjer separasjonen av aktivslam med membraner (vanligvis UF-membraner). Man skiller mellom MBR anlegg med integrert slamseparasjon (hvor membranene er plassert i bioreaktoren) og separate anlegg (hvor membranene er plassert i en separat membranreaktor, tilsvarende sedimenteringsbasseng i konvensjonelle anlegg). Nå for tiden brukes integrerte anlegg kun for små MBR-anlegg og selv for slike velges nå vanligvis anlegg med separat membranseparasjon. Derfor skal kun disse omtales i denne veiledningen.

I prinsippet dimensjoneres bioreaktoren i MBR-anlegg på samme måte som bioreaktoren i konvensjonelle anlegg. Det er lite aktuelt å benytte MBR-anlegg for behandlings-målsetting A, fordi slike anlegg vil ha problemer med rask gjentetting («fouling») av membranene.

Slamkonsentrasjonen i MBR-anlegg kan imidlertid settes høyere enn i konvensjonelle aktivslamanlegg. Biomassen i membrantreaktoren er kraftig luftet (for å hindre gjentetting av membranene) og denne biomassen deltar derfor i den totale omsetningen. I denne veiledningen skal dette regnes som en bonus og biomassen tas derfor ikke med ved beregning av slamalder (og nedbrytningshastigheter) ved dimensjonering av bioreaktoren.

Ved dimensjonering av MBR-anlegg skal slamkonsentrasjonen ikke settes høyere enn;

- I den aerobe del av bioreaktoren: $< 8 \text{ kg SS/m}^3$.
- Slamkonsentrasjonen i anoksisk del (og evt anaerob del) vil bli avhengig av størrelsen på returstrømmene fra slutten av aerob reaktor og membranreaktor og bestemmes ved massebalanse (og evt. anoksisk til anaerob ved bio-P)
- I membranreaktoren: $< 12 \text{ kg SS/m}^3$

Returslamkonsentrasjonen er den samme som konsentrasjonen i membranreaktoren. Konsentrasjonen i returstrømmen fra enden av den aerobe sonen i bioreaktoren til den anoksiske (ved fordenitrifikasjon) er den samme som slamkonsentrasjonen i bioreaktoren.

På grunn av den høye oksygenkonsentrasjon i membrantanken, returneres vanligvis returslammet ($> 1 \cdot Q_{\text{dim}}$) fra membrantanken til den aerobe delen av bioreaktoren i MBR-anlegg med nitrogenfjerning, mens nitratreturen fra slutten av den aerobe sonen går til innløpet av den anoksiske sonen (ca $3\text{-}5 \cdot Q_{\text{dim}}$). I anlegg som i tillegg har biologisk fosforfjerning, legges det dessuten inn en retur fra den anoksiske tanken til den anaerobe tanken (ca $1 \cdot Q_{\text{dim}}$).

Oksygenoverføringen er avhengig av SS konsentrasjonen i aktivslamtanken. Ettersom MBR anlegg vanligvis dimensjoneres for en høyere SS-konsentrasjon, må man ta hensyn til dette ved å velge en lavere SOFK-verdi (tabell 3.5.4) ved dimensjonering av MBR-anlegg enn ved tradisjonelle anlegg.

Dimensjonering av slamseparasjonsreaktor

Slamseparasjonen i aktivslamanlegg kan skje ved sedimentering eller membranfiltrering. Det siste gjelder for MBR-anlegg. Slike behandles særskilt ovenfor.

Slamseparasjon ved sedimentering

Ved dimensjonering av sedimenteringsbasseng for aktivslam er det viktig å unngå slamflukt. Man bruker derfor overflatebelastningen ved Q_{maksdim} som dimensjoneringskriterium. Dimensjonerende overflatebelastning ved Q_{maksdim} er avhengig av slamvolum (SV), vanddyb, horisontal eller vertikal strømning i bassenget, og om man har konvensjonell slamskråpe eller sugeslamskråpe. Det er følgende sammenheng mellom slamvolum, slamvolumindeks (SVI) og slamkonsentrasjon (X):

$$\text{SV (ml/l)} = \text{SVI (ml/g SS)} \cdot X (\text{g SS/l}) \quad \text{lign. 3.5.17}$$

Ved dimensjonering av et aktivslamanlegg må man ta utgangspunkt i en forventet slamvolumindeks og slamkonsentrasjon i bioreaktorene. Dermed vil man av ligning 3.5.12 finne et slamvolum, som så brukes til å dimensjonere sedimenteringsbassenget.

I vanlig kommunalt avløpsvann med liten industriell påvirkning vil man normalt ha en slamvolumindeks mellom 80 og 150 ml/g SS (lavest nivå ved sekundærrensing og høyeste nivå ved nitrogenfjerning). Ved simultanfelling eller når man ikke har forsedimentering vil man normalt ligge i den lavere delen av dette SVI-området. Dersom man skal utvide et anlegg og har tilstrekkelige måledata, kan man dimensjonere for en SVI som underskrides i 85 % av døgnene i løpet av året.

Tabell 3.5.5 angir dimensjoneringsdata for separasjon av aktivslam i basseng med horisontalstrømning og vanlig slamskråpe, i basseng med horisontalstrømning og sugeslamskråpe, og i basseng med vertikalstrømning og vanlig slamskråpe. Det interpoleres for vanddyb og slamvolum som ligger mellom de verdiene som er vist i tabellen.

Tabell 3.5.5. Dimensjoneringsverdier for separasjon av aktivslam. Tabellen angir overflatebelastning i m³/time ved $Q_{maksdim}$.

Gjelder for følgende bassengtyper:

^a Basseng med horisontalstrømning * og vanlig slamskrape.

^b Basseng med horisontalstrømning* og sugeslamskrape

^c Basseng med vertikalstrømning** og vanlig slamskrape

*** Vanndyp, m	Slamvolum, ml/l						
	200	250	300	350	400	450	500
3,0	1,60 ^{a,b,c} 1,76 ^c	1,41 ^{a,c} 1,30 ^b	1,14 ^{a,c} 1,02 ^b	0,91 ^{a,c} 0,79 ^b	0,73 ^{a,c} 0,61 ^b	0,58 ^{a,c} 0,45 ^b	0,45 ^{a,c} 0,32 ^b
3,5	1,60 ^{a,b} 2,00 ^c	1,60 ^a 1,56 ^b 1,69 ^c	1,36 ^{a,c} 1,23 ^b	1,09 ^{a,c} 0,95 ^b	0,88 ^{a,c} 0,73 ^b	0,69 ^{a,c} 0,54 ^b	0,54 ^{a,c} 0,39 ^b
4,0	1,60 ^{a,b,c} 2,00 ^c	1,60 ^{a,b} 1,98 ^c	1,59 ^{a,c} 1,43 ^b	1,28 ^{a,c} 1,11 ^b	1,02 ^{a,c} 0,85 ^b	0,81 ^{a,c} 0,63 ^b	0,63 ^{a,c} 0,45 ^b
4,5	1,60 ^{a,b} 2,00 ^c	1,60 ^{a,b} 2,00 ^c	1,60 ^{a,b} 1,82 ^c	1,43 ^a 1,27 ^b 1,46 ^c	1,17 ^{a,c} 0,97 ^b	0,92 ^{a,c} 0,72 ^b	0,72 ^{a,c} 0,52 ^b
5,0	1,60 ^{a,b} 2,00 ^c	1,60 ^{a,b} 2,00 ^c	1,60 ^{a,b} 2,00 ^c	1,43 ^{a,b} 1,64 ^c	1,25 ^a 1,10 ^b 1,31 ^c	1,04 ^{a,c} 0,82 ^b	0,80 ^{a,c} 0,58 ^b
5,5	1,60 ^{a,b} 2,00 ^c	1,60 ^{a,b} 2,00 ^c	1,60 ^{a,b} 2,00 ^c	1,43 ^{a,b} 1,83 ^c	1,25 ^a 1,22 ^b 1,46 ^c	1,11 ^a 0,91 ^b 1,15 ^c	0,89 ^{a,c} 0,65 ^b
6,0	1,60 ^{a,b} 2,00 ^c	1,60 ^{a,b} 2,00 ^c	1,60 ^{a,b} 2,00 ^c	1,43 ^{a,b} 1,86 ^c	1,25 ^{a,b} 1,61 ^c	1,11 ^a 1,00 ^b 1,27 ^c	0,98 ^{a,c} 0,71 ^b
**** Nødvendig returslamforhold	0,33 ^{a,c} 0,41 ^b	0,45 ^{a,c} 0,57 ^b	0,60 ^{a,c} 0,78 ^b	0,78 ^{a,c} 1,04 ^b	1,00 ^{a,c} 1,39 ^b	1,28 ^{a,c} 1,90 ^b	1,66 ^{a,c} 2,67 ^b

* Forholdet mellom innløpets vanndyp og bassengets lysåpning i høyde med vannspeilet < 0,33.

** Forholdet mellom innløpets vanndyp og bassengets lysåpning i høyde med vannspeilet > 0,5.

*** Måles på 2/3 av avstanden fra senter til ytterkant av sirkulære basseng. Måles på 2/3 av avstanden fra innløp til utløp for avlange basseng.

**** Nødvendig returslamforhold ($Q_{returslam}/Q_{innløp}$) for å opprettholde riktig slam-konsentrasjon. Det anbefales at $Q_{returslam} \leq 0,75 \cdot Q_{maksdim}$ for basseng med horisontalstrømning og at $Q_{returslam} \leq 1,0 \cdot Q_{maksdim}$ for basseng med vertikalstrømning.

Basseng med horisontalstrømning er definert som basseng hvor forholdet mellom innløpets vanndyp og bassengets lysåpning i høyde med vannspeilet er mindre enn 0,33. Basseng med vertikalstrømning er definert som basseng hvor forholdet mellom innløpets vanndyp og bassengets lysåpning i høyde med vannspeilet er større enn 0,50. For basseng som ligger mellom disse verdiene interpoleres mellom dimensjonerende overflatebelastninger for basseng med henholdsvis horisontalstrømning og vertikalstrømning.

For basseng med vertikalstrømning og uten slamskrape gjelder egne regler for dimensjonering, og det henvises til tyske dimensjoneringsretningslinjer. Slike basseng vil bli meget dype og er bare aktuelle for små vannmengder.

Tabell 3.5.5 gjelder ved sedimentering som sluttseparasjon etter aktivslamprosess. Ved mellomsedimentering (dvs med kjemisk trinn etter aktivslamprosess) kan overflatebelastningene for sedimenteringsbassengene i aktivslamprosessen økes med en faktor på 1,2.

Dersom man ikke har målinger av SVI og benytter simultanfelling kan overflatebelastningene for sedimenteringsbassengene i aktivslamprosessen (jfr. tabell 3.5.5) økes med en faktor på 1,2.

Dersom etterfelling basert på aktivslam benyttes, skal flokkuleringsbassenget dimensjoneres som angitt i pkt. 3.4.3. og separasjonsbassenget (i etterfellingsteget) som angitt i pkt. 3.4.4.

Slamseparasjon i MBR-anlegg

I MBR-anlegg skjer separasjonen med membraner (vanligvis UF-membraner) i en separat, luftet membranreaktor, som returslammet returneres fra. I denne tanken er det primært membranarealet som bestemmes. Volumet av tanken bestemmes av det membranmodul system som velges (dykkede hulfiber-membraner, dykkede flate-flak membraner osv). Dette er leverandørvhengig.

Det som kan dimensjoneres av den prosjekterende ingeniør, er nødvendig membranareal. Dette bestemmes på grunnlag av dimensjonerende membranfluks, MF_{dim} som er definert som:

$$MF = Q_{\text{gjennom membranen}} / A_{\text{eff. membran}} \quad \text{lign. 3.5.18}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{dim.membran}} &= \text{vannmengde gjennom membranen (m}^3/\text{h)} \\ A_{\text{eff. membran}} &= \text{effektivt membranareal (m}^2\text{)} \end{aligned}$$

Dimensjonerende fluks MF_{dim} ikke skal settes høyere enn (10 °C):

- Ved Q_{middel} : $MF_{dim} \leq 15 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$
- Ved Q_{dim} : $MF_{dim} \leq 20 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$
- Ved Q_{maksdim} : $MF_{dim} \leq 30 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$

Nødvendig luftbehov for rengjøring av membraner samt utstyr for kjemisk rengjøring av membraner bestemmes av membranleverandør.

Konstruktiv utforming

Bioreaktor (luftetank)

Det finnes en lang rekke ulike prosessutforminger av aktivslamanlegg. I konvensjonelt oppbygde aktivslamanlegg er luftetanken vanligvis lang og smal for å oppnå så stor grad av stempelstrøm som mulig. Denne type anlegg styres vanligvis med forsedimentering og ofte resirkuleres overskuddslammet til forsedimenteringstanken slik at alt slam (både primær- og sekundærslam) tas ut her.

Dersom tilførselen av luft er den samme langs hele tanklengden, blir det dårlig overensstemmelse mellom tilførsel og forbruk av oksygen. Derfor er det nå vanlig at lufttilførselen tilpasses forbruket, slik at denne er størst i starten av reaktoren og avtar mot enden av den. En annen måte å oppnå tilnærmet det samme på er bruk av trinnbelastning.

I aktivslamanlegg med trinnbelastning tilføres avløpsvannet i flere punkter i luftetankens lengderetning. Oksygenbehovet øker når råkloakk tilføres og blander seg med det delvis rensede vannet som beveger seg gjennom luftetanken.

Dersom anlegget er svært høyt belastet, ligger man på maksimal nedbrytningshastighet i hele tanken og det er da ingen fordel i å benytte stempelstrømning. Man benytter like gjerne ideell blanding som gir fullstendig tilpasning av oksygenforbruket til oksygenbehovet. Små luftetanker er vanligvis totalomrørte.

I aktivslamanlegg med biosorpsjon føres avløpsvannet først inn i en relativt sett liten luftetank (kalt kontakttanken). Aktivslammet følger vannet videre til sedimenteringstanken på vanlig måte. Men så føres returslammet til en egen luftetank (kalt aktiveringstanken) før det returneres til innløpet av kontakttanken. Ved å utforme anlegget på denne måten oppnår man den samme slamalder på et mindre totalt luftevolum enn det man oppnår i de andre prosessutformingene. Årsaken til dette er at slamkonsentrasjonen i aktiveringstanken er høyere enn i kontakttanken fordi biomassen her bestemmes av returslammet. Slamalderen beregnes på grunnlag av den totale biomasse.

I anlegg med satsvis drift, såkalte SBR-anlegg (SBR – sequencing batch reactor) benyttes den samme tanken både som luftetank og som sedimenteringstank ved at omrøring gjennom lufting (ev. mikser i anoksiske faser av prosessen) stenges slik at slammet sedimenterer i den samme tanken der luftingen (ev. omrøringen med mikser) foregikk i fasen foran. I kap 14 i Norsk Vann (2014, 2.utg.) Vann- og avløpsteknikk, er angitt typiske fasetider for et sekundærrensseanlegg med simultanfelling uten nitrogenfjerning og et anlegg med nitrogenfjerning basert på fordenitrifikasjon.

Luftesystemet

Det finnes en lang rekke luftesystemer på markedet. Vanligvis benyttes trykkluftsystemer der trykkluft blåses fra en blåsemaskin inn i vannet via diffusorer. Oksygenoverføringen skjer når boblene stiger mot overflaten etter å ha blitt presset ut i vannet gjennom diffusorsystemet.

Det skilles gjerne mellom (jfr. tabell 3.5.4):

1. grovluftdiffusorer – som gjerne lages ved å bore hull (5–25 mm) i et diffusorrør
2. middels finluftdiffusorer – diffusorhull på 1–5 mm
3. finluftsystemer – diffusorporer 0,1–1 mm – som vanligvis lages av keramisk materiale, plastmateriale eller tekstiler

Oksygenoverføringen ($\text{kg O}_2/\text{m}^3_{\text{tilført}}$) blir bedre jo mindre boblestørrelsen er og derfor benyttes normalt finluftdiffusorer i form av keramiske diffusorer eller gummimembranndiffusorer.

Slamseparasjonsreaktor

I sedimenteringsbasseng for aktivslam må innløpshastigheten ikke overstige 0,4 m/s ved Q_{maksdim} .

For større rektangulære bassenger med tilsiktet horisontal strømning bør lengde/bredde-forholdet være ≥ 6 . Ved kvadratiske og sirkulære bassenger uten bunnskraper, bør helningen på bunnen være $\geq 60^\circ$. De loddrette veggene i slike bassenger bør føres minst 1,0 m under vannflaten.

Runde eller kvadratiske bassenger med sentrumsinnløp bør ha utløpsrenner rundt hele periferien.

Spissbunnede bassenger og slamlommer bør ikke ha bunnareal større enn 0,2 m², slik at man oppnår tilfredsstillende slamutpumping.

Belastningen holdes under 10 m³/time pr. meter overløpskant. Ved rektangulære bassenger med tilsiktet vertikal strømning, bør utløpsrennene plasseres over en større del, 1/2 - 2/3 av bassengoverflaten. Den første rennen bør dog ikke ligge så nær innløpet at den kommer i innløpssonen. Rennene bør være justerbare i høyden. Renner som ligger nær innløpet, bør kunne stenges av.

Antall v-hakk (sagtagger) på overløpskanten i utløpsrennene bør dimensjoneres slik at oppstuvningen i bassengene ikke overstiger 3 - 5 cm ved Q_{maksdim} .

Konstruktiv utforming av membranreaktor i MBR-anlegg bestemmes av membranleverandør.

Ressursforbruk

Ressursbruken i aktivslamanlegg knytter seg i all vesentlig grad til luftingen og i en viss grad til omrøring (i denitrifikasjonsreaktorer og anaerobe reaktorer for hhv N-fjerning og biologisk P-fjerning).

I biologisk/kjemiske aktivslamanlegg (basert på forfelling, simultanfelling eller etterfelling) får man dessuten et kjemikalieforbruk

Energiforbruk

Energi forbrukes til lufting, returpumping og omrøring i aktivslam-anlegg. Man kan ved dimensjonering ta utgangspunkt i følgende verdier for energiforbruk til bioreaktoren (energiforbruk til slamseparasjonen samt oppvarming og ventilasjon kommer i tillegg, se pkt 3.3.3):

- Aktivslamanlegg for sekundærrensing (anlegg for fjerning av BOF_5)
 - Effektforbruk til lufting: $10\text{--}15 \text{ W/m}^3_{\text{reaktorvolum}}$
 - Totalt energiforbruk (til lufting): $0,10\text{--}0,15 \text{ kWh/m}^3_{\text{vann behandlet}}$
- Aktivslamanlegg for nitrogenfjerning (med fordenitrifikasjon)
 - Effektforbruk til lufting: $25\text{--}35 \text{ W/m}^3_{\text{reaktorvolum}}$
 - Effektforbruk til omrøring: $10\text{--}15 \text{ W/m}^3_{\text{reaktorvolum}}$
 - Totalt energiforbruk (til omrøring, lufting, nitrat-resirkulering og returslampumping): $0,30\text{--}0,40 \text{ kWh/m}^3_{\text{vann behandlet}}$
- MBR-anlegg for nitrogenfjerning (med fordenitrifikasjon)
 - Totalt energiforbruk (til omrøring, lufting, returpumping og membranvasking): $0,5\text{--}1,00 \text{ kWh/m}^3_{\text{vann behandlet}}$

Kjemikalieforbruk

Dersom man i aktivslamanlegget benytter simultanfelling kan man anslå kjemikalieforbruket til:

- Ved felling med jern: $2,7 \text{ kg Fe/kg P}_{\text{tilført}}$
- Ved felling med aluminium: $1,3 \text{ kg Al/kg P}_{\text{tilført}}$

3.5.3. MBBR

Moving Bed Biofilm Reaktorer (MBBR) er en biofilmreaktor med gjennomstrømning og ingen slamretur. Anlegg basert på MBBR er sammensatt av MBBR reaktor og slamseparasjonsreaktor (evt. med felling og flokkulering).

Beskrivelse

I MBBR-baserte prosesser vokser biomassen på plastelementer som holdes svevende i reaktoren ved hjelp av lufting eller omrøring.

Plastelementene (biofilmbærerne) hindres i å forlate reaktoren sammen med vannet ved en silanordning på utløpet av reaktoren. Når MBBR brukes for aerob, biologisk nedbrytning av organisk stoff eller ammonium, holdes bærerne suspendert og totalomrørt i reaktoren gjennom lufting som er nødvendig for den biologiske omsetning. Når MBBR brukes for anoksiske prosesser (for biologisk nedbrytning av nitritt og nitrat) eller for anaerobe prosesser, holdes bærerne suspendert og totalomrørt i reaktoren gjennom mekanisk omrøring.

Ved behandling av kommunalt avløpsvann benyttes vanligvis forbehandling gjennom rist og sandfang samt primærrensing gjennom finsil, forsedimentering eller forfelling. Dersom det tas tilstrekkelig hensyn til det (finnist, tilstrekkelig lysåpning på reaktorsiler osv.) kan primærsteget utelates om ønskelig.

Anvendelsesområde

MBBR-baserte prosesser kan benyttes til alle formål der det er behov for biologisk behandling av avløpsvann, dvs. fjerning av organisk stoff, nitrifikasjon, nitrogenfjerning og biologisk fosforfjerning. Foreløpig er imidlertid biologisk fosforfjerning i MBBR-anlegg på utviklingsstadiet og derfor gis det i denne veiledningen ikke dimensjoneringsdata for denne anvendelsen.

I de fleste MBBR anlegg kombineres biologisk og kjemisk rensing ved at felling/koagulering og flokkulering settes inn direkte etter bioreaktor og før slamseparasjonsreaktor (kalt Biofilm m/felling i tabell 1.4.1). Dersom etterfelling benyttes i MBBR-anlegg (dvs anlegg med eget separasjonssteg for biofilmslammet), er separasjonsmetoden i etterfellingssteget normalt mikrosiling eller filtrering (etter felling/koagulering og flokkulering).

Dersom man benytter MBBR i kombinasjon med kjemisk felling, vil man få bedre separasjon av den finpartikulære slamfraksjonen. Derfor kan man tillate en høyere organisk belastning for å oppnå en ønsket renseeffekt i anlegg basert på biofilm m/felling.

Høyt belastede MBBR-anlegg kan også benyttes som første trinn i en to-trinns biologisk prosess. Dette kan f.eks. være aktuelt ved høyt innhold av løst organisk stoff, f.eks. som et resultat av høy industribelastning. Det kan også

være hensiktsmessig i et for-rensesanlegg der man bare ønsker fjerning av lett nedbrytbart organisk stoff (dvs. liten eller ingen hydrolyse av partikulært organisk stoff), som f.eks. forbehandling i anlegg for de-ammonifikasjon. I slike høyt belastede anlegg blir ofte den hydrauliske belastningen på silene dimensjonerende.

For anlegg med høyt innhold av løst organisk stoff, f.eks. som et resultat av høy industribelastning, er også biologisk fosforfjerning aktuelt.

Dimensjonering av bioreaktor

Dersom man benytter forsedimentering eller forfelling som forbehandling i MBBR-anlegg, skal stoffbelastningen inn på det biologiske steget reduseres tilsvarende det som er angitt i pkt 3.5.1.

Dersom man benytter anlegg basert på biofilm m/felling skal bioreaktoren dimensjoneres på samme måte som angitt under for biologisk rensing med MBBR.

Nødvendig reaktorvolum

Reaktorvolumet bestemmes på grunnlag av dimensjonerende arealbelastning i $\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$, fyllingsgraden av bæremedium (%) og effektivt, spesifikt biofilmareal på bærerediet (m^2/m^3). I tabell 3.5.6 er gitt verdier for dimensjonerende arealbelastning.

Tabell 3.5.6 Dimensjonerende verdier for MBBR-reaktorer ved 10 °C

Behandlingsmålsetting	Organisk arealbelastning $\text{g BOF}_5/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	Ammonium arealbelastning $\text{g NH}_4\text{-N}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	$\text{NO}_3\text{-N}_{\text{ekvivalenter}}$ arealbelastning $\text{g NO}_3\text{-N}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$
A. Hoveddelen av BOF_5 skal fjernes: > 70 % fjerning eller < 25 mg BOF_5/l i utløp • Uten kjemikalie tilsetning • Med polymerkoagulering • Med kjemisk etterfelling	$\leq 5^1$ $\leq 8^1$ $\leq 11,5^1$		
B. I tillegg til A: Hoveddelen av $\text{NH}_4\text{-N}$ skal nitrifiseres: • < 3 mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$ (får dermed < 15 mg BOF_5/l) a. Uten forsed.el. for-denitrifik. b. Med forsed.el. for-denitrifik. c. Med forsed.og for-denitrifik. d. Med forfelling	$\leq 5^2$	$\leq 0,50^3$ $\leq 0,60^3$ $\leq 0,65^3$ $\leq 0,75^3$	
C. I tillegg til A og B: Hoveddelen av tot N skal fjernes (>70 %, får dermed <10 mg BOF_5 i utløp): • Med for-denitrifikasjon • Med etter-denitrifikasjon • Med kombinert for- og etterdenitrifikasjon			$\leq 0,50^{4,5}$ $\leq 1,50^6$ $\leq 0,50^{4,5}$ i for-DN-reakt. $\leq 1,50^6$ i etter-DN-reakt.

¹ Det forutsettes at reaktoren er inndelt i minst to adskilte kammer (angitt verdi gjelder totalvolum), og at oppholdstiden ved Q_{maksdim} er ≥ 30 min.

² Dimensjoneringsverdi for den reaktordelen som forutsettes å fjerne organisk stoff før nitrifikasjonen

³ Dimensjoneringsverdi for den reaktordelen som forutsettes å fjerne ammonium ved nitrifikasjon forutsatt at restkonsentrasjonen av ammonium er ≥ 2 mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$. Ved behov for lavere restkonsentrasjon skal de angitte nitrifikasjonshastigheter reduseres lineært fra angitt verdi ved $\text{NH}_4\text{-N}$ konsentrasjon lik 2 mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$ til 0 ved $\text{NH}_4\text{-N}$ konsentrasjon lik 0 mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$. Det skal ikke forutsettes høyere oksygenkonsentrasjon enn 5 mg O_2/l ved dimensjonering. De angitte nitrifikasjonshastighetene gjelder ved oksygenkonsentrasjon = 5 mg O_2/l

- ⁴ Forutsatt at C/N-forhold i innkommende vann til fordenitrifikasjons-reaktoren er $\geq 4 \text{ g BOF}_5/\text{g NO}_3\text{-N}_{\text{ekviv, fjernet}}$ og restkonsentrasjonen kan være $\geq 3 \text{ mg NO}_3\text{-N/l}$. Dersom C/N-forholdet er lavere enn dette (som er normalt), skal hastigheten reduseres lineært fra angitt verdi ved C/N = 4 g BOF₅/g NO₃-N_{ekviv,fjernet} til 0 ved C/N = 2 g BOF₅/g NO₃-N_{ekviv,fjernet}. Er det to fordenitrifikasjons reaktorer i serie, skal den første dimensjoneres som anvist og den siste for $\leq 0,30 \text{ g NO}_x\text{-N/m}^2\text{d}$
- ⁵ Forutsatt at resirkulert vannmengde fra nitrifikasjons- til fordenitrifikasjonsreaktor er $\geq 250 \%$ av $Q_{\text{midl, inn}}$ dersom man skal klare kravet om 70 % fjerning med fordenitrifikasjon alene. Ved kombinert for- og etterdenitrifikasjon kan resirkuleringsmengden være lavere.
- ⁶ Forutsatt tilsatt ekstern karbonkilde tilsvarende C/N-forhold i innkommende vann til etterdenitrifikasjonsreaktoren $\geq 3 \text{ g BOF}_5/\text{g NO}_3\text{-N}_{\text{ekviv}}$ (evt. $4,5 \text{ g KOF/g NO}_3\text{-N}_{\text{ekviv}}$) og restkonsentrasjonen av NO₃-N_{ekviv} kan være $\geq 3 \text{ mg NO}_3\text{-N/l}$. Er det behov for en lavere restkonsentrasjon, skal arealbelastningen for etterdenitrifikasjonen multipliseres med en faktor F. F = nødvendig konsentrasjon/3. Disse verdiene gjelder når metanol eller glykol benyttes som ekstern karbonkilde. Dersom etanol benyttes, kan hastighetene multipliseres med 1,8.

Ved andre temperaturer enn 10 °C skal arealbelastningen korrigeres etter følgende formel:

$$A_T = A_{10} \cdot \Theta^{(T-10)} \quad \text{lign. 3.19}$$

hvor

- A_T er arealbelastning ved den aktuelle temperatur
- A₁₀ er arealbelastning ved 10 °C.
- Θ = Temperaturkorreksjonsfaktoren, som skal settes til:
 - BOF₅-fjerning og denitrifikasjon: 1,07
 - Nitrifikasjon: 1,09

Høybelastet MBBR for fjerning av løst organisk stoff i for-renseanlegg (60-70 % BOF₅-fjerning og 25-40 mg BOF₅ i effluenten) kan dimensjoneres for $15 \text{ g BOF}_{5,\text{løst}}/\text{m}^2\text{d}$ (ved 10 °C). Ved høyere temperaturer skal man aldri dimensjonere for høyere belastning enn $25 \text{ g BOF}_{5,\text{løst}}/\text{m}^2\text{d}$. Ofte blir reaktor-sil kapasiteten dimensjonerende for akseptabel vannmengde i slike anlegg.

Anlegg for nitrogenfjerning kan bygges med fordenitrifikasjon, etterdenitrifikasjon eller en kombinasjon av de to. Den delen av anlegget som skal sørge for fjerning av organisk stoff og nitrifikasjon, dimensjoneres i henhold til behandlingsmålsetting B, mens denitrifikasjonsbassengene dimensjoneres etter behandlingsmålsetting C.

I fordenitrifikasjonsanlegg skal man bestemme nødvendig volum for fjerning av organisk stoff, utover opptaket (fjerningen) i fordenitrifikasjonen, basert på den gjenværende BOF_{5,tot} etter fordenitrifikasjonssteget

For bestemmelse av omsetning av organisk stoff ved fordenitrifikasjon, skal man forutsette (dersom man ikke har data som viser noe annet):

- a. Andel løst organisk stoff i innløpsvann i forhold til total (BOF_{5,løst}/BOF_{5,tot}) :
 - Uten primærrensettrinn: 25%
 - Med primærrensettrinn: 30 %
- b. Andel partikulært organisk stoff som blir omsatt til løst organisk stoff ved hydrolyse: 25 % av BOF_{5,partikulær} i innløpsvann
- c. Omsetning av organisk stoff ved fordenitrifikasjon: $3,0 \text{ g BOF}_{5,\text{løst}}/\text{gNO}_{3\text{ekviv.}}\text{-N}_{\text{fjernet}}$ hvor løst organisk stoff tilgjengelig for denitrifikasjon (BOF_{5,løst}) utgjøres av summen av de to fraksjoner under punkt a og b over

Belastningen (kg NO₃-N/d) på fordenitrifikasjonsreaktoren skal bestemmes som produktet av den returnerte vannmengden og konsentrasjonen av nitrat i utløpet av nitrifikasjonssonen - med tillegg av den konverterte oksygenmengden (1 g oksygen tilsvarer 0,35 g NO₃-N_{ekvivalenter}).

I anlegg hvor fordenitrifikasjon inngår vil det derfor være hensiktsmessig å redusere oksygeninnholdet i en deoksygeneringsreaktor før det nitratholdige vannet returneres til fordenitrifikasjonsreaktoren. Dette kan gjøres ved å la være å luften denne reaktoren (benytte omrører) slik at biomassen på bærerne forbruker oksygen som følge av nedbrytningen av gjenværende ammonium. Deoksygeneringsreaktoren kan dimensjoneres basert på en nedbrytningshastighet på

0,225 g NH₄-N/m²d (ved 10°C – temperaturkoeffisient $\Theta = 1,09$ – se lign. 3.19). Man kan da anta at oksygenkonsentrasjonen i vannet som skal resirkuleres blir 2 g O₂/m³.

Tilsvarende vil det, i anlegg hvor etterdenitrifikasjon inngår, være hensiktsmessig med en deoksygeneringsreaktor for å redusere oksygenbelastningen på etterdenitrifikasjonen. Det vil også være hensiktsmessig å benytte en luftet reoksygeneringsreaktor etter etterdenitrifikasjonsreaktoren for å sikre at eventuelt gjenværende organisk stoff fra den eksterne karbonkilde blir nedbrutt. Denne reoksygeneringsreaktoren kan dimensjoneres for en restkonsentrasjon av organisk stoff på 10 g KOF_{løst}/m³ og en nedbrytningshastighet på 4 g KOF_{løst}/m²·d ved Q_{maksdim}. Oppholdstiden skal dog ikke settes lavere enn 18 min ved Q_{maksdim}.

Nødvendig lufttilførsel

Oksygenbehovet (OB, kg O₂/time) skal dimensjoneres på grunnlag av:

- Behandlingsmålsetting A: OB = 1,0 kg O₂/kg BOF_{5, tilført}
 - Ved bestemmelse av oksygenbehov (kg O₂/time) skal det legges inn en spissbelastningsfaktor på 1,3.
- Behandlingsmålsetting B: OB = 1,0 kg O₂/kg BOF_{5, tilført} + 4,3 kg O₂/kg NH₄-N_{tilført}
 - For behandlingsmålsetting B legges inn en spissbelastningsfaktor på 2,0 for oksygenbehov (kg O₂/time) til nitrifisering. Det legges da ikke inn spissbelastningsfaktor for oksygen til fjerning av organisk stoff, ettersom spissbelastning av organisk stoff og nitrogen ikke vil opptre samtidig.

Den dimensjonerende oksygentilførsel (OT) er avhengig av oksygenbehovet (OB), innblåsningsdybden, forbehandlingen osv. og bestemmes på samme måte som i aktivslamanlegg (lign. 3.5.15).

I MBBR-anlegg er den spesifikke oksygenoverføringskapasiteten (SOFK) i tillegg til å være avhengig av luftesystemets evne til å overføre oksygen fra boble til luft, samt innblåsningsdypet, også avhengig av utforming og fyllingsgrad av mediet. Dersom ikke noe annet tilsier det, kan verdiene i tabell 3.5.6 være veiledende ved overslagsberegninger:

Tabell 3.5.7 Veiledende spesifikk oksygenoverføringskapasitet (SOFK) i MBBR-anlegg med diffusorsystem basert på bored 4mm hull med middels boblestørrelse

Type biofilmbærer	Fyllingsgrad (%)	SOFK _{avløpsvann} (g O ₂ /Nm ³ _{luft} · m) (10°C, 1 atm)
Rør-lignende	30 (~20-40) 50 (~40-60)	6,5-7,5 7,5-8,5
Mynt-lignende	30 (~20-40) 50 (~40-60)	5,5-6,0 6,0-6,5

Luftmengden beregnes som følger:

$$Q_{\text{luft}} (\text{m}^3 / \text{time}) = \frac{OT (\text{kg O}_2 / \text{time}) \cdot 1000 (\text{g} / \text{kg})}{SOFK (\text{g O}_2 / \text{Nm}^3_{\text{luft}} \cdot \text{m}_{\text{innblåsningsdyp}}) \cdot h_d (\text{m}_{\text{innblåsningsdyp}})} \quad \text{lign. 3.5.20}$$

I enkelte tilfeller kan nødvendig grad av omrøring bli dimensjonerende for lufttilførselen. For å sikre god omrøring bør lufttilførselen aldri settes lavere enn 10 - 15 m³_{luft}/h · m²_{bunnflate i reaktor} (avhengig av bærer).

Slamproduksjon

For bestemmelse av slamproduksjon skal følgende verdier benyttes (ved 10°C)

- Ved fjerning av BOF_5 og for-denitrifikasjon:
 - Uten forsedimentering: 1,15 g TS/g $\text{BOF}_{5, \text{fjernet}}$
 - Med forsedimentering: 1,00 g TS/g $\text{BOF}_{5, \text{fjernet}}$
 - Med forfelling: 0,85 g TS/g $\text{BOF}_{5, \text{fjernet}}$
- Tillegg ved nitrifikasjon: 0,125 g TS/g $\text{NH}_4\text{-N}$ fjernet
- Tillegg ved etter-denitrifikasjon med ekstern karbonkilde: 0,60 g TS/g $\text{BOF}_{5, \text{fjernet}}$

Biologisk fosforfjerning

Biologisk fosforfjerning krever at råvannet har et høyt innhold av lett tilgjengelig organisk stoff i forhold til fosforinnholdet. Under pkt. 3.5.2. Aktivslamprosessen (Biologisk fosforfjerning) er dette nærmere beskrevet.

Ved biologisk fosforfjerning må biomassen gjennomgå vekselvis anaerobe og aerobe forhold og derfor er anlegg for biologisk fosforfjerning vanligvis basert på aktivslamprosessen. Skal en biofilmprosess benyttes (f.eks. MBBR), må man enten benytte satsvis drift, eller flytte biomediet (med biomassen på) fra reaktorseksjoner uten lufting (anaerobe forhold) til reaktorseksjoner med lufting (aerobe forhold). Slike metoder er under utvikling, men det finnes ikke tilstrekkelig med full-skala erfaringer, basert på et bredt utvalg avløpsvann med forskjellig karakteristikk, som kan danne grunnlag for å angi dimensjoneringsdata for disse prosessløsningene, på nåværende tidspunkt.

For dimensjonering av patenterte MBBR-systemer for biologisk fosforfjerning henvises det til de aktuelle leverandørene.

Dimensjonering av slamseparasjonsreaktorer

Generelt

Når det forekommer krav om fjerning av fosfor i tillegg til organisk stoff (og evt. nitrogen) skjer dette vanligvis ved kjemisk felling og flokkulering direkte etter bioreaktoren og før slamseparasjonen - også kalt biofilm m/felling (se tabell 1.1).

Forskjellen til tradisjonell etterfelling er at det ved etterfelling er et eget, separat slamseparasjonsbasseng for bioslam etter bioreaktoren og et nytt etterfellingssteget, mens det i anlegg med MBBR m/felling kun er ett for bioslam og kjemisk slam samlet. Dette er mulig fordi slamkonsentrasjonen ut av MBBR-reaktoren typisk er bare ca 200 mg SS/l mens den ut av en aktivslamreaktor typisk er ca. 3-4000 mg SS/l (ved behandling av kommunalt avløpsvann).

Alle typer av slamseparasjonsreaktorer som er omtalt i denne veiledningen, kan benyttes til separasjon av slam fra MBBR-reaktorer - med eller uten felling.

Separasjon i finsil- eller mikrosilanlegg direkte etter MBBR, kan vise seg mindre hensiktsmessig dersom man vil måtte benytte høy polymerdosering (evt. i tillegg til metall-dosering for å felle ut fosfor). Denne løsningen kan likevel ikke helt utelukkes. Derimot kan mikrosilanlegg benyttes for polering etter annet hovedseparasjonssteg (se avsnitt 3.6).

Normalt benyttes flokkulering foran slamseparasjonssteget. Flokkuleringen dimensjoneres på samme måte som i kjemiske anlegg (se pkt. 3.4.3).

Normalt benyttes sedimentering, lamellsedimentering eller flotasjon for slamseparasjon i MBBR-anlegg (med eller uten felling). Dersom etterfelling basert på MBBR benyttes, skal flokkuleringsbassenget dimensjoneres som angitt i pkt. 3.4.3.

Slamseparasjon ved sedimentering

Konvensjonelle sedimenteringsbasseng for MBBR-anlegg (og øvrige biofilmanlegg) skal dimensjoneres mht. overflatebelastning i henhold til tabell 3.5.8.

Tabell 3.5.8 Dimensjoneringsdata for konvensjonelle sedimenteringsbasseng etter MBBR

Sedimenteringsbassengets funksjon		Vanndyp ¹⁾ m	Overflatebelastning m ³ /m ² · time	
			Q _{dim}	Q _{maksdim}
Sluttsedimentering uten kjemisk felling	Etter MBBR (og andre biofilmreaktorer)	2,5 ≥ 3,0	0,8 1,0	1,1 1,6
Sluttsedimentering ved MBBR m/felling	Etter MBBR (og andre biofilmreaktorer) som etterfølges av felling/flokkulering	2,5 ≥ 3,0	1,0 1,3	1,6 2,0
Sluttsedimentering ved etterfelling	Etter MBBR m/egen separasjon	2,5 ≥ 3,0	1,0 1,3	1,6 2,0

¹⁾ For spissbunnede basseng uten slamskraper skal flaten på 1 meters vanndyp oppfylle kravene. Som vanndyp regnes den totale vanndybde fratrasket 1,0 m, som slamsone.

Dersom man bruker polymer som flokkuleringsmiddel, kan man oppnå høyere sedimenteringshastigheter på fnokker enn uten bruk av polymer. Verdiene i tabell 3.5.8 er gitt for en situasjon der polymer ikke benyttes. Det er vanskelig å anslå hvor stor forbedringen i sedimenteringshastighet vil kunne bli som følge av polymertilsetningen, og det gis derfor ikke spesifikke anvisninger for dette. Det anbefales at det gjøres forsøk i hvert enkelt tilfelle. For overslagsberegninger kan man anta at overflatebelastningen kan økes med 0,5 m³/m²·time i forhold til de verdier som er gitt i tabell 3.5.8. I optimalisert praktisk drift kan økningen bli større enn dette.

Slamseparasjon ved lamellsedimentering

Lamellsedimenteringsbassenger skal dimensjoneres for overflatebelastning på projisert flate, $v_p = Q/A_p$, der A_p er lik arealet i horisontalprojeksjonen av lamellenes samlede effektive areal (se tabell 3.5.9).

Tabell 3.5.9. Anbefalte dimensjoneringsdata for lamellsedimentering ved biofilmanlegg m/felling (MBBR, rislefilter og biorotor m/felling)

Overflatebelastning på projisert flate, v_p (m ³ /m ² · h)	Q _{dim}	Q _{maksdim}
Ved separasjon av biofilmslam uten felling	0,4	0,6
Ved separasjon av biofilmslam med polymer-koagulering	0,5	0,8
Ved separasjon av biofilmslam etter felling (m/Al,Fe)	0,6	1,0
Ved separasjon av biofilmslam etter felling (m/Al,Fe) og polymer-koagulering	0,8	1,2

Slamseparasjon med flotasjon

Det finnes flere patenterte flotasjonsreaktorer levert av ulike leverandører med lameller, fordelingsbunner osv. innebygget (f.eks. AquaDAF, Speedflo, osv.). For dimensjonering av slike spesifikke separasjonsreaktorer henvises det til de aktuelle leverandørene.

Dersom man baserer seg på egen utforming og dimensjonering, bør flotasjonsbassenget dimensjoneres med hensyn på overflatebelastning og oppholdstid, som angitt i tabell 3.5.10.

Tabell 3.5.10. Anbefalte dimensjoneringsdata for flotasjonsbasseng ved biofilmanlegg m/felling (MBBR, rislefilter og biorotor m/felling)

Anvendelse	Overflatebelastning ^{1,2,3} m ³ /m ² · h	
	Q _{dim}	Q _{maksdim}
Separasjon av biofilmslam uten kjemisk felling (eller koagulering med polymer)	5	8
Separasjon av biofilmslam uten kjemisk felling , men med koagulering med polymer	5,5	10
Separasjon av biofilmslam med kjemisk felling (m/Al/Fe)	6	11
Separasjon av biofilmslam med kjemisk felling og med polymer tilsatt som hjelpelokkulant	7	12

¹ Basert på innkommende vann

² Forutsetter vannndyp > 2 m

³ Basert på effektivt areal, dvs ikke inkludert arealet av dispergeringssonen

Følgende veiledning gjelder for dimensjonering av dispergeringssystemet ved separasjon av kjemisk slam:

Trykk : 400–600 kPa (4-6 bar)
 Luftmetningsgrad : 50-80 %
 Dispersjonsvannmengde (% av Q_{maksdim}) : 10-25 % (avh. av trykk, SS_{inn} og luftmetningsgrad)

Den løste luftmengden er direkte proporsjonal med produktet av dispersjonsvannmengde og trykk. Ved bruk av nedre grense for trykk skal øvre grense for dispersjons-vannmengde benyttes og omvendt.

Dispergeringsanlegg skal ha en minimumskapasitet tilsvarende 10 % av Q_{maksdim} ved et trykk på 600 kPa. Ved lavere trykk må dispergeringsvannmengden økes. Se ligning 3.4.3.

Andre slamseparasjonsmetoder

Det finnes flere patenterte separasjonsreaktorer med integrerte flokkuleringsbasseng og med lameller, ledevægger eller lignende innebygget (Densadeg, Actiflo osv.). Disse dimensjoneres av leverandøren for vesentlig høyere overflatebelastning (30-70 m/h beregnet på vannoverflaten). For dimensjonering av slike spesifikke separasjonsreaktorer henvises det til de aktuelle leverandørene

Konstruktiv utforming

MBBR-anlegg skal være utstyrt med luftesystem (i aerobe reaktorer), omrørere (i anoksiske og anaerobe reaktorer), siler mellom hver reaktor og bæremedium for biofilm.

Luftesystem

Luftesystemet kan være utformet med middels grov/fin bobleluftere (som er det vanligste) eller finluftere. Om middels grov/fin boble luftere benyttes basert på perforerte rør (hulldiameter: 4 mm), bør følgende dimensjonerende (maksimale) lufthastigheter benyttes:

- Tilførsels rør: 16 m/s
- Fordelings rør (til manifold): 14 m/s
- Diffusor rør: 10 m/s

Antall diffusorhull bør tilpasses slik at gjennomstrømningen i hvert hull er 0,5 m³/h -1,3 m³/h. Luftesystemet skal utformes slik at det blir god omrøring i reaktoren f.eks. ved å ha noe færre diffusorhull i starten av reaktoren (20 % i første fjerdedel) og noe flere i slutten (30 % i siste fjerdedel).

Omrørere

Omrørere skal være slik utformet at de gir fullstendig omrøring i reaktoren, at de ikke påvirker biofilm bærerene negativt og at de beveger biofilmbærerene bort fra utløpssilene i reaktoren.

For dimensjonering kan man regne med følgende effektbehov for omrøring i reaktoren:

- Dykkede omrørere (m/skråstilt aksling): $>20 \text{ W/m}^3$ (maks periferihastighet: 6 m/s)
- Omrørere med vertikal aksling: $>15 \text{ W/m}^3$ (maks periferihastighet: 4 m/s)

I praksis kan effektbehovet bli mindre enn dette – avhengig av type omrører, basseng dyp og bassengutforming. Antall omrørere bestemmes ut fra effektbehovet til omrøring i reaktoren (W/m^3) og den aktuelle omrørers nominelle effekt (W)

Reaktorsiler

Reaktorsiler kan ha ulike utforminger. Det vanligste er flate siler i omrørte (anoksiske og anaerobe) reaktorer og sylindriske siler i aerobe reaktorer. For å forhindre akkumulering av biofilm bærer mot silflaten, bør siler utstyres med sil-lufter plassert under silen. Luftmengden gjennom sil-lufteren bør være 0,1–0,2 ganger vannmengden gjennom silen

Siler skal ha et lysåpningsareal som minst utgjør 40 % av reaktorens gjennomstrømningsareal. Hulldiameteren i silens perforering skal ikke være større enn 60 % av biofilmbærerens største diameter.

Gjennomstrømningshastigheten i reaktoren (mot silen) bør ikke være større enn:

- Omrørte (anoksiske/anaerobe) reaktorer (flate siler): 30 m/h
- Luftede (aerobe) reaktorer (sylindriske siler): 35 m/h

Slamseparasjonsbassenger

For konstruktiv utforming av slamseparasjonsbassenger, se pkt 3.4.4

Ressursforbruk

Energiforbruk

Energi forbrukes til lufting og omrøring i MBBR-anlegg. Man kan ved dimensjonering ta utgangspunkt i følgende verdier for energiforbruk til bioreaktoren (energiforbruk til slamseparasjonen samt oppvarming og ventilasjon kommer i tillegg, se pkt. 3.3.3):

- MBBR i sekundærrenseanlegg (anlegg for fjerning av BOF_5)
 - Effektforbruk til lufting: $25\text{--}35 \text{ W/m}^3_{\text{reaktorvolum}}$
 - Totalt energiforbruk (til lufting): $0,06\text{--}0,09 \text{ kWh/m}^3_{\text{vann behandlet}}$
- MBBR i tertiærrenseanlegg (anlegg for fjerning av nitrogen ved kombinert for- og etterdenitrifikasjon)
 - Effektforbruk til lufting: $25\text{--}35 \text{ W/m}^3_{\text{reaktorvolum}}$
 - Effektforbruk til omrøring: $10\text{--}15 \text{ W/m}^3_{\text{reaktorvolum}}$
 - Totalt energiforbruk (til omrøring, lufting og returpumping): $0,2\text{--}0,3 \text{ kWh/m}^3_{\text{vann behandlet}}$

Kjemikalieforbruk

Kjemikalieforbruket til fellingsdelen av MBBR-anlegg med felling er om lag det samme som ved kjemiske fellingsanlegg – se pkt. 3.4.5

Kompakte sedimenteringsbasseng, som benytter mikrosand som ballast i fnokkdannelsen i kjemiske rensetrinn, har et forbruk av mikrosand, som kan anslås til $3\text{--}5 \text{ g/m}^3_{\text{vann}}$.

3.5.4. Biorotor

Beskrivelse

Ved biologisk behandling i biorotor-anlegg ledes forbehandlet avløpsvann til et basseng der det bringes i kontakt med mikroorganismer. Mikroorganismene gror på flater som i sentrum er festet til en sakte roterende aksel, slik at organismene på flatene vekselvis befinner seg i kontakt med avløpsvann og luft. Det slam som produseres ved organismenes tilvekst, avskilles i en etterfølgende separasjonsenhet. Ved behandling av kommunalt avløpsvann bør vannet slamavskilles i forbehandlingen (forsedimentering).

Anvendelsesområde

Biorotoranlegg benyttes i hovedsak for fjerning av organisk stoff og evt ammonium (nitrifikasjon) på små avløpsrenseanlegg.

I de fleste biorotor anlegg kombineres biologisk og kjemisk rensing ved at felling/koagulering og flokkulering settes inn direkte etter bioreaktor og før slamseparasjonsreaktor (kalt Biofilm m/felling i tabell 1.4.1).

Dersom man benytter biorotor i kombinasjon med kjemisk felling (anlegg basert på biofilm m/felling – se tabell 1.4.1) vil man få bedre avskilling av den finpartikulære slamfraksjonen. Derfor kan man tillate en høyere belastning for å oppnå en ønsket renseeffekt.

Dimensjonering av bioreaktor

Dersom man benytter forsedimentering eller forfelling som forbehandling i biorotor-anlegg skal stoffbelastningen inn på det biologiske steget reduseres tilsvarende det som er angitt i pkt. 3.5.1.

Nødvendig biorotorareal

Det samlede biorotorareal bestemmes av den tillatte belastningen med organisk stoff pr. arealenhet, uttrykt som $\text{g BOF}_5/\text{m}^2 \cdot \text{d}$. Dimensjonerende verdier for organisk arealbelastning ved 10 °C er angitt i tabell 3.5.11.

Biorotoranlegg bør være oppdelt i flere trinn (minst 2) som drives i serie. For å unngå driftsproblemer som følge av overbelastning av 1. trinn, bør den organiske arealbelastningen beregnet for 1. trinn alene ikke overstige $24 \text{ g BOF}_5/\text{m}^2 \cdot \text{d}$. Ved beregning av biorotorareal skal den del av biorotoren som aldri fuktes, ikke medregnes.

Tabell 3.5.11. Dimensjoneringsdata for biorotoranlegg

Behandlingsmålsetting	Organisk arealbelastning ved 10 °C (A_{10}) $\text{g BOF}_5/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	Ammoniumbelastning ved 10 °C (A_{10}) $\text{g NH}_4\text{-N}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$
A. Hoveddelen av BOF_5 skal fjernes: > 70 % fjerning eller < 25 mg BOF_5/l i utløp • Uten kjemikalietilsetting • Med polymerkoagulering • Med kjemisk etterfelling	≤ 5 ≤ 8 $\leq 11,5$	
B. I tillegg til A: Nitrifikasjon	≤ 4	$\leq 0,5$

Ved andre temperaturer enn 10 °C skal organisk arealbelastning korrigeres etter følgende formel:

$$A_T = A_{10} \cdot \Theta^{(T-10)} \quad \text{lign. 3.5.23}$$

hvor A_T er organisk arealbelastning ved den aktuelle temperatur og A_{10} er tilsvarende ved 10 °C. Θ skal settes lik 1,07 ved behandlingsmålsetting A og 1,09 ved behandlingsmålsetting B.

Dimensjonering av slamseparasjonsbasseng

Slamseparasjonsreaktorer etter biorotor dimensjoneres på samme måte som de som etterfølger MBBR (se pkt. 3.5.3)

Konstruktiv utforming

Bioreaktor

Biorotoranlegg bør være oppdelt i flere trinn (minst 2) som drives i serie (se pkt. 3.5.5).

Det bassenget som biorotoren er plassert i, skal være utformet slik at avløpsvannet bringes i effektiv kontakt med biorotoren, og slik at kortslutningsstrømmer unngås. I de tilfeller hvor høy organisk belastning tidvis kan ventes, bør man for å kunne forhindre oksygensvikt og tykk biofilm i første trinn, legge inn et lufterør på langs av biorotoren i dette trinnet.

Slamseparasjonsreaktor

Sedimentering benyttes vanligvis for slamseparasjon etter biorotor, men i utgangspunktet kan de samme slamseparasjonsreaktorene som benyttes ved MBBR også benyttes ved biorotorer og den konstruktive utforming blir da også den samme.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Energiforbruket til biorotorer er lavt og utgjøres i det alt vesentlige av energiforbruk til drivverket for rotasjon av biorotoren.

Kjemikalieforbruk

Kjemikalieforbruket kan regnes å være det samme som i kjemiske renseanlegg (se pkt. 3.4.5)

3.5.5. Hybride anlegg (IFAS-anlegg)

Det finnes et stort antall måter å kombinere aktivslamprosesser og biofilmprosesser på. Den som har fått størst utbredelse internasjonalt i de senere år er den såkalte IFAS-prosessen (IFAS - Integrated Fixed film Activated sludge System). Derfor skal det her gis et forslag til en konservativ måte å dimensjonere IFAS-anlegg på.

Beskrivelse

I IFAS anlegg tilføres bærere for biofilm til bioreaktoren i et aktivslamanlegg, primært til den aerobe (luftede) delen, i tillegg til at det settes inn siler i den aktuelle reaktoren. Man kan sette til så mye bærere som det er behov for, i deler eller i hele reaktoren og med en fyllingsgrad fra 0-60 %.

Ved dette får man et to-slam (hybrid) system bestående av det suspenderte aktivslammet og biofilmslammet på bærerne. Disse to kan omsette under forskjellige betingelser. F.eks. kan den aerobe slamalder i aktivslammet (den suspenderte fasen) være for liten til at man kan oppnå nitrifikasjon her. Men en biofilmprosess trenger mindre volum enn en aktivslamprosess for nitrifikasjon, slik at nitrifikasjon kan foregå i biofilmen i et aerobt reaktorvolum som ikke er stort nok til å gi nitrifikasjon i aktivslammet. Nitrifiserende biofilm som flaker av bærerne, vil havne i aktivslammet og øke også dets potensial til å nitrifisere. Totalt sett innebærer dette at man kan oppnå nitrifikasjon i et reaktorvolum som er langt mindre enn i konvensjonelle aktivslamanlegg.

Erfaringene viser at nitrifikasjonsaktiviteten i biofilmslammet er høyere enn i det suspenderte slammet, og også at slamseparasjonsegenskapene bedrer seg når bærere tilsettes.

Vanligvis drives de anoksiske (og evt. anaerobe reaktorene – ved biologisk P-fjerning) på samme måte som i konvensjonelle aktivslamanlegg, dvs. uten bærere, men bærere kan i prinsippet også benyttes i anoksiske reaktorer.

Separasjonen av bioslammet foregår på samme måte som i et aktivslamanlegg, med sedimentering eller evt. med membranseparasjon (i IFAS MBR-anlegg).

Anvendelsesområde

Det er lite å hente på å bruke IFAS-anlegg for sekundærrensing, men prosessen kan være interessant for anlegg som krever nitrifikasjon eller nitrogenfjerning

IFAS-anlegg egner seg spesielt godt når man har et aktivslamanlegg som skal oppgraderes til å nitrifisere eller fjerne nitrogen, men prosessen kan også være konkurransedyktige i nye anlegg, både aktivslamanlegg og MBBR-anlegg.

Den største forskjell i forhold til aktivslamanlegg, er at bioreaktorvolumet blir mindre ettersom nitrifikasjon kan foregå i et mindre volum enn i et tradisjonelt aktivslamanlegg. Den største forskjell i forhold til et MBBR-anlegg er at man må benytte sedimentering eller membranseparasjon for slamseparasjonen og at man må ha returpumping av slam. I MBBR anlegg står man friere ved valg av separasjonsmetode (f.eks. ved bruk av mer kompakte separasjonsmetoder som flotasjon, lamellsedimentering, mikrosiling og filtrering).

IFAS kan benyttes både i for-, etter- og kombinerte denitrifikasjonsanlegg. Når fosfor skal fjernes, benyttes i IFAS-anlegg vanligvis simultanfelling og/eller biologisk fosforfjerning, men forfelling og etterfelling kan også benyttes.

Dimensjonering

Erfaringsgrunnlaget når det gjelder dimensjonering av IFAS-anlegg er mangelfullt og mange tyr til kompliserte modellbaserte metoder. I denne veiledningen anbefales en enkel dimensjoneringsmetode som må ansees som konservativ.

Bioreaktoren

Bioreaktoren dimensjoneres på samme måte som bioreaktoren i et aktivslamanlegg bortsett fra at den aerobe delen av reaktoren dimensjoneres for en aerob slamalder på 4 døgn, basert på den slamproduksjon som beregnes på grunnlag av tabell 3.5.2, med tillegg for den slamproduksjon som skyldes nitrifikasjon i biofilmen og evt. simultanfelling:

- Slamproduksjon ved nitrifikasjon: $0,125 \text{ g TSS/g NH}_4\text{-N}_{\text{nitrifisert}}$
- Slamproduksjon pga. simultanfelling: $3,0 \text{ g TSS/g Fe}_{\text{tilsatt}}$ (evt. $6 \text{ g TSS/g Al}_{\text{tilsatt}}$)

Så skal man analysere hvor stor nitrifikasjon som ville kunne forventes i biofilmen på bærerene i det samme volum, basert på de dimensjonerende nitrifikasjonshastigheter som er angitt for en MBBR (se tabell 3.5.5, pkt. 3.5.3.). Dersom dette aerobe volumet er stort nok til å klare den nitrifikasjon som behøves (med valgt bæremedium og fyllingsgrad), blir dette det aerobe volumet i IFAS-reaktoren (dvs. den som er bestemt av en aerob slamalder på 4 døgn). Dersom det er for lite, bestemmes IFAS-reaktorens aerobe volum til det som er nødvendig for å oppnå nødvendig (dimensjonerende) nitrifikasjon i en MBBR-reaktor.

Nødvendig areal av bæremedium (basert på ønsket fyllingsgrad og bæremedium) bestemmes ut fra det aerobe volum man har bestemt.

Det må tas hensyn til at oksygeninnholdet i den aerobe delen av reaktoren (nitrifikasjonsdelen) skal dimensjoneres for en høyere oksygenkonsentrasjon ($\geq 5 \text{ g O}_2/\text{m}^3$) enn i aktivslamanlegget og at dette kan ha betydning for nødvendig lufttilførsel.

Denitrifikasjonsreaktorene dimensjoneres på grunnlag av følgende hastigheter (ved 10°C):

- For-denitrifikasjon : $54 \text{ g NO}_x\text{-N/kg SSd}$ – forutsatt at C/N-forholdet er $\geq 4 \text{ g BOF}_{5,\text{inn}}/\text{g NO}_3\text{-N}_{\text{ekviv.fjernet}}$
Dersom C/N-forholdet er lavere enn dette (som er normalt), skal hastigheten reduseres lineært fra 0 ved C/N = $2 \text{ g BOF}_{5,\text{inn}}/\text{g NO}_3\text{-N}_{\text{ekviv.fjernet}}$ til angitt verdi ved C/N = $4 \text{ g BOF}_{5,\text{inn}}/\text{g NO}_3\text{-N}_{\text{ekviv.fjernet}}$
- Etter-denitrifikasjon : $84 \text{ g NO}_x\text{-N/kg SSd}$ – forutsatt tilsatt karbonkilde som gir et C/N-forhold $\geq 3 \text{ g BOF}_{5,\text{tilsatt}}/\text{g NO}_{x,\text{fjernet}}$. Om det ikke tilsettes karbonkilde (endogen denitrifikasjon) kan $9 \text{ g NO}_x\text{-N/kg SSd}$ benyttes.

Dersom man ønsker biologisk fosfor-fjerning i IFAS-anlegg, dimensjoneres disse på samme måte som i aktivslam-anlegg med biologisk fosforfjerning – med et anaerobt steg plassert foran for-denitrifikasjonssteget (se pkt. 3.5.2), uten bærere.

Det er ikke kjent at man noe sted har benyttet IFAS i sekundærrenseanlegg for fjerning av organisk stoff, eller organisk stoff og fosfor (biologisk).

Slamseparasjonsreaktoren

Slamseparasjonsreaktoren dimensjoneres på samme måte som for aktivslamanlegg (se pkt. 3.4.2) enten slamseparasjonen består av sedimentering eller membranfiltrering (i IFAS-MBR anlegg).

Dersom man ønsker å benytte IFAS-MBR anlegg må man være spesielt oppmerksom på muligheten for økt «fouling» på membranene som følge av at aerob slamalder er lavere enn i tradisjonelle MBR-anlegg. Foreløpig er erfaringsgrunnlaget for lite til å gi eksakte dimensjoneringsverdier.

Konstruktiv utforming

IFAS anlegg konstrueres og utformes på samme måte som aktivslamanlegg (se pkt. 3.5.2) med unntak av de reaktorer der det benyttes bæremedium, som konstrueres og utformes på samme måte som tilsvarende reaktorer i MBBR-anlegg (med siler, sil-luftere osv., se pkt. 3.5.3). Dersom det dreier seg om et ombygd aktivslamanlegg med finlufts-system, må man være påpasselig med å påse at luftingen gir tilstrekkelig omrøring. Eventuelt må luftesystem skiftes ut. Det tilsvarende gjelder omrørere i anoksiske reaktorer.

Ressursforbruk

IFAS anlegg har om lag det samme ressursforbruk som aktivslamanlegg som skal gjøre den samme rensingen.

3.6. Videregående rensing

3.6.1. Om videregående rensemetoder

Med videregående rensemetoder mener vi i denne veiledningen metoder som kan tas i bruk i tilfeller der kravene til rensing går ut over det som normalt følger av forurensningsforskriften og som er behandlet i det foregående. Det er gitt veiledning i dimensjonering av metoder for:

- a. Videregående partikkelseparasjon
- b. Videregående fjerning av løste, organiske stoffer
- c. Videregående inaktivering av mikroorganismer (desinfeksjon)

Det kan være behov for videregående partikkelseparasjon dersom man tar sikte på å komme lavere ned i konsentrasjon mht. de vanlige parametere (SS, BOF₅, KOF, Tot P og Tot N) enn hva man normalt gjør i tradisjonelle anlegg. En vesentlig del (gjørne >50 %) av utløpskonsentrasjonen av disse parameterne er nemlig knyttet til partikulært materiale ved tradisjonelle rensemetoder.

Det kan være ønske om å fjerne mer av det kolloidale eller løste organiske stoffet enten fordi de tradisjonelle metodene ikke gir tilstrekkelig lave utløpskonsentrasjoner eller fordi disse ikke fjerner i tilstrekkelig grad den type av organiske stoffer som man tar sikte på å fjerne. Dette kan f.eks. være ulike organiske mikroforurensinger (industri- og landbrukskjemikalier, hormonhermere, legemiddelrester osv.).

Normalt krever ikke forurensningsforskriften spesielle tiltak for fjerning av potensielt patogene mikroorganismer før utslipp. I enkelte tilfeller (utslipp til drikkevannskilde, rekreasjonsområde, særlig verneverdig resipient osv.) er det imidlertid behov for desinfeksjon av utløpsvannet.

Både organiske mikroforurensninger og patogene mikroorganismer kan være knyttet til partikler og en videregående fjerning av kolloidalt og suspendert stoff, vil derfor også ha en gunstig påvirkning på disse, selv om de ikke nødvendigvis fjernes i tilstrekkelig grad. Dette gjelder særlig noen typer av organiske mikroforurensninger. Det er derfor naturlig at videregående partikkelseparasjon alltid inngår i et anlegg for videregående rensing.

3.6.2. Videregående partikkelseparasjon

Videregående partikkelseparasjon innebærer vanligvis en eller annen form for filtrering – vanligvis med for-koagulering. I denne veiledningen skilles det mellom:

- a. Planfiltrering (mikrosiling)
- b. Dybdefiltrering (gjennom et granulært medium, vanligvis sand eller tilsvarende)
- c. Membranfiltrering (gjennom en polymerisk eller keramisk membran)

Videregående separasjonsprosesser brukes for separasjon av partikulært stoff etter et hovedseparasjonssteg (vanligvis basert på sedimentering, lamellsedimentering eller flotasjon) i kjemiske, biologiske og biologisk/kjemiske renseanlegg. I slike tilfeller er konsentrasjonen av suspendert stoff inn på det videregående separasjonstrinnet vanligvis < 30 mg SS/l og målet er gjerne < 5-10 mg SS/l i utløpsvannet.

Dimensjonering av videregående partikkelseparasjonsprosesser er avhengig av type, konstruktiv utforming og drift av aktuell partikkelseparasjonsprosess, og ikke minst av lokale forhold. Det anbefales derfor at det, om mulig, gjennomføres pilotforsøk i tilknytning til dimensjoneringsprosessen. Leverandører av ulike partikkelseparasjonsanlegg kan ha andre dimensjoneringsverdier enn de som er angitt under.

3.6.2.1 Planfiltrering (mikrosiling)

Beskrivelse

Mikrosiling er en enhetsprosess der partikler separeres som følge av at de er større enn lysåpningen i den sil-flaten avløpsvannet passerer. Mikrosiler er i denne veiledningen definert som siler med lysåpning < 0,1 mm. Minste praktiske lysåpning i mikrosiler for avløpsvann er ca. 0,010 mm.

Silens effektivitet er avhengig av

- Innholdet av suspendert stoff i utløpsvannet fra det tradisjonelle anlegget
- Partikkelstørrelsesfordelingen i utløpsvannet fra det tradisjonelle anlegget
- Silens karakteristika (dvs. type av sil; roterende bånd-sil, trommel-sil osv.)
- Silens effektive lysåpning (μm)
- Silflatebelastning ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$)
- Silens bruk (dvs. hvordan silen drives)

Anvendelsesområde

Vanligvis benyttes en lysåpning på 10 – 40 μm for videregående partikkelseparasjon som også gir videregående fjerning av partikulært bundet fosfor (selv uten koagulant). Også gjenværende løst fosfor kan fjernes når koagulant tilsettes. Om det trengs for-koagulering eller ikke, er avhengig av hvilke prosesser som er benyttet i hovedseparasjonssteget. Dersom dette inkluderer koagulering/felling, flokkulering og sedimentering (evt. flotasjon) kan mikrosilen plasseres direkte etter hovedseparasjonssteget. Men skal man komme ned i svært lave partikkelinnhold i utløpsvannet, vil det vanligvis være behov for koagulering og flokkulering foran mikrosilen. I enkelte tilfeller kan tilsetting av polymer være tilstrekkelig.

Dimensjonering

Dimensjoneringsverdiene under tar utgangspunkt i overflatebelastning beregnet på dimensjonerende, dykket sil-flate. Ofte er det slik at gjennomstrømningsflaten øker gjennom en sil-syklus fordi vann-nivået foran sil-flaten øker som følge av gjentetting av silen, fram til det tidspunkt da sil-flaten rengjøres/vaskes og nivået synker tilbake til sitt opprinnelige ved syklusens starttid.

Som dimensjonerende, dykket sil-flate skal benyttes den flate som vannet gjennomstrømmer ved starten av syklusen. Dersom nivået holdes noenlunde jevnt pga. kontinuerlig rengjøring/vasking av sil-flaten, benyttes den dykkede silflaten som da er noenlunde den samme hele tiden.

Tabell 3.6.1 Dimensjonerende overflatebelastning (beregnet på dimensjonerende, dykket sil-flate – se definisjon over) på mikrosiler for videregående partikkelseparasjon

Mikrosiler m/lysåpning:	Forbehandling	Overflatebelastning (m ³ /m ² h)		Slamoverflatebelastning (g SS/m ² h)	
		Q _{dim}	Q _{maksdim}	Q _{dim}	Q _{maksdim}
>0,02 - 0,1 mm	• Uten forkoagulering ²	7,5	12,0	150	240
(SS _{ut} ≤ 10 mg SS/l) ¹	• Med forkoagulering ^{3,4}	10,0	16,0	200	320
>0,01 - 0,02 mm	• Uten forkoagulering ²	6,5	10,5	125	200
(SS _{ut} ≤ 7,5 mg SS/l) ¹	• Med forkoagulering ^{3,4}	8,5	13,5	150	240
≤ 0,01 mm	• Uten forkoagulering ²	5,0	8,0	100	160
(SS _{ut} ≤ 5 mg SS/l) ¹	• Med forkoagulering ^{3,4}	6,5	10,5	125	200

¹⁾ Innløp ≤ 40 mg SS/l etter MBBR med evt. hovedseparasjon og ≤ 30 mg/l etter aktivslam med sedimentering

²⁾ Ingen koagulant tilsettes for mikrosil – men koagulant tilsettes evt. før hovedseparasjonsprosess

³⁾ Koagulant (evt. kun polymer) tilsettes før mikrosil – i tillegg til fellingsmiddel foran hovedseparasjon

⁴⁾ Typisk dose: 2-4 mg Me³⁺/l og 0,5-1,5 mg polymer/l

Dersom man benytter forkoagulering, er den mekaniske flokkulering foran mikrosilen særdeles viktig og man bør følge leverandørens anbefalinger dersom man ikke har gjort seg egne erfaringer.

Konstruktiv utforming

Det finnes flere typer av mikrosiler men de dominerende typene som brukes for videregående partikkelavskilling, er:

- Roterende trommelsiler (som vanligvis betegnes trommelfilter)
- Roterende skivesiler (som vanligvis betegnes skivefilter/disk filter)

Ressursforbruk

Energiforbruk

Energiforbruket knyttet til mikrosiler for videregående partikkelseparasjon er lite og i hovedsak knyttet til bevegelse av silflaten samt spyling av denne. Typiske energiforbruksverdier er 0,01-0,03 kWh/m³ avhengig av anleggsstørrelse hvor det er lavere spesifikt forbruk ved større anlegg.

Kjemikalieforbruk

Når mikrosiler benyttes for videregående partikkelseparasjon (som tillegg til en hovedseparasjonsprosess), er det vanlig med tilsetting av koaguleringsmiddel og/eller flokkuleringsmiddel (polymer). Typiske doseringer er 3-4 mol metall(Al/Fe)/mol P tilført – typisk 2-4 mg Al/l eller 4-8 mg Fe/l. I tillegg kommer eventuelt 1-2 mg polymer/l som flokkulant.

3.6.2.2 Dybdefiltrering (filtrering gjennom granulært medium)

Beskrivelse

Ved dybdefiltrering separeres partiklene fra vannet gjennom dets passasje gjennom en filterseng bestående av et granulært medium med en viss dybde (1-3 m). Partiklene som avsettes i filtersengen må fjernes fra filteret ved filtervask (diskontinuerlig eller kontinuerlig) for å hindre gjentetting. Det kan skilles mellom:

- a. Diskontinuerlige filtre – der filtersengen vaskes/spyles med gitte tidsmellomrom
- b. Kontinuerlige filtre – der filtersengen vaskes kontinuerlig

Begge typer av filtre kan benyttes til videregående partikkelseparasjon. Dersom det siste separasjonssteget i den tradisjonelle delen av anlegget inkluderer koagulering/felling, flokkulering og sedimentering (evt. flotasjon), kan dybdefilteret plasseres direkte etter hovedseparasjonssteget. Men skal man komme ned i svært lave partikkelinnhold i utløpsvannet, er det vanligvis behov for koagulering og flokkulering foran filteret. I enkelte tilfeller kan tilsetning av polymere flokkulanter være tilstrekkelig.

Ved filtrering i diskontinuerlige filtre opererer man vanligvis i sykluser mellom hver gang filteret må rengjøres (styrt av falltap over filteret eller av gangtid) ved at det spyles fra undersiden, dvs. motsatt filtreringsretningen i nedstrøms filtre. Normal sandfiltrering er altså en diskontinuerlig prosess. Dette er en klar ulempe ved avløpsrensing, fordi det betinger at man har mange filtre å fordele vannmengden på når ett filter rengjøres, eller at man må bygge utjevningsvolumer.

Det er derfor utviklet kontinuerlige filtre, som er spesielt godt egnet ved avløpsrensing. Kontinuerlige filtre baserer seg på at vannet tilføres nede i filtersanden og strømmer oppover gjennom denne og deretter ut av anlegget. Sanden i bunnen av filteret vil derfor ta unna mesteparten av slampartiklene. Fra bunnen av filteret pumpes sanden, ved hjelp av en mammutpumpe, opp til en sandvasker, hvorfra sanden sedimenterer tilbake på plass øverst i sandsengen. Vannet beveger seg altså oppover mens sanden beveger seg nedover.

Anvendelsesområde

Dybdefiltrering vil normalt gi en noe bedre separasjon enn mikrosiling og kravene til forbehandling kan være mindre omfattende. Det er likevel vanlig å legge til rette for koagulering og flokkulering foran dybdefiltre som benyttes for videregående partikkelseparasjon.

Innen avløpsrensing har kontinuerlige filtre fått stor utbredelse fordi slike ikke har behov for så store bassengvolumer som diskontinuerlige filtre har. Mens kontinuerlige filtre benytter en ensgradert sand, er det vanlig i diskontinuerlige filtre å benytte flermedia-filtre med gradering grov til fin i filtreringsretningen.

Ved planlegging og dimensjonering av **diskontinuerlige filteranlegg** må man ta utgangspunkt i:

- Dimensjonerende belastning
- Valgt filtertype (lagdeling, korngradering osv. på den type filter man ønsker å benytte)
- Mengden av partikler som skal fjernes, dvs. slamproduksjonen etter koagulering (som avhenger av råvannskvalitet og dose av koagulant)
- Ønsket gangtid på filteret (tid mellom hver spyling) som er bestemt av slamproduksjon og filteroppbygning

Det er vanlig å dimensjonere filtre som etterfølger grovseparasjon (sedimentering eller flotasjon) uten koagulering foran filteret for en gangtid på minst ett døgn, mens man ikke bør dimensjonere for gangtid ≤ 10 timer for anlegg med forkoagulering.

Vanligvis dimensjoneres det for et tilgjengelig falltap på maksimalt 2-3 m for nedstrømsfiltre og 1,5-2 m for oppstrømsfiltre.

Filtre for videregående partikkelseparasjon vil normalt dimensjoneres for Q_{maksdim} . Stoffbelastningen ved Q_{maksdim} blir avgjørende for filterstørrelsen og gangtiden.

For beregning av stoffbelastningen $SS_{\text{inn filter}}$ tar man utgangspunkt i slamproduksjonen:

$$SP_k = SS_{ik} + K \cdot D \quad \text{lign. 3.6.1}$$

der

- SP_k = slamproduksjonen (mg SS/l) (evt etter koagulering)
- SS_{ik} = konsentrasjonen av suspendert stoff i effluent fra hovedseparasjonen
- D = dosering av koagulant (mg Al evt. Fe/l) – kan settes lik 3 mol Me/mol P_{fjernet}
- K = utfellingskonstant – kan ved dimensjonering settes lik 6,0 for Al og 3,0 for Fe

Av betydning for dimensjoneringen kan også utforming av filterbunn, styring av filteret, måten filteret vaskes/spyles på, dvs. om det er overflatespyling, luftspying osv., være.

Dimensjonering av diskontinuerlige filtre

Det anbefales at følgende prosedyre benyttes når filtertype er valgt:

1. Velg dimensjonerende brutto filtreringshastighet, $v_{f,brutto}$ (m/h) (tabell 3.6.2)
2. Velg ønsket syklustid (totaltid mellom hver tilbakespyling) (tabell 3.6.3)

$$t_p = t_f + t_{s,v} + t_{s,l+v} + t_v \quad \text{lign. 3.6.2}$$

der t_f (h) er tid for filtrering (inkl. modningstid, t_m), $t_{s,v}$ (h) er tid som medgår til tilbakespyling med vann alene, $t_{s,l+h}$ (h) er tid som medgår til tilbakespyling med vann og luft og t_v (h) er tid som medgår til ventilmanøvrering, luftspying eller annen tid som ikke produserer vann.

3. Estimer filtreringstiden (t_f) basert på brutto filtreringshastighet og partikkelmengden (h)
4. Beregn netto filtreringshastighet, $v_{f,netto}$ ($\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$)
5. Bestem nødvendig filterareal, $A_{dim} = Q_{dim} / v_{f,netto}$ (m^2)

Dimensjonerende brutto filtreringshastighet

Veiledende verdier for dimensjonerende brutto filtreringshastighet for ulike filtertyper er gitt i tabell 3.6.2

Tabell 3.6.2 Dimensjonerende brutto filtreringshastighet ($v_{f,brutto}$) for ulike typer av filtre

Filtertype	Filter medium	Filtreringshastighet ¹⁾ , $v_{f,brutto}$ (m/h)	
		Q_{dim}	$Q_{maksdim}$
Nedstrøms en-media-tradisjonelle	Sand	5,0	6,5
Dype en-media	Antrasitt/GAC/Filtralite	6,0	8,0
Nedstrøms to-media (normal dybde)	Antrasitt eller Filtralite over sand	7,5	10,0
Nedstrøms, to-lags mono-multi filtre Normal dybde Dype (> 1,70 m)	Leca-granulat	7,5	10,0
	Filtralite NC over Filtralite HC	9,0	12,0
Oppstrøms en-media	Sand	6,0	8,0
	Leca-granulat (Filtralite HC)	6,0	8,0
Oppstrøms kontinuerlig en-media	Sand	7,5	10,0

¹⁾ Dersom man benytter polymer som hjelpekoagulant/flokkulant kan filtreringshastigheten settes 25 % høyere enn angitt verdi

Filtersyklustid

Filtersyklustiden (t_p) er sammensatt av filtreringstiden (t_f) – som inkluderer modningstiden (t_m), tiden som medgår til spying av filteret (t_s) og tiden som medgår til diverse (luftspying alene, ventil-/luke-manøvrering, senkning av vannspeil, spylekø, pauser, osv.) (t_v) – se ligning 3.6.2

Ved dimensjonering må man velge t_s og t_v , mens man, i en viss utstrekning, kan beregne t_f (filtreringstiden) som er den av de tre tidsbolkene som varer lengst – basert på den slammengde som kan lagres i filteret (slamlagringskapasitet) – typisk $2\text{--}2,5 \text{ kg SS}/\text{m}^2_{\text{filteroverflate}}$ i to-media filtre.

Varigheten av filtreringstiden er derfor avhengig av filtertypen (oppbygningen av filteret), mengden av partikulært materiale som skal fjernes (slamproduksjonen etter koagulering) og belastningen på filteret (filterhastigheten).

Tabell 3.6.3. angir veiledende og anbefalt varighet på de ulike tidsbolkene i filtersyklusen i ulike filtertyper.

Tabell 3.6.3 Anbefalt dimensjonerende varighet av de ulike tidsbolker i filtreringssyklusen

Tidsbolke under filtreringssyklusen	Anbefalt verdi
Filtreringstid mellom hver tilbakespyling, t_f - Anlegg uten forkoagulering - Anlegg med forkoagulering	≤ 24 h ≤ 10 h
Tid som medgår til spyling med luft og vann, $t_{s,l+v}$	≥ 3 min
Tid som medgår til tilbakespyling med vann alene, $t_{s,v}$	≥ 8 min
Tid som medgår til elementer som ikke bidrar til filtrering av vann: luftspyling alene ¹ , ventil-/luke-manøvrering, senkning av vannspeil, spylekø, pauser, osv., t_v	≥ 15 min
Modningstid, t_m - tid for kjøring av modningsvann til innløp («førstefiltrat»)	≥ 20 min

¹⁾ Typisk verdi for luftspylingstid - når luftspyling brukes alene i forkant av vannspyling, er 1-2 min

Spylevannshastighet

Ved filterspylingen må spylevannshastigheten være tilstrekkelig til å ekspandere filtersengen med 25-35 % ved tilbakespyling med vann.

Det er vanlig å benytte en kortvarig luftspyling i forkant av spylingen med vann. I noen tilfeller benyttes i tillegg kombinert spyling med luft og vann etter luftspylingen. Filtrervasken avsluttes alltid med vannspyling alene for å reetablere lagdelingen i filteret i fler-media filtre.

I tabell 3.6.4 er veiledende verdier for spylehastigheter gitt. Ved dimensjonering må man passe på at spylehastigheten ikke blir satt for lavt og at varigheten er tilstrekkelig. Spylehastigheten må kunne tilpasses vanntemperaturen.

I tabell 3.6.4 er også tatt med verdier for overflatespyling som kan være aktuelt der luftspyling ikke forutsettes.

Netto filtreringshastighet, $v_{f,netto}$

Det normale er en driftssituasjon der filteret spyles med filtrert vann og der modningsvannet, som vaskevannet, føres til innløp. Da kan netto spesifikk filtreringshastighet beregnes som :

$$v_{f,netto} = \left[\frac{1}{t_p} \right] \left[v_{f,brutto} \cdot (t_f - t_m) - (v_{s,v} \cdot t_{s,v} + v_{s,l+v} \cdot t_{s,l+v}) \right] \quad \text{lign. 3.6.3}$$

der

- $v_{f,netto}$ = Netto filtreringshastighet ($(m^3/h)/m^2_{\text{filterflate}} = m/h$)
- $v_{f,brutto}$ = Brutto filtreringshastighet (m/h)
- $v_{s,v}$ = Spylevannshastighet ved spyling av vann alene (m/h)
- $v_{s,l+v}$ = Spylevannshastighet ved spyling av luft og vann (m/h)
- t_f = Filtreringstid, dvs. tid som vannet filtreres (filtersykluslengde inkl. filtermodning) (h)
- $t_{s,v}$ = Tid som medgår til spyling av filteret med vann alene(h)
- $t_{s,l+v}$ = Tid som medgår til spyling av filteret med luft og vann(h)
- t_m = Modningstid - tid for kjøring av modningsvann til innløp («førstefiltrat»)(h)
- t_p = Total tid mellom hver filterspyling ($t_p = t_f + t_s + t_v$) (h)
- t_v = Tid for ventil-manøvrering, senkning av vannspeil, luftspyling, spylekø, pauser, osv.

Tabell 3.6.4 Veiledende dimensjoneringsverdier for spylehastigheter (m/h) og -varigheter (min)

Kriterium	Luft spyling (m/h)	Varighet (min)	Vannspyling (m/h)	Varighet (min)
Tilbakespyling med vann alene ¹				
En-media sandfilter			30 - 40	10 - 15
To-media filter (Antrasitt eller Filtralite over sand)			45 - 55	10 - 15
Aktivkull filter ³			20 - 30	8 - 12
Tilbakespyling med vann og luft ¹				
En-media (kvartssand)				
Luft (først)	40 - 45	1 - 2	30 - 40	10 - 15
Vann (deretter)				
To-media (Antrasitt/Filtralite over sand)				
Luft (først)	45 - 50	1 - 2	35 - 45	10 - 15
Vann (deretter)				
To-media (Antrasitt/Filtralite over sand)				
Luft og vann sammen (først)	30 - 40	2 - 3	35 - 45	2 - 3
Vann alene (deretter)			40 - 60	5 - 8
Overflatespyling ² med faste dyser			7 - 12	4 - 8
Overflatedyser ² med roterende dyser			2 - 4	4 - 8

¹⁾ Evt. etter overflatespyling

²⁾ Benyttes evt. før tilbakespyling med vann alene

³⁾ Se pkt. 3.6.3

Nødvendig filterareal

Nødvendig filterareal bestemmes da som:

$$A_{f,dim} = Q_{dim} / v_{f,netto} \quad (m^2) \quad \text{lign. 3.6.4}$$

Produksjon av spylevann

Produksjonen av spylevann $Q_{d,sp}$ over ett døgn er gitt ved:

$$Q_{d,sp} = A_{f,dim} \cdot [24 / t_p] [v_{s,v} \cdot t_{s,v} + v_{s,l+v} \cdot t_{s,l+v}] \quad (m^3 \text{ per døgn}) \quad \text{lign. 3.6.5}$$

der antallet spylinger per døgn vil være: $24/t_p$

Nødvendig kapasitet på spylevannspumpe

Nødvendig kapasitet på spylevannspumpen for hvert filter er gitt av:

$$Q_{p,sp} = v_{s,maks} \cdot A_{f,dim} / n \quad (m^3/h) \quad \text{lign. 3.6.6}$$

der $v_{s,maks}$ = den høyest dimensjonerende vannspylehastigheten (enten den foregår ved spyling av vann alene eller ved vann i kombinasjon med luft)
 n = antall filter

I **kontinuerlig spykende filter** reguleres sandomsetningshastigheten via regulering av luftstrømmen i mammutpumpen. En luftstrøm som gir en (nedad rettet) sandomsetningshastighet på 6-9 mm/min anbefales. Normalt luftforbruk er ca. $0,14 \text{ Nm}^3_{\text{luft}}/\text{min}$ for et filter med 5 m^2 filteroverflate. Vaskevannshastigheten bør være 1,5 - 2 ganger sandomsetningshastigheten, dvs. en vaskevannsmengde på 10 - 14 l/ m^2min .

For et filter med 5 m² filteroverflate blir eksempelvis dimensjonerende vaskevannstrøm 3-4 m³/h, dvs. 6 - 9 % av dimensjonerende vannmengde inn på filteret ved dimensjonerende filterhastighet på 8 m/h.

Konstruktiv utforming

Som det fremgår av det foranstående finnes det mange konstruktive utforminger av sandfilteranlegg for videregående partikkelseparasjon i avløpsrenseanlegg. De mest benyttede er:

- To-media filtre basert på:
 - Antrasittlag over sandlag
 - Ekspandert leire (Filtralite) lag over sandlag
- En-media med to lag ekspandert leire (såkalt mono-multi Filtralite) med ulik kornstørrelse
- Kontinuerlige oppstrøms filtre med bevegelig sandvolum og kontinuerlig sandvask

Typiske data for konstruktiv utforming av ulike granulære filtre brukt til videregående partikkelseparasjon i avløpsrensingen er vist i tabell 3.6.5

Tabell 3.6.5 Typiske data for konstruktiv utforming av ulike filtre brukt i avløpsrenseanlegg

Filtertype	Filtermedium	Tetthet (g/cm ³)	Kornstørrelse, d (mm)	Filterdybde (cm)
Nedstrøms en-medium-tradisjonelle Dype en-medium	Sand	2,60	0,4 - 0,8	50 - 80
	Antrasitt eller Filtralite	1,20 - 1,80	0,8 - 1,2	150 - 180
Nedstrøms to-media	Antrasitt eller Filtralite	1,40	0,8 - 2,5	45 - 50
		1,25 - 1,70	0,8 - 2,5	45 - 50
	Sand	2,60	0,4 - 0,8	30 - 50
Nedstrøms to-lags Mono-multi (NC/HC) ¹ Dype Mono-multi	Leca-granulat (Filtralite)	1,25 (NC)	1,6 - 2,5	45 - 50
		1,70 (HC)	0,8 - 1,6	45 - 50
		1,25 (NC)	1,6 - 2,5	60 - 70
		1,70 (HC)	0,8 - 1,6	100 - 120
Oppstrøms en-media diskontinuerlig	Sand	2,60 - 1,80	0,8 - 3,0	150 - 250
	Leca-granulat (Filtralite)	1,70 (HC)	1,6 - 5,0	150 - 250
Oppstrøms en-media kontinuerlig	Sand	2,60	0,9 - 1,2	200

¹NC/HC - angir to ulike tettheter av Filtralite (et produkt basert på ekspandert leire-aggregat)

Ressursforbruk

Energiforbruk

Energiforbruket ved filtrering er i første rekke knyttet til pumping, i hovedsak til drift av spylevannspumper. Dette kan anslås til 0,04 kWh/m³.

Kjemikalieforbruk

Anlegg basert på granulære filtre som brukes for videregående partikkelseparasjon kan drives både med og uten forkoagulering dersom filtersteget følger etter et hoved-separasjonssteg med felling/koagulering. Kravet til lavt innhold av suspendert stoff ut av filteret er ofte bestemt av et strengt krav til total P ut, f.eks. < 0,15 mg Tot P/l. Da må man gjerne under 10 mg SS/l og ved krav om < 0,1 mg Tot P/l må man gjerne ned i < 5 mg SS/l. Dette krever vanligvis ekstra tilsetning av fellingsmiddel. Nødvendig dose er typisk 3-4 mol metall(Al/Fe)/mol P_{tilført} – typisk 2-4 mg Al/l eller 4-8 mg Fe/l.

3.6.2.3 Membranfiltrering

Beskrivelse

Ved membranfiltrering separeres partikler fra vann ved at vannet presses gjennom en porøs membran mens partiklene holdes igjen pga. deres størrelse i forhold til porenes størrelse. Membranens tykkelse er svært liten og membranfiltrering er dermed en form for siling, men vi snakker her om separering av svært små partikler (< 1 µm) i forhold til de som kan separeres i mikrosilanlegg.

Membranene kan være laget av ulike materialer, men polymere membraner av ulike former for syntetisk fremstilte plaststoffer er vanligst. Membraner kan også være laget av keramiske materialer. Selve membranen utgjøres av et tynt, tett sjikt med den angitte lysåpning, som hviler på et mer porøst sjikt som benyttes for å gi membranen en viss stivhet og styrke og virker som et transportmedium.

Membraner kan karakteriseres på mange måter, men den viktigste er membranens nominelle poreåpning fordi den både bestemmer hva som kan fjernes og hvor stor fluks ($Q/A = \text{vannmengde/membranareal}$ - oppgis vanligvis som l/m² · h) som kan passere membranen – noe som bestemmer nødvendig membranareal og dermed kostnaden. For videregående separasjon i avløpsrenseanlegg benyttes ultrafiltreringsmembraner (lysåpning 0,01 – 0,1 µm) eller mikrofiltreringsmembraner (lysåpning 0,1 – 1 µm).

Anvendelsesområde

Membranfiltre benyttes der man har svært strenge krav til partikkelinnhold samt innhold av organisk stoff og næringsstoffer i utløpsvannet. Ettersom membranfiltre i prinsippet fjerner alt suspendert materiale vil man i tillegg til SS ~ 0 mg/l fjerne den delen av det organiske stoffet og næringsstoffene som i utløpet fra hovedseparasjonssteget foreligger suspendert, og det utgjør vanligvis mer enn halvparten av totalen. Membranfiltre fjerner følgelig også mikrober godt men utgjør ikke nødvendigvis en fullverdig mikrobiell barriere. Membranfiltre er også bedre enn de øvrige videregående partikkelseparasjons-prosessene til å fjerne organiske mikroforurensninger.

Også foran membranfiltre er det vanlig med koagulering/flokkulering – ikke nødvendigvis for å kunne oppnå et bedre partikkelseparasjonsresultat, men mer for å forhindre beleggdannelse («fouling») på membranen.

Avgjørende for separasjonsresultatet er membranens poreåpning. Ved videregående partikkelseparasjon i avløpsrenseanlegg benyttes ultrafiltrerings (UF)- eller mikrofiltrerings (MF)-membraner. Disse kan, grovt sett, defineres som følger:

- Ultrafiltrering – poreåpning 10-100 nm – benyttes primært til å separere aggregater av kolloidale og større (suspenderte) partikler. Ultrafiltrering benyttes derfor ofte til fjerning av mikroorganismer og utfelte fnokker.
- Mikrofiltrering – poreåpning 100-1000 nm – benyttes primært til å separere suspenderte partikler og utfelte fnokker.

Det presiseres at det ikke finnes noen allmenngyldig definisjon for ultra- og mikrofiltrering og at det kan være store overlapp mellom disse avhengig av membranmateriale, fremstillingsmetode osv. og det kan også være store forskjeller i måten poreåpningen angis på. Inndelingen over er derfor bare indikativ og ikke absolutt.

Konstruktiv utforming

Det er to ulike måter å bringe vannet i kontakt med membranen på. Ved såkalt «dead-end»-filtrering presses vannet gjennom membranen vinkelrett på membranoverflaten. Alt materiale som avsettes på membranen må fjernes når falltapet per tidsenhet over membranen overgår en grense. Ettersom falltapet øker med filtreringstiden vil fluksen synke med tiden.

Ved såkalt «cross-flow»-filtrering (tverrstrøms-filtrering) beveger vannet seg på langs av membranen. Noe av vannet filtreres gjennom membranen mens en annen del fortsetter langs membranen og bidrar til at avsetning på denne reduseres. Derfor vil oppbygningen av falltap og reduksjonen av fluks over tid gå langsommere. Frekvensen for rengjøring av membranen er derfor vanligvis høyere i dead-end-anlegg enn i cross-flow-anlegg og metoden for vasking er også annerledes.

I tverrstrømanlegg blir konsentratstrømmen stor, gjerne 30 % av innkommende vannmengde og det er en av grunnene til at de fleste membranfiltreringsanlegg innen avløpsrensing av basert på «dead-end» filtrering.

I et «dead-end»-anlegg får man en vaskevannsstrøm (ca. 5 % av den hydrauliske belastningen) som følge av hyppige tilbakespylinger med vann gjennom membranen i motsatt retning av filtreringsretningen. Vaskevannsstrømmen føres tilbake til innløpet av anlegget fortrinnsvis via en utjevningstank for å forhindre spiss-belastninger.

Den største utfordring ved membranfiltrering er gjentetting av membranen, eller det som på engelsk kalles «fouling» – dvs. prosesser som fører til gjentetting av membranen. Ulike strategier brukes for å hindre gjentetting av membraner, for eksempel:

- Valg av membran (PVDF, PFTU, PES)
- Valg av membrantype (hulfiber, flat-ark, rør osv.)
- Valg av måten vannet blir tilført membranen på («dead-end» eller «cross-flow»)
- Valg av membranreaktor teknologi (dykket, innkapslet..)
- Valg av membranrengjøringssystem (tilbakespyling, kjemisk vask osv.)

Dimensjonering

Dimensjonering av membranfilteranlegg må sees i sammenheng med måten man ønsker å drive filteret på. Ikke minst opplegget for kontroll med beleggdannelsen (foulingen), herunder hvordan man skal ha kontroll med reversibel fouling (gjennom tilbakespyling) og ikke-reversibel fouling (gjennom kjemisk vask av membranene), har stor betydning.

Man finner store variasjonsområder mht. dimensjonering og drift av membranfiltre i koaguleringsanlegg og dimensjonering gjøres vanligvis av leverandørene knyttet opp mot garantier for prosess-ytelse.

Den mest sentrale dimensjonerings- og driftsparameter er membranfluksen:

$$\begin{array}{lcl} F_m & = & Q_{dim}/A \\ \text{der } F_m & = & \text{membranfluks (l/m}^2\text{h)} \\ Q_{dim} & = & \text{dimensjonerende vannmengde (l/h)} \\ A & = & \text{membranareal (m}^2\text{)} \end{array} \quad \text{lign. 3.6.7}$$

I tabell 3.6.6 er typiske driftskarakteristika for membranfiltre i anlegg for videregående partikkelseparasjon satt opp.

Tabell 3.6.6 Typiske driftskarakteristika for membran (UF og MF) filter-systemer i anlegg for videregående partikkelseparasjon

Parameter	Typisk variasjonsområde ved normal drift	
	UF-membraner	MF-membraner (keramiske)
Nominell poreåpning	10 - 40 nm	100 - 200 nm
Dimensjonerende permeat fluks ($\text{l/m}^2\text{h}$) ved Q_{maksdim} Trykksatte (innkapslede) system Dykkede system	30 - 60 $\text{l/m}^2\text{h}$ 20 - 40 $\text{l/m}^2\text{h}$	100 - 250 $\text{l/m}^2\text{h}$
Trykk over membranen - TMP Trykksatte (innkapslede) system Dykkede system	Normalt: 0,5 - 1,5 bar (maks. 2,0 bar) Normalt: 0,2 - 0,4 bar (maks: 0,5 bar)	Under filtrering: 0,05-1 bar
Gjenvinning	> 90 %	> 98 %
Tid mellom hver tilbakespyling	30 - 90 min	1-6 timer
Tilbakespylingshastighet	60 m/h	60 m/h
Varighet av tilbakespyling	30 - 120 sek	5-20 sek
Tid mellom hver kjemisk vask (CEB)	1 - 7 døgn	4-7 døgn
Varighet på kjemisk vask (CEB)	20 - 30 min	10 - 30 min
Levetid for membran	7 - 10 år	> 10 år

Tallene i tabell 3.6.6 er typiske for anlegg basert på polymere ultrafiltreringsmembraner og keramiske mikrofiltreringsmembraner. Ved bruk av andre membrantyper vil tallene kunne være annerledes.

I tabell 3.6.7 er gitt en oversikt over typiske verdier for dimensjonerende fluks.

Valg av dimensjonerende fluks bør gjøres avhengig av øvrige driftsparametere og dimensjoneringen av membran-anlegget gjøres derfor normalt av leverandøren. De angitte verdier kan sees på som veiledende ved tidligfase-planlegging av anlegg.

Tabell 3.6.7 Typiske verdier for dimensjonerende fluks i membranlegg for videregående partikkelseparasjon i avløpsrensseanlegg

Anleggstype	Q_{dim} ($\text{l/m}^2 \cdot \text{h}$)	Q_{maksdim} ($\text{l/m}^2 \cdot \text{h}$)
UF-anlegg (poreåpning: 10-40 nm)	15-25	40-50
MF-anlegg (poreåpning: 100 - 200 nm)	50-60	100-120

I hovedtrekk kan eventuell koagulering og flokkulering foran membranlegget dimensjoneres på samme måte som foran et direkte- eller kontaktfiltreringsanlegg basert på sandfiltrering. Flokkuleringstiden kan være kort (1-5 min). I anlegg basert på dykkede utside-inn hulfiber-membraner bør G-verdien i flokkuleringen direkte foran membranen ikke være for høy ($< 30 \text{ s}^{-1}$) mens G-verdien i flokkuleringen i anlegg basert på keramiske mikrofiltreringsmembraner, kan være høyere (30 - 100 s^{-1}).

Ressursforbruk

Energiforbruk

Energiforbruket for dykkede systemer er i hovedsak knyttet til lufting for rengjøring av membranen. Det kan anslås til ca. $0,1 \text{ kWh/m}^3$ filtrert vann.

Der hvor vannstrømmen drives gjennom membranen med pumping, må i tillegg pumpings energiforbruk medtas i beregningene.

Kjemikalieforbruk

Membrananlegg som brukes for videregående partikkelseparasjon kan drives både med og uten forkoagulering dersom filtersteget følger etter et hovedseparasjonssteg med felling/koagulering. Dersom kravet til Tot P er $\leq 0,15 \text{ mg P/l}$ må man vanligvis ha en ekstra tilsetning av fellingsmiddel.

Nødvendig dose er typisk $3\text{--}4 \text{ mol metall(Al/Fe)/mol P}_{\text{tilført}}$ – typisk $2\text{--}4 \text{ mg Al/l}$ eller $4\text{--}8 \text{ mg Fe/l}$.

3.6.3. Videregående fjerning av løste, organiske mikroforurensninger

Med løste, organiske stoffer mener vi i denne veiledningen miljø- og helseskadelige organiske mikroforurensninger. Det kan være industri- og landbrukskjemikalier, hormonhermende stoffer, legemiddelrester osv.

Det settes på nåværende tidspunkt ikke krav til fjerning av løste, organiske mikroforurensninger ved norske avløpsrenseanlegg. Man ser imidlertid en økende oppmerksomhet rettet mot slike stoffer i EU og det er ikke usannsynlig at krav vil komme i fremtiden.

De ulike stoffer kan kreve ulike teknologier for fjerning, men det er særlig to teknologier og evt. kombinasjoner av disse som er i bruk, nemlig:

- Kjemiske oksidasjon med ozon.
- Adsorpsjon på aktivt kull ved bruk av aktivkullfiltre (GAK) eller pulverkulltilsetning (PAK)

Det finnes også andre metoder men som i praksis ikke er i bruk i dag. Leseren henvises til litteraturen.

Renseteknologiene rettet mot løste, organiske mikroforurensninger er fortsatt på utviklingsstadiet. I denne veiledningen skal vi derfor kun omtale dimensjonering av de metodene som er angitt over på en overordnet måte. For nærmere detaljer om metode og dimensjonering, henvises det til spesiallitteraturen.

3.6.3.1 Kjemisk oksidasjon

Beskrivelse

Ved kjemiske oksidasjon skjer det elektronoverføringer mellom kjemiske forbindelser som reagerer med hverandre. En forbindelse som opptar elektroner (har evnen til å oksidere andre forbindelser) kalles et oksidasjonsmiddel. Når oksidasjon benyttes for å fjerne organiske mikroforurensninger, brukes vanligvis sterke oksidasjonsmidler som ozon (O_3) og hydrogenperoksid (H_2O_2) eller såkalte avanserte oksidasjonsprosesser (AOP), som involverer reaksjoner der såkalte frie hydroksylradikaler ($\text{OH}^\bullet$) spiller en sentral rolle. $\text{OH}^\bullet$ er det nest sterkeste oksidasjonsmiddel vi kjenner og det vil kunne oksidere og mineralisere (til CO_2) nesten alle kjente organiske forbindelser.

Blant de såkalte AOP'ene finner vi gjerne kombinasjoner av tradisjonelle oksidasjonsmidler som gjør at radikalproduksjonen blir spesielt sterk. Vi kan skille mellom ozon-baserte prosesser (for eksempel O_3/UV og $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$), peroksid-baserte prosesser (for eksempel $\text{H}_2\text{O}_2/\text{Fe(II)}$ (Fentons reagent), $\text{H}_2\text{O}_2/\text{UV}$) og katalysatorbaserte prosesser (for eksempel UV/TiO_2).

For kjemisk oksidasjon for fjerning av organiske mikroforurensninger i avløpsvann, er det imidlertid kun ozonering som har blitt brukt i kommunale renseanlegg i praksis til nå, og derfor skal kun denne oksidasjonsmetoden omtales her,

Anvendelsesområde

Ozon er svært selektivt og man kjenner reaksjonsbetingelsene overfor enkeltstoffer ganske godt. Noen stoffer lar seg imidlertid dårlig oksidere med ozon mens de lar seg godt oksidere med OH° ettersom hydroksylradikalet ikke reagerer selektivt (i motsetning til ozon) og kan derfor benyttes til oksidasjon av en lang rekke stoffer som måtte forekomme (farmasøytiske restprodukter, pesticider, industrikjemikalier, lukt og smaksstoffer osv).

Det er ikke uvanlig at kjemiske oksidasjonsmetoder (spesielt ozonering) kombineres med aktivkulladsorpsjon, som nevnt over. Ettersom ozon bryter ned organiske forbindelser, vil man da gjerne få biologisk aktivitet parallelt med adsorpsjon i det aktive kullet – altså biologisk aktivkullfilter. Den biologiske aktiviteten i filteret vil bidra til at gangtiden mellom hvert gjennombrudd forlenges.

Konstruktiv utforming

Ozon (O_3) genereres på stedet ved hjelp av en generator. Et ozonanlegg består av et fødegass-system med utstyr for tørking og komprimering av luft (eventuelt framstilling og komprimering av oksyngengass), en ozongenerator, en innblandings-enhet for ozon i vannet, et kontakt- og reaksjonsbasseng og en ozonnedbrytningsenhet for overflødig avdrevet gass.

Både luft og ren oksygen kan benyttes som fødegass. I det siste tilfellet kan flytende oksygen på beholdere benyttes eller en generator for produksjon av oksygen fra luft. Ozon produsert fra ren, tørket luft med om lag 20 % oksygen gir maksimalt 3-5 vekt % ozon i den produserte gassen som tilføres vannet, mens innholdet når ren oksygen benyttes, er betydelig høyere, 8-14 %.

Ozon genereres fra fødegassen (luft eller oksygen) i ozongeneratoren når høy spenning etableres over gapet mellom to nærliggende elektroder. Rundt 85 % av energien som tilføres ozongeneratorer blir tapt i varme. Gode kjølesystemer er derfor viktig.

Innblanding av gassen skjer normalt gjennom én av følgende innblandingsenheter; boblediffusorer, turbinmikser, injektorer og statiske mikser.

Man benytter gjerne begrepet «kontakttank» om den fasen der ozongassen overføres fra gass til væskefase via en innblandingsenhet og et gass/vann kontaktsystem. I denne veiledningen brukes begrepet reaksjonstank om den delen av kontaktsystemet der løst ozon får tid til å reagere med vannet samtidig som det selv blir brutt ned. Ofte kombineres innblanding og kontakttank (for eksempel i bassenger med boblediffusorer). Både kontakttanken og reaksjonstanken kan bestå av en eller flere reaktorer i serie og er vanligvis utformet som lukkede bassenger eller kolonner.

Overskuddsozon som samles opp i kontakttank og eventuelt i reaksjonstank, må fjernes før utslipp til luft. Dette gjøres i en egen enhet. Rom som inneholder ozonanlegg må derfor være utstyrt med gass-alarm.

Dimensjonering

Ved dimensjonering av kjemiske oksidasjonsanlegg må følgende bestemmes:

- Nødvendig doseringsmengde av ozon
- Nødvendig størrelse og utforming (effektiv oppholdstid) av kontakt- og evt. reaksjonstank

Dersom man er ute etter å dimensjonere for ett (eller et fåtall) spesifikke stoffer, bør det gjennomføres forsøk i laboratorieskala med ulike doser i forhold til stoffets konsentrasjon.

Dersom man tar sikte på en generell fjerning av organiske mikroforurensninger, kan man bruke erfaringsverdier (primært fra Sveits) basert på vannets innhold av løst organisk stoff (g DOC/m³):

Dimensjonerende ozondose : 0,6 – 0,9 g O_3 /g DOC*

(*Der hvor man ikke har DOC målinger kan man benytte omregningen: $\text{DOC} = \text{KOF}_{\text{filtrert}} \times 0,3$)

Nødvendig kontakttid for oksidasjon av spesifikke organiske mikroforurensninger må bestemmes i laboratorieforsøk med det aktuelle vannet.

Dersom man tar sike på en generell fjerning av organiske mikroforurensninger, kan man bruke erfaringsverdier (primært fra Sveits) basert på vannets effektive oppholdstid:

Dimensjonerende effektiv oppholdstid: > 10 min

Bestemmelse av effektiv oppholdstid i kontakt- og reaksjonstanker

I kontakttanker (evt. reaksjonstanker) av ulik form vil det være ulik grad av omblending og de ulike vannelementene vil ha ulik oppholdstid i kontakttanken. Den effektive oppholdstid, t_{eff} , skal bestemmes som:

$$t_{eff} = (V/Q) \cdot F_h \cdot F_s \quad \text{lign. 3.6.8}$$

der

- t_{eff} = effektiv oppholdstid (min)
- V = volumet av kontakttanken (m^3)
- Q = dimensjonerende vannmengde (m^3/min)
- $T = V/Q$ = teoretisk oppholdstid (min)
- F_h = hydraulisk faktor
- F_s = serie faktor

Verdiene for hydraulisk faktor og serie faktor er gitt i tabell 3.6.8. Forskjellen er bare relevant ved anlegg med liten grad av stempelstrømning.

Tabell 3.6.8 Veiledende verdier for hydraulisk faktor

Omblendingsforhold/ Grad av stempelstrøm	Hydraulisk faktor F_h	Beskrivelse	Seriefaktor, F_s Kammer i serie		
			1	2	3
Ingen (ideell blanding)	0,3	Ingen skjermer, full omblending, høy inn- og utløpshastighet, lavt lengde/bredde forhold	1,0	2,0	2,5
Dårlig	0,4	Ingen skjermer, single eller multiple innløp og utløp	1,0	1,8	2,0
Middels	0,5	Skjermet innløp eller utløp, noe skjerming i selve bassenget	1,0	1,5	1,8
Ganske bra	0,7	Skjermet innløp og utløp, ledevegger i bassenget. Høyt lengde/bredde forhold	1,0	1,3	1,4
Svært bra	0,9	Skjermet innløp og utløp, ledevegger i bassenget. Svært høyt lengde/bredde forhold	1,0	1,1	1,1
Perfekt (stempelstrøm)	1,0	Rørstrømning	1,0	1,0	1,0

Ressursforbruk

Energiforbruk

Ekstra energiforbruk for ozonering: 0,05 – 0,15 kWh/ m^3

Kjemikalieforbruk

Ozon produseres på stedet og innebærer ikke noe annet ressursforbruk enn energiforbruket til ozongeneratoren

3.6.3.2 Adsorpsjon på aktivt kull

Beskrivelse

Med adsorpsjon menes vanligvis en prosess der et stoff konsentreres eller akkumuleres på en overflate eller kontaktflate primært som et resultat av van der Waalske tiltrekningskrefter. Aktivt kull er en spesielt god adsorbent for organiske stoff, først og fremst pga. den store spesifikke overflate som dannes i kullet ved aktivering av det (600–1700 m²/g).

Aktivt kull benyttes i følgende varianter:

1. Pulver aktivt kull (PAK) – typisk partikkeldiameter: 0,025–0,050 mm
2. Granulært aktivt kull (GAK) – typisk partikkeldiameter: 0,5–3 mm.

Pulverkull (PAK) tilsettes vannet som en slurry – for eksempel i et omrørt basseng hvor kontakten mellom PAK og vann gis den nødvendige oppholdstid, mens granulært kull (GAK) benyttes som filtermasse i et filter (hvor hovedhensikten ikke er partikkelseparasjon, men adsorpsjon), eller i en virvelsjiktreaktor (fluidized bed). Adsorpsjonskapasiteten blir etter hvert brukt opp ettersom de komponentene som skal fjernes opptar adsorpsjonsplassene inne i aktivkullporene. Når kapasiteten har falt under den rensekapasitet som anlegget er dimensjonert for, må det aktive kullet skiftes ut eller regenereres.

Aktivt kull er kostbart og GAK blir vanligvis regenerert ved termisk behandling i egne anlegg for dette formålet. Alternativet er å erstatte «brukt» kull med «nytt» kull. Normalt regenereres ikke aktivkullet som benyttes på pulverform (PAK). Regenereringen skjer normalt ved termisk behandling i egne anlegg for dette.

Anvendelsesområde

Aktivt kull kan benyttes som en universell behandlingsmetode for fjerning av organiske mikroforurensninger. Det finnes et utall forbindelser som har vist seg å kunne fjernes ved adsorpsjon på aktivt kull (se tabell 3.6.9).

Tabell 3.6.9 Eksempler på organiske mikroforurensninger som adsorberes på aktivt kull

Stoffgruppe	Eksempler på forbindelse
Aromatiske løsningsmidler	Benzen, toluen, xylene
Klorerte løsningsmidler	Karbon tetraklorid, klor-/diklor-/triklor-etylen, trikloreten
Polynukleære aromater	Naftalen, biphenyl
Klorerte aromater	Alkyl-benzen-sulfonater
Drivstoffer	Bensin, olje, kerosen
Fenoler	Fenol, kreosol, resorcinol, nitro-fenoler, klor-fenoler, alkyl-fenoler
Overflateaktive stoffer	Klor-/diklor-/triklor-benzen, endrin, toksafen, PCB, DDT
Pesticider og herbicider	Atrazin, 2,6-dichlorobenzamide, desphenylchloridazon, glyphosate
Hormonhermere	17β-estradiol, 17α-ethinylestradiol, bisphenol A
Perfluorinerte forbindelser	PFOS, PFOA og andre perfluorinerte forbindelser
Legemiddelrester	Clarithromycin, ibuprofen, diklofenak, carbamazepin, metoprolol, atenolol

Konstruktiv utforming

Oppbygging av PAK-anlegg

Pulverkull (typisk kornstørrelse: 25 – 50 µm) tilsettes vannet som en slurry. Det vanligste tilsetningspunktet er etter hovedseparasjonen i et tradisjonelt anlegg og før et sandfiltersteg for videregående partikkelseparasjon.

Pulverkullet kan tilsettes normalt i et eget omrørt basseng foran partikkelseparasjons-filteret. Pulverkullet vil følge med vannet til filtrerene og bli separert her. Dersom partikkelseparasjonsfilteret er et sandfilter, får man en effektiv utnyttelse av PAK ettersom PAK-korna vil avsettes i filteret og kapasiteten dermed utnyttes godt – ulempen er at det

vil påvirke gangtiden i filteret negativt. Dersom partikkelseparasjons-filteret er et planfilter (mikrosil) eller membranfilter, må oppholdstiden i kontaktbassenget være lengre ettersom kontakttiden mellom kull og vann på filteroverflaten er kort.

Et alternativ for å øke utnyttelsen av kapasiteten av PAK, er å bygge inn et eget sedimenteringsbasseng (evt. flotasjon) mellom kontaktbassenget (som kan være oppdelt i flere steg) og partikkelseparasjonsfilteret. Da har man mulighet til å resirkulere fraseparert PAK tilbake fra PAK-separasjonsbassenget og til kontaktbassengene for derigjennom å maksimere utnyttelsen av kapasiteten i pulverkullet.

Oppbygging av GAK-anlegg

Når GAK benyttes, konstrueres adsorpsjonsreaktoren på samme måte som et sandfilter, med filterbeholder, filterbunn, tilbakespyling-system osv. GAK-filtre kan bygges opp som åpne eller lukkede filtre (vanligst) plassert foran eller etter partikkel-separasjonsfilteret.

Ved valg av kornstørrelse på det granulære aktive kullet, står optimale forhold for adsorpsjon og trykkfall mot hverandre. Jo mindre kornstørrelsen er, jo raskere går adsorpsjonen, men desto raskere bygger også trykktapet seg opp. Vanligvis benyttes kornstørrelser i området 0,5–2,0 mm. GAK-filtre må tilbakespyles på samme måte som konvensjonelle sandfiltre.

For å utnytte kullet maksimalt er det vanlig å benytte to eller flere filter i serie, slik at det første filteret tas ut av drift når det er helt mettet og får gjennombrudd, mens det utgående vannet fra siste filter fremdeles klarer den ønskede restkonsentrasjonen av stoffet. Jo «slakere» gjennombrudds-kurven er (som kan bety lav adsorpsjonsaffinitet mht. det aktuelle stoffet), og jo strengere kravet til utløpskvalitet er, dess flere seriekoblede filtre trengs i anlegget. Et alternativ er å benytte GAK i en oppstrøms virvelsjiktreaktor (fluidized bed). Denne reaktortypen gir bedre mulighet for full utnyttelse av aktivkullkapasiteten. En slik reaktor bygges med resirkulering av vannet for å sikre tilstrekkelig høy vertikalrettet hastighet til å fluidisere GAK-korna.

Dimensjonering

Det er ikke enkelt å angi universelle dimensjoneringsverdier for aktivkull-anlegg ettersom disse både vil avhenge av:

- Hvilket stoff man tar sikte på å fjerne
- Hvor mange reaktorer man tar sikte på å benytte
- Hvilken driftsstrategi man legger opp til å benytte (regenerering eller ikke/ hyppighet på regenerering osv.)

Aktivkullanlegg vil alltid være kostbare, og som en billig forsikring for at man dimensjonerer riktig, bør alltid kontinuerlige lab-/pilot-forsøk i liten skala gjennomføres, spesielt for å bestemme kullets adsorpsjonskapasitet mht. de stoffene som ønskes fjernet og for å bestemme adsorpsjonskinetikken, dvs. med hvilken hastighet adsorpsjonen skjer.

PAK-anlegg

For dimensjonering av PAK-anlegg kan man få mye informasjon om dimensjonering ved å gjøre lab-forsøk (jar-test). Ulike doseringer og kontakttider kan utprøves. Man kan også utprøve flere omrørte tanker i serie ved å bruke det fraseparerte vannet fra det første beger som råvann til det neste osv.

Det er en sammenheng mellom nødvendig kontakttid og dosering. Jo høyere dosering, jo lavere nødvendig kontakttid og man bør derfor gjøre forsøk over et stort variasjonsområde. Anbefalte dimensjoneringsverdier ved $Q_{maksdim}$ er:

- Kontakttid: ≥ 15 min – minst 2 kammer i serie anbefales
- Dosering: 10 - 20 mg PAK/l ved 5 - 10 mg DOC/l i vannet som skal behandles – dvs ca 2 g PAK/g DOC_{tilført}

Eget separasjonssteg anbefales med mulighet til resirkulering av PAK til kontakttank

GAK-anlegg

Ved bruk av anlegg basert på GAK er man avhengig av å bestemme gjennombrudds-kurven for å etablere gode dimensjoneringsverdier og da må både laboratorieforsøk (for å bestemme kapasitet) og pilot-forsøk (for å bestemme kinetikk) etableres.

Typisk dimensjoneringsverdier for GAK-filtre for fjerning av organiske mikroforurensninger er imidlertid satt opp i tabell 3.6.10 – og disse kan legges til grunn ved planlegging av lab.-/pilotforsøk.

Tabell 3.6.10 Typiske dimensjoneringsverdier for GAK-filtre for fjerning av organiske mikroforurensninger

Parameter	Typisk dimensjoneringsverdi ¹⁾
Kornstørrelse (GAK) (mm)	
Typisk variasjonsområde	0,6 – 2,4 mm (typisk 1,2-2,3)
Effektiv kornstørrelse, d_{10}	0,8 – 1,2 mm
Uniformitetskoeffisient, $U (d_{60}/d_{10})$	1,7 – 1,9
Partikkel tetthet (g/cm ³)	1,3 – 1,5
Filterdybde (m)	3,0 – 5,0 m
Filterhastighet (m/h)	5 – 15 m/h
Oppholdstid tomt filter (EBCT)	20 – 30 min
Antall filtre i serie	1 – 3
Antall linjer i parallell	1 – 2
Tid mellom hver tilbakespyling (rene GAK-filtre)	50 – 100 døgn
Tid mellom hver regenerering	1– 2 år

¹⁾ Typiske verdier – som ikke nødvendigvis hører sammen

Aktivkullfiltre må tilbakespyles slik at filteret ekspanderer 15 – 40 %. Dette krever en tilbakespylings-hastighet på 25 – 40 m/h avhengig av kornstørrelsen på aktivkull-korna og det aktuelle GAK-fabrikat.

Anlegg som baseres på virvelsjiktreaktor, bør benytte kornstørrelse i området 0,2 – 0,9 mm og benytte en resirkulering av behandlet vann som totalt gir en vertikalhastighet gjennom reaktoren på 7-15 m/h (avhengig av kornstørrelse og GAK-produkt). Den midlere oppholdstid for PAK i systemet kan da bli 80-100 dager. Ny PAK fylles på porsjonsvis daglig eller flere ganger i uken.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Ekstra energiforbruk for bruk av PAK: < 0,005 kWh/m³ behandlet vann

Energiforbruk ved bruk av GAK: ca. 0,03 kWh/m³ behandlet vann

Kjemikalieforbruk

Normalt er det ikke noe kjemikalieforbruk forbundet med adsorpsjon på aktivt kull, men adsorpsjonskapasiteten til kullet forbrukes slik at kullet må byttes ut eller regenereres med jevne mellomrom. PAK regenereres normalt ikke men det er ikke uvanlig for GAK.

3.6.4. Videregående inaktivering av mikroorganismer (desinfeksjon)

Med mikroorganismer mener vi her primært indikatorer (f.eks. *Coli*, *E-coli*, *Clostridium Perfringens*, *Giardia Lamblia*, osv) for patogene mikroorganismer (virus, bakterier og parasitter) som helsemyndighetene (og andre) benytter for å karakterisere den mikrobielle/hygieniske kvalitet i vann. Krav til fjerning av slike mikroorganismer utover det som skjer ved de tradisjonelle rensemetodene for avløpsvann, kommer særlig til anvendelse ved utslipp til drikkevannskilder eller andre vannforekomster som er sårbare som rekreasjonsområder (til bading, fisking, båtsport og annen vann-relatert rekreasjon).

Så langt har forurensningsmyndighetene begrenset seg til, i spesielle tilfeller, å sette krav til at Termostabile Koli-forme Bakterier (TKB) skal være < 100 TKB/100 ml. Dette er dermed brukt som en universell indikator for bakteriell kontaminering fra rensset avløpsvann.

Det er særlig tre desinfeksjonsmetoder som kan komme til anvendelse:

- a. Klorering
- b. Ozonering
- c. UV-bestråling

Termostabile koliforme bakterier (TKB) er ikke en god universell indikator med tanke på mikrobiell forurensning fra avløpsvann behandlet med alle disse metodene, ettersom klorering (og til dels ozonering) ikke er noen god barriere mot parasitter (f.eks. *Giardia Lamblia* og *Cryptosporidium*).

Klorering er derfor mindre egnet for desinfeksjon av avløpsvann. Når ozonering er i bruk for kjemisk oksidasjon (se pkt. 3.6.3), vil dosen som oftest være tilstrekkelig til at den også gir en rimelig god barriere (2-3 log) mot TKB men ikke mot parasitten *Cryptosporidium*. UV-bestråling er spesielt effektiv overfor parasitter og også effektiv overfor bakterier og virus, og blir derfor normalt benyttet som desinfeksjonsmetode for desinfeksjon av rensset avløpsvann i dag.

Grunnlaget for dimensjonering av alle de nevnte metodene er grundig omhandlet i Norsk Vann rapport 209/2014 Veiledning i mikrobiell barriere analyse (MBA).

Her skal derfor kun de forhold som er spesielle ved UV-desinfeksjon av avløpsvann (den anbefalte metoden), omtales.

3.6.4.1 UV-bestråling

Beskrivelse

Ved UV-desinfeksjon bestråles vannet med UV-lys (bølgelengde ca. 240 – 250 nm). Inaktiveringseffekten er avhengig av:

- tiden (stråletiden) som mikroorganismene utsettes for bestråling
- stråleintensiteten som mikroorganismene opplever
- strømningsbildet i bestrålingskammeret
- antall og typer av organismer som skal inaktiveres
- vannets sammensetning og temperatur

Den sentrale dimensjoneringsparameteren er UV-dosen (D) som er produktet av strålingsintensitet (I) og strålingstid (t).

$$\begin{aligned} D &= I \cdot t \\ \text{der } D &= \text{dosen uttrykt i } \text{mJ/cm}^2 \text{ evt. i } \text{mWs/cm}^2 \text{ (1 mWs/cm}^2 = 1 \text{ mJ/cm}^2 = 10 \text{ J/m}^2\text{)} \\ I &= \text{strålingsintensitet (mW/cm}^2\text{)} \\ t &= \text{strålingstiden (s)} \end{aligned} \quad \text{lign. 3.6.9}$$

Den stålingsintensiteten som mikroorganismene opplever, er avhengig av UV-transmisjonen i vannet og derfor er transmisjonen av UV-lys i vannet som skal desinfiseres, av avgjørende betydning for dimensjoneringen. UV-transmisjonen (UVT) kan beregnes ut fra intensiteten på innkommende og utgående UV-lys gjennom vannet:

$$UVT = I/I_0 \quad \text{lign. 3.6.10}$$

$$\begin{aligned} \text{der } UVT &= \text{UV-transmisjonen ved bølgelengde på 254 nm og en gitt lysveg (f.eks. 1 cm)} \\ I &= \text{Intensiteten på UV-lyset etter en gitt lysveg (f.eks. 1 cm) (mW/cm}^2\text{)} \\ I_0 &= \text{Intensiteten på innkommende (avgitt) UV-lys (f.eks. 1 cm) (mW/cm}^2\text{)} \end{aligned}$$

For å bestemmes UV-transmisjonen måles vanligvis UV-absorpsjonen i laboratoriet med 50 eller 10 mm kuvette i spektrofotometer. UV-transmisjonen ved en gitt kyvettelengde kan beregnes fra målt UV-absorpsjon (cm^{-1}) ved samme kyvettelengde:

$$\text{UVT} = 10^{-\text{UV-abs}} \quad \text{lign. 3.6.11}$$

For omregning til transmisjonen i fra 10 mm til 50 mm kyvette (UVT_{50}) (eller omvendt) benyttes:

$$\text{UVT}_{50} = \text{UVT}_{10}^5 \quad \text{lign. 3.6.12}$$

UV-transmisjonen oppgis oftest i %

$$\text{UVT} (\%) = \text{UVT} * 100 \% \quad \text{lign. 3.6.13}$$

Anvendelsesområde

Ettersom vannets transmisjon er avgjørende for effekten av UV-desinfeksjon, bør ikke UV-desinfeksjon brukes på vann med fargetall over 20-30 mg Pt/l eller SS-innhold større enn 5-10 mg SS/l. Det betyr at desinfeksjonssteget bør komme etter et videregående steg for partikkelseparasjon (der dette finnes). Det er derfor av avgjørende viktighet at transmisjonen vurderes nøye ved planleggingen og dimensjoneringen av UV-anlegg.

Konstruktiv utforming

UV anlegg kan være innebygde, dvs plassert i UV-reaktorer (slik anlegg på drikkevann normalt er) eller med UV-lampene plassert i stativaggregater i åpne kanaler, noe som er vanligst i avløpsrensaneanlegg. Kommersiell UV-anlegg består av beholdere (i lukkede anlegg) eller stativaggregat (i kanalplasserte anlegg) som inneholder UV-lamper, beskyttelsesrør (vanligvis av kvartsglass), UV-intensitetssensor, termometer og rengjørings-anordninger for beskyttelsesrør og sensor.

Ettersom inaktiveringseffektiviteten er avhengig av intensiteten på UV-lyset og denne igjen er avhengig av en rekke faktorer, som alder av lampene, beleggdannelse på kvartsrørene, vannkvaliteten (for eksempel farge og turbiditet), blir målestyr som skal sikre at UV-dosen blir det den skal være, spesielt viktig.

Dimensjonering

UV-anlegg dimensjoneres slik at den dimensjonerende dose alltid kan opprettholdes, hensyn tatt til vannføring, vannkvalitet (UV-transmisjon), levetid for UV-lampene samt beleggdannelse.

Om man har mulighet til det (eksisterende anlegg), bør transmisjonen i avløpsvannet som skal desinfiseres, kartlegges over en lang nok periode (bestemmelse av UV-transmisjon – UVT_{10}) til at man fanger opp variasjoner som inkluderer perioder med dårlig vannkvalitet knyttet til spissbelastninger og driftsforstyrrelser.

Dimensjonerende UVT_{10} skal ikke sette høyere enn at maksimalt 15 % av UVT_{10} registreringene over året kan være høyere enn denne verdien, dvs. at 85 % av målte UVT_{10} verdier skal være lavere enn dimensjonerende UVT_{10} .

UV-anlegget som plasseres direkte etter sedimentering eller flotasjon som sluttseparasjonsprosess ($\text{SS} < 20 \text{ mg/l}$), bør ikke dimensjoneres for $\text{UVT}_{10} > 60 \%$, tilsvarende en UV-adsorbans på ca. $0,2 \text{ cm}^{-1}$ (målt med 10 mm kuvette). UV-anlegg plassert etter videregående separasjonssteg ($\text{SS} < 10 \text{ mg/l}$) bør ikke dimensjoneres for $\text{UVT}_{10} > 65 \%$.

UV-anlegget skal dimensjoneres for den maksimale vannføring som tillates å passere gjennom UV-anlegget, dvs. normalt Q_{maksdim} og på en slik måte at minst ett aggregat kan tas ut til enhver tid.

Veilederen til den norske drikkevannsforskriften (Mattilsynet, 2011) angir følgende dosekriterier for dimensjonering av UV-anlegg:

- En dose på $> 30 \text{ mJ/cm}^2$ anses å være en hygienisk barriere ovenfor bakterier, virus og parasitter. Doseverdien (også kalt gjennomsnittsdosen) blir bestemt ved å beregne intensitet og teoretisk oppholdstid på ulike punkter i aggregatet slik at oppnås punktdoser som integreres til en gjennomsnittsdose, jfr. eksisterende ordning i Norge.
- En dose på $> 40 \text{ mJ/cm}^2$ kreves dersom også bakteriesporer skal inaktiveres. Denne doseverdien refererer seg til målt verdi basert på biodosimeter-test validert etter østerrikske (ÖNORM), tyske (DVGW) eller amerikanske (USEPA) standarder.

Det finnes ikke noe generelt krav til desinfeksjon av avløpsvann. For å klare et krav på $< 100 \text{ TKB}/100 \text{ ml}$ i filtrert vann (som ved enkelte anledninger er brukt som krav i Norge), er det normalt tilstrekkelig med en dose på 30 mJ/cm^2 , men ønsker man en sikker barriere også mot bakteriesporer, anbefales det at man dimensjonerer for 40 mJ/cm^2 . For vann som skal gjenbrukes (f.eks. til vanning) anbefales en dose på 80 mJ/cm^2 .

UV-anlegg må dimensjoneres med en viss redundans, slik at en beholder nødvendig kapasitet til enhver tid, f.eks. også under perioder med vedlikehold av aggregater. Dette kan skje ved seksjonering, f.eks. ved bruk av 3 aggregater á 50 % kapasitet eller 4 aggregater á 33 % av total kapasitet.

Ressursforbruk

Energiforbruket knyttet til UV-desinfeksjonen kan anslås til $0,05 - 0,1 \text{ kWh/m}^3$

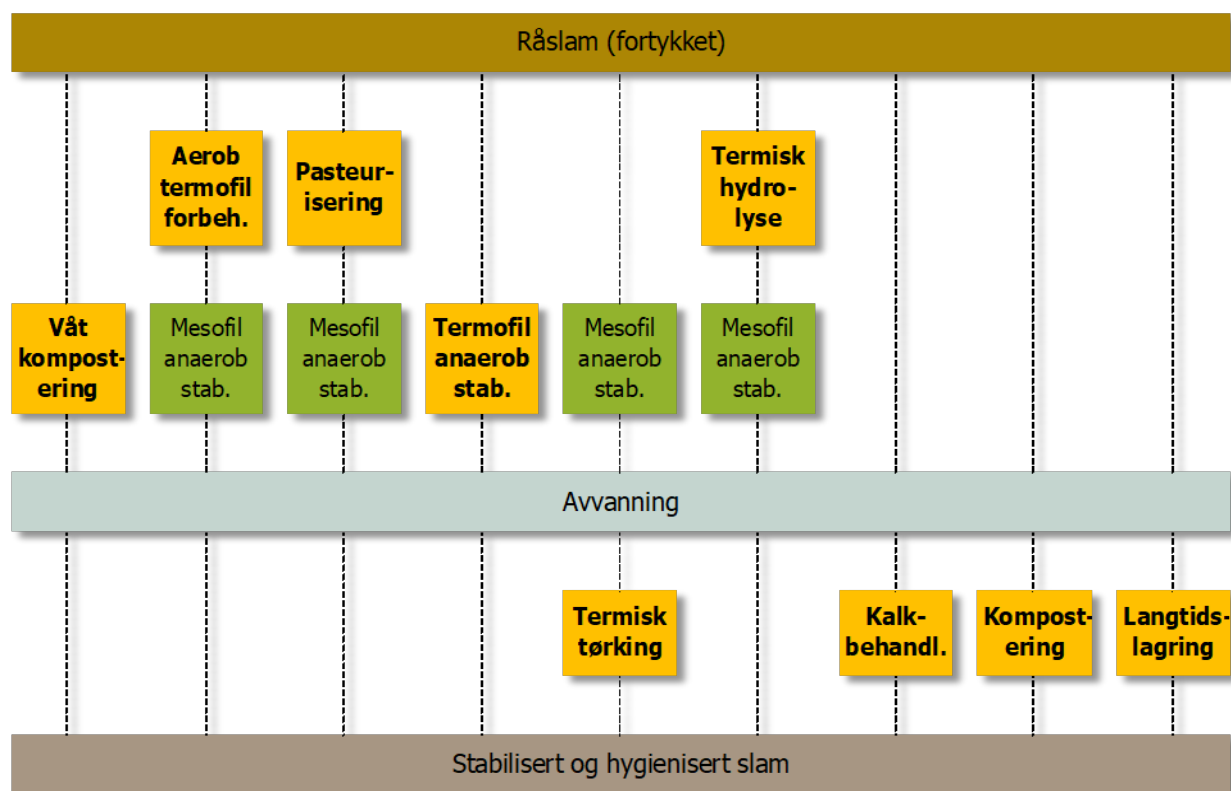
4. Dimensjonering av enhetsprosesser – Slambehandling

4.1. Innledning

Forskrift om gjødselvarer mv. av organisk opphav (gjødselvarerforskriften) (2003) regulerer behandling, lagring og bruk av avløpsslam og en rekke andre organiske avfallsprodukter. Forskriften inneholder bl.a. krav om stabilisering og hygienisering av slam og annet organisk avfall før bruk.

Kravet til stabilisering er generelt formulert og angir bare at slam ikke skal forårsake luktulempen eller andre miljøproblemer ved lagring og bruk, mens hygieniseringskravet er konkret og angir at hygienisert slam ikke skal inneholde *Salmonella*-bakterier eller infektive parasittegg, og innholdet av termotolerante koliforme bakterier (TKB) skal være mindre enn 2500 pr. gram tørrstoff. I forslag til revidert gjødselvarerforskrift (2019) er TKB erstattet av *E. Coli*, og det er satt et krav om at innholdet av *E. Coli* skal være mindre enn 1000 pr. gram våt vekt (**ikke** pr. gram tørrstoff).

For å oppfylle kravene i gjødselvarerforskriften om stabilisering og hygienisering av avløpsslam, benyttes det i Norge ulike behandlingsmetoder (se figur 4.1). Noen av metodene kan gi både stabilisering og hygienisering av slammet i én prosess, mens de fleste omfatter en kombinasjon av prosesser for å oppnå både stabilisering og hygienisering.



Figur 4-1: Slambehandlingsmetoder som kan gi et stabilisert og hygienisert slam, basert på validering av metodene mhp inaktivering av parasittegg (*Ascaris suum*). De gule boksene utgjør hygieniseringstrinnet for hver metode.

Det gjøres oppmerksom på at det for slambehandling, i større grad enn ved vannbehandling, gjennomgående er større innslag av «leverandørprosjektering». Dvs. for flere av prosessene som omtales nedenfor er det ikke anledning til å oppgi detaljerte dimensjoneringsstall. Dette vil være enten fordi prosessene er proprietære, eller fordi det er leverandørspesifikke løsninger, som det ikke vil være aktuelt for en anleggseier og/eller rådgiver å begi seg inn på, hverken for overordnede beregninger eller mer detaljert prosjektering. Man vil for slike prosesser være avhengig av innspill fra aktuelle leverandører i forbindelse med planlegging.

4.2. Dimensjonerende slammengder

Det skilles vanligvis mellom mekaniske, biologiske og kjemiske slamtyper. Disse slamtypene kan forekomme hver for seg eller i blanding før de pumpes til en slambehandlingsenhet.

Den slammengde som legges til grunn for dimensjoneringen av et slambehandlingsanlegg, bør beregnes så nøyte som mulig. Dette er viktig for alle slambehandlingsprosesser.

Slamproduksjonen (SP i g TS/m³) kan beregnes som følger, der behandlingsmålsettingene er definert i pkt. 3.4.1 (SS, BOF osv. angir avløpsvannskonsentrasjoner i mg/l):

Mekanisk rensing:

$$SP = (SS_{inn} - SS_{ut}) \text{ (g TS/m}^3\text{)} \quad \text{lign. 4.2.1}$$

Biologisk rensing:

$$SP = (Y_{obs} \cdot BOF_{5'fjernet}) \text{ (g TS/m}^3\text{)} \quad \text{lign. 4.2.2}$$

Behandlingsmålsetting A	$Y_{obs} = 1,25 \text{ g TS/g BOF}_{5'fjernet}$ (uten mekanisk forrensing)
	$Y_{obs} = 1,15 \text{ g TS/g BOF}_{5'fjernet}$ (med mekanisk forrensing)
	$Y_{obs} = 0,90 \text{ g TS/g BOF}_{5'fjernet}$ (med forfelling)

Behandlingsmålsetting B	$Y_{obs} = 1,05 \text{ g TS/g BOF}_{5'fjernet}$ (med mekanisk forrensing)
-------------------------	---

Behandlingsmålsetting C	
Fordenitrifikasjon	$Y_{obs} = 0,95 \text{ g TS/g BOF}_{5'fjernet}$ (med mekanisk forrensing)
Tillegg ved etterdenitrifikasjon med ekstern karbonkilde	$Y_{obs} = 0,60 \text{ g TS/g BOF}_{5'fjernet}$ (med mekanisk forrensing)

Kjemisk rensing:

SP	$= K_{kjem} \cdot D + (SS_{inn} - SS_{ut}) \text{ (g TS/m}^3\text{)}$	lign. 4.2.3
Felling med jern	$K_{kjem} = 3 \text{ g SS/g Fe}_{tilsatt}$	
Felling med aluminium	$K_{kjem} = 6 \text{ g SS/g Al}_{tilsatt}$	
	D = kjemikaliedoseringen i g/m ³	

Ved beregning av slamproduksjonen i kg TS/d (evt. kg TS/time eller kg TS/år), må man multiplisere med den relevante vannmengde. Ved dimensjonering av slambehandlingsutstyr, reaktorstørrelser osv. bruker man Q_{dim} , mens man for å bestemme årsproduksjonen av slam, bruker midlere vannmengde over døgnet, $Q_{middeldøgn}$.

Slamproduksjonen kan anslås av erfaringsdata fra det aktuelle sted. Dersom man har gode data om avløpsvannets sammensetning, kjemikaliedosering og andre faktorer av betydning for slamproduksjonen, kan denne beregnes.

Dersom det finnes lokale forhold som påvirker slamproduksjonen, bør det tas hensyn til dette ved beregning. Eksempler på slike forhold er:

- tilførsel av slam fra andre renseanlegg
- tilførsel av septikslam
- tilknyttet industri med avløpsvann-sammensetning som vesentlig avviker fra kommunalt avløpsvann

I tillegg til at tilførsel av eksternt slam øker den totale slamproduksjonen, må det også tas hensyn til varierende belastning på grunn av lokale tømmerutiner, f.eks. sesongtømming av septiktanker.

For overslagsberegninger bør ikke slamproduksjonen forutsettes å være lavere enn hva som framgår av tabell 4.2.1. Man legger sammen for de enkelte enhetsprosesser dersom noe annet ikke er direkte angitt i tabellen. Tabellen omfatter ikke slamproduksjonen som stammer fra resirkulering av slamvann fra fortykning og avvanning av slam.

Når slamproduksjonen er kjent, kan den dimensjonerende slamproduksjonen for hver enkelt slambehandlingsprosess fastlegges. For å ta hensyn til variasjoner i slamproduksjonen over tid, kan maks. døgn -belastningen bestemmes ved å multiplisere med en «peak-faktor» som kan settes til 1,1 – 1,3, avhengig av hvor store variasjoner som forventes. Ved utvidelse av eksisterende anlegg bør denne «peak-faktoren» bestemmes på grunnlag av eksisterende driftsdata.

Den dimensjonerende slamproduksjon vil kunne være forskjellig fra prosess til prosess. Som eksempel kan nevnes at slamavvanningsutstyr ofte drives kun mandag – fredag. Dette må da ha kapasitet også for den slamproduksjonen som oppstår lørdag og søndag. Det er også svært viktig at det blir lagt inn tilstrekkelig med lager(buffer)volumer mellom de ulike slambehandlingsenhetene. For de fleste slambehandlingsoperasjoner vil volumet av slammet være like vesentlig som tørrstoffmengden. Når en kjenner tørrstoffmengden, kan volumet beregnes hvis en kjenner slammets tørrstoffkonsentrasjon.

Tabell 4.2.1. Forventet slamproduksjon ved forskjellige renseprosesser

Renseprosesser	Slam- produksjon ¹⁾ g TS/ ped	TS-innhold før fortykning ²⁾ %	Andel organisk stoff (FTS) % av TS
Mekanisk			
Sedimentering	40	2 – 4	75 – 90
Finsiling	40	1 – 3	85 – 95
Kjemisk			
Primærfelling og Sekundærfelling (inkludert mek. trinn for sek. felling)			
Al/Fe	85	1 – 2	65 – 75
Ca	180	3 – 5	45 – 55
Biologisk (eksklusiv evt. mek. trinn)			
Behandlingsmålsetting A (bioslam)	50	0,5-1,0 ³⁾ 1,0-1,5 ⁴⁾	75 – 85
Behandlingsmålsetting B (bioslam)	45	0,5-1,0 ³⁾ 1,0-1,5 ⁴⁾	70 – 80
Behandlingsmålsetting C			
Fordenitrifikasjon (bioslam)	45	0,5-1,0 ³⁾ 1,0-1,5 ⁴⁾	70 – 80
Etterdenitrifikasjons tillegg (bioslam) (pga ekstern karbonkilde)	10	0,5-1,0 ³⁾ 1,0-1,5 ⁴⁾	70 – 80
Biologisk/kjemisk (eksklusiv evt. mek.trinn)			
Behandlingsmålsetting A (bioslam)	50	0,5-1,0 ³⁾ 1,0-1,5 ⁴⁾	75 – 85
Behandlingsmålsetting B (bioslam)	45	0,5-1,0 ³⁾ 1,0-1,5 ⁴⁾	70 – 80
Behandlingsmålsetting C			
Fordenitrifikasjon (bioslam)	45	0,5-1,0 ³⁾ 1,0-1,5 ⁴⁾	70 – 80
Etterdenitrifikasjons tillegg (bioslam) (pga ekstern karbonkilde)	10	0,5-1,0 ³⁾ 1,0-1,5 ⁴⁾	70 – 80
Simultanfelling, tillegg for kjemisk slam	15	0,5-1,0 ³⁾	60 – 70
Biofilm m/felling, tillegg for kjemisk slam	20	1,0-1,5 ⁴⁾	60 – 70
Etterfelling, tillegg for kjemisk slam	20	0,5-1,0 ³⁾ 1,0-1,5 ⁴⁾	40 – 50

¹⁾ Verdiene for slamproduksjon er angitt for hver enhetsprosess, og total slamproduksjon for et anlegg fås ved å summere slamproduksjonen for de behandlingstrinn som inngår i anlegget. For anlegg uten separat trinn for mekanisk rensing må det tas hensyn til slamproduksjonen i det mekaniske trinnet når total slamproduksjon skal beregnes

²⁾ TS-innholdet i slam direkte fra separasjonstrinnet vil variere med type separasjonsmetode. Verdiene i denne tabellen gjelder for sedimenteringsbasseng, og variasjonsområdene skal ta hensyn til forskjellig utforming av slamlommer, slamfjerningsutstyr, pumperegime osv. Ved bruk av flotasjon er slamkonsentrasjonen normalt minst det dobbelte av hva som her er angitt.

³⁾ Med aktivslamprosess i biotrinnet

⁴⁾ Med biofilm prosess i biotrinnet

⁵⁾ Dersom det benyttes ekstern karbonkilde, må den slamproduksjon som den ekstra tilsatt BOF-mengde representerer, legges til. I stedet for anslaget her, kan man benytte beregningsformelen: $SP_{ekstern\ karbonkilde} = 0,6 \cdot BOF_{omsatt}$

⁶⁾ For mekanisk slam vil slam fra finsiler ligge i den øvre delen av variasjonsområdet. For biologiske slamtyper vil andelen FTS av TS avhenge av belastningen på det biologiske rensetrinnet, og slam fra høyt belastede biotrinnet vil ligge i den øvre delen av variasjonsområdet.

4.3. Fortykking

Beskrivelse

Fortykking av slam er en enhetsprosess hvor hovedhensikten er å oppkonsentrere slammet som tas ut fra ulike typer separasjonsprosesser ved avløpsrensingen, slik at vanninnholdet reduseres, og det blir mindre volumer som skal håndteres i etterfølgende slambehandlingstrinn.

Fortykking kan skje ved gravitasjon, flotasjon eller ved forskjellige typer mekaniske fortykkerenheter (f.eks. fortyk- kersentrifuger og trommel-, bånd- og skivefortykkere).

Anvendelsesområde

Dersom slammet fra renseprosessene har et tørrstoffinnhold som er lavere enn 4-5 % TS, og slammet skal direkte videre til et biogassanlegg (råtnetanker) uten noen forbehandling (f.eks. termisk hydrolyse), bør det alltid vurderes å installere et fortykkingstrinn som kan øke TS-innholdet i slammet til ca. 6 % TS og derved bidra til å redusere størrelsen på råtnetankene (se avsnitt 4.4). Dersom slammet som skal fortykkes, omfatter biologisk og/eller kjemisk slam (Al/Fe som koagulant), skal en ikke forutsette å oppnå et høyere TS-innhold enn angitt i tabell 4.3.1. Dette innebærer at gravitasjonsfortykkere er lite egnet til fortykking av biologisk-kjemisk slam som skal direkte videre til råtnetanker.

Dersom slammet fra renseprosessene skal **direkte** videre til avvanning, kan det også være behov for å fortykke slammet først for å oppnå bedre avvanningsresultater (se avsnitt 4.8).

Dimensjonering

Kontinuerlige gravitasjonsfortykkere dimensjoneres etter tørrstoffbelastning, og dersom det ikke finnes noe spesielt datagrunnlag, kan man benytte midlere verdier fra tabell 4.3.1. Ved bruk av kalk som fellings-kjemikalium vil vesentlig høyere belastninger enn de angitte kunne brukes. En bør imidlertid være forsiktig med å bruke høyere belastning fordi det senere kan bli aktuelt å skifte fellingskjemikalium.

Ved andre slamtyper enn de som er angitt i tabell 4.3.1, eller der det foreligger andre spesielle forhold, bør det kjøres pilotforsøk for å bestemme størrelsen på en gravitasjonsfortykker.

Tabell 4.3.1. Dimensjoneringsdata for kontinuerlige gravitasjonsfortykkere.

Slamtype	Dimensjonerende tørrstoffbelastning, kg TS/m ² · d	Tørrstoffinnhold etter fortykking, ¹⁾ % TS
Mekanisk	≤ 100	4-5
Biologisk (aktivslamprosesser)	20 - 50	2-3
Biologisk (biofilmprosesser)	40 - 80	2-3
Kjemisk	20 - 50	2-3
Mekanisk-biologisk	40 - 80	3-4
Mekanisk-kjemisk (primær- og sekundærfelling)	40 - 80	3-4
Mekanisk-biologisk-kjemisk	40 - 80	3-4

¹⁾ Verdiene her forutsetter at slammet har et TS-innhold **før** fortykking som angitt i tabell 4-1.

Ved kontinuerlige gravitasjonsfortykkere bør den hydrauliske belastningen ikke overstige 0,75 m³/m² · time. Dette vil være dimensjonerende for størrelsen på pumpene som pumper inn til fortykkeren.

Ved små renseanlegg kan det være aktuelt å bruke diskontinuerlige gravitasjonsfortykkere. Disse vil i praksis få fortykkingstider på minimum 1 døgn, og det vil være en tilstrekkelig fortykkingstid for alle aktuelle slamtyper. Slike

fortykkere har ofte også en funksjon som bufferlager for slam. I slike tilfeller blir det den ønskede lagringskapasitet som blir bestemmende for størrelsen på fortykkeren.

Flotasjonsfortykkere og mekaniske fortykkermaskiner må dimensjoneres ut fra spesifikasjonene til de ulike leverandørene (m^3/h og/eller kgTS/h), men det må alltid gjøres en vurdering av hvilke driftstider (timer pr uke) som skal legges til grunn for dimensjoneringen. Flotasjonsfortykkere driftes vanligvis kontinuerlig, og dimensjoneres deretter, mens fortykkermaskiner kan dimensjoneres for ulike driftstider, bl.a. avhengig av størrelsen på buffervolumer foran og etter maskinene. Uansett om det legges opp til døgnkontinuerlig drift 7 dager pr. uke, bør det ved dimensjonering av utstyret legges inn noen timer pr. uke for vedlikehold og reparasjoner.

For flotasjonsfortykkere og mekaniske fortykkermaskiner kan man anta et TS-innhold etter fortykking på ca. 6 % TS, selv om flere typer maskiner kan klare høyere TS-innhold enn dette, men det er som oftest ikke ønskelig dersom slammet skal pumpes til råtnetanker. Unntaket her er dersom det benyttes termisk hydrolyse foran råtnetankene (se kap. 4.4.4).

For informasjon om kvaliteten på slamvannet fra fortykkerenheter (dekanteringsvann, rejeckt vann) henvises det til tabell 4.8.3 i avsnitt 4.8.

Konstruktiv utforming

Gravitasjonsfortykkere er ofte plassbygde, og kontinuerlige fortykkere har gjerne en sirkulær form med sentral innløpsylinder og utløpsrenner for dekanteringsvannet (slamvannet) langs periferien. Fortykket slam samles opp og føres til en liten, sentral slamlomme ved hjelp av en sirkulær bunn- skrape som ofte er påmontert vertikale «grinder» for å øke TS-innholdet i fortykket slam. Utpumpingen av det fortykkede slammet kan styres av TS-måler på pumpeledningen ut fra fortykkeren.

Diskontinuerlige gravitasjonsfortykkere er gjerne utformet som en omvendt pyramide, men med vertikale vegger øverst og deretter skrånende vegger med en helningsvinkel på minst 60°. Disse fortykkerne har ikke skrapeverk.

Flotasjonsfortykkere og de forskjellige typer mekaniske fortykkerenheter (f.eks. fortykkersentrifuger og trommel-, bånd- og skivefortykkere) kan ha ulike utforminger, avhengig av de enkelte fabrikater.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Typiske variasjonsområder for energiforbruk ved ulike fortykkingsmetoder er sammenstilt i tabell 4.3.2. Tabellen omfatter ikke energiforbruket ved inn- og utpumping av slam fra fortykkerenheten.

Tabell 4.3.2. Energiforbruk ved fortykking av slam.

Fortykkingsmetode	Energiforbruk (kWh/tonn TS)
Gravitasjon	< 10
Flotasjon	100 - 140
Fortykkersentrifuger	100 - 140
Trommel-, bånd- og skivefortykkere	15 - 30

Kjemikalieforbruk

Ved mekaniske fortykkermaskiner må det alltid tilsettes polymer for å få en tilstrekkelig god gjenvinning av slampartikler (lavt innhold av slampartikler i slamvannet). Typiske doseringsmengder for forskjellige typer fortykkermaskiner er angitt i tabell 4.3.3. Variasjonsområdene gjenspeiler at det er stor forskjell på hvilke typer slam som skal fortykkes, og slik at mekanisk slam vil trenge minst polymer og biologisk-kjemisk slam vil trenge mest.

Gravitasjonsfortykkere og flotasjonsfortykkere opereres normalt uten tilsats av polymer, men også her kan det oppnås bedre fortykkingsresultater (høyere TS-innhold i fortykket slam, bedre kvalitet på slamvannet) ved bruk av polymer.

Tabell 4.3.3. Polymerforbruk ved fortykking av slam.

Mekaniske fortykkermaskiner	Polymerforbruk (kg/tonn TS)
Fortykkersentrifuger	1-3
Trommel-, bånd- og skivefortykkere	3-7

Noen typer mekaniske fortykkermaskiner har et kontinuerlig spylevannsforbruk som ofte dekkes opp av renset avløpsvann (prosessvann).

4.4. Metoder basert på anaerob stabilisering

4.4.1. Anaerob stabilisering (biogassanlegg)

Beskrivelse

Anaerob stabilisering av slam innebærer nedbrytning av organisk stoff i slammet uten tilstedeværelse av fritt oksygen. Prosessen skjer i en lukket, oppvarmet tank hvor organisk materiale ved bakteriell nedbrytning (syreproduserende bakterier) omvandles til løste forbindelser som organiske syrer, alkoholer osv. Disse forbindelser brytes så ned av en annen type bakterier (metanproduserende bakterier) til sluttproduktene metan (CH_4), karbondioksid (CO_2) og vann, og mindre mengder av andre gasser (N_2 , O_2 , H_2S), samt en bioest (utråtnet slam) som består av inert materiale og den delen av det organiske materialet som ikke er omdannet i råtnetanken.

Anvendelsesområde

Anaerob stabilisering brukes for å redusere lukt i tilknytning til lagring og bruk av slam, men metoden gir også en betydelig reduksjon av slammengdene og produksjon av fornybar energi (biogass). Metoden blir i størst grad benyttet ved anlegg med kapasitet over ca. 10.000 pe. Den kan benyttes på de fleste typer slam, men er ikke aktuell ved kalkfelt slam. Det er også blitt vanlig å tilføre andre typer forbehandlet organisk avfall til råtnetanker med ledig kapasitet for å øke biogassproduksjonen. I slike tilfeller er det viktig å sjekke gjeldende regelverk (bl.a. animalie- biproduktforskriften) for håndtering av aktuelle avfallstyper og også innvirkningen av avfallet på de anaerobe nedbrytningsprosesser.

Biogassen som produseres, består av 60 - 70 % metan og 30 - 40 % karbondioksid og kan brukes til produksjon av varmtvann, strøm + varmtvann, drivstoff for kjøretøy (biometan) eller leveres til naturgassnett der hvor dette finnes.

Anaerob stabilisering må kombineres med en hygieniseringsmetode eller prosessen må drives i det termofile området (55 °C eller mer) for at det utråtnete slammet skal kunne tilfredsstille gjødselvereforskriften.

Dimensjonering av biogassanlegg

Biogassanlegg dimensjoneres vanligvis på grunnlag av følgende parametre:

- Organisk belastning (kg flyktig tørrstoff pr. m^3 og døgn - kg FTS/ $\text{m}^3 \cdot \text{d}$)
- Oppholdstid

Disse to parameterne er innbyrdes knyttet til hverandre gjennom tørrstoffinnholdet og innhold av flyktig tørrstoff (FTS) i slammet som skal tilføres råtnetanken(e). Råtnetanker dimensjoneres i henhold til tabell 4.4.1.

Tabell 4.4.1. Dimensjoneringsverdier for biogassanlegg (råtnetanker) for slam.

Parameter	Mesofil drift	Termofil drift	Termisk hydrolyse + mesofil drift
Maks. organisk belastning, kg FTS/m ³ · d	4	5	6
Minimum oppholdstid, døgn	15	12	12

Dimensjoneringen skal tilfredsstille både kravet til organisk belastning og til oppholdstid. Hvilket av de to krav som vil bli dimensjonerende i et gitt tilfelle, vil avhenge av det innkomne slams tørrstoffinnhold og innhold av organisk stoff. Dimensjoneringen av råtnetanker henger derfor sammen med en vurdering av hvor høyt tørrstoffinnhold man ønsker å oppnå eller kan oppnå ved fortykning av slammet foran råtnetanken. Det bør alltid være en fortykkerfunksjon foran råtnetanker for å redusere råtnetankvolumet som skal varmes opp.

Ved dimensjonering av råtnetanker (ett-trinns anlegg) skal man høyst anta en reduksjon i flyktig tørrstoff på 45 % (mesofil drift) eller 55 % (termofil drift) ved dimensjonerende belastninger.

Gassproduksjonen kan ved dimensjonering regnes å være 0,9 Nm³ biogass/kg FTS nedbrutt.

Med utgangspunkt i hovedkomponentene i slam kan man ved dimensjoneringen anta at biogassproduksjonen fordeler seg som vist i tabell 4.4.2.

Tabell 4.4.2. Biogassutbytte og metaninnhold i biogassen med ulike hovedtyper av substrater (fett, protein og karbohydrater).

Substrat	Biogass-produksjon Nm ³ /kg FTS	Metan-produksjon Nm ³ /kg FTS	Metaninnhold %
Fett	1,4	1,0	70
Protein	0,65	0,5	80
Karbohydrat	0,85	0,4	50

Det er en rekke driftsparametere (pH, temperatur, alkalitet, omrøringsforhold osv.) som innvirker på prosessforløpet og dermed på de dimensjonerende verdiene for oppholdstid og organisk belastning.

De dimensjoneringsdata som er gitt over, forutsetter normale prosessbetingelser, dvs.:

- pH 7,0 - 7,8
- Temperatur 35 - 40 °C (mesofil drift) eller 55 - 60 °C (termofil drift)
- Bikarbonatalkalitet 20 - 100 mmol/l
- Slammets tørrstoffinnhold inn TS ≥ 40 kg /m³ (4 % TS)

Konstruktiv utforming

De fleste biogassanlegg dimensjoneres i dag som ett-trinns anlegg, men dersom anlegget er så stort at det er aktuelt å bygge to råtnetanker, bør tankene kunne drives både i serie (to-trinns anlegg ved lav belastning) og i parallell ved økende belastninger opp til dimensjonerende belastning.

Dersom biogassanlegget skal drives termofilt og derved kunne tilfredsstille hygieniseringskravene i gjødselvareforskriften uten et separat hygieniseringstrinn, må det legges til rette for batchvis ut- og innpumping av slam slik at alt slammet er sikret den nødvendige eksponeringstiden ved aktuell temperatur (må ikke forveksles med oppholdstiden for dimensjonering av volumet på råtnetanker). Mattilsynet aksepterer at temperaturer i råtnetanken på minimum 55 °C og med en eksponeringstid (holdetid) på minimum 2 timer, vil gi et utråtnet slam som tilfredsstiller hygienekravene i gjødsel-vareforskriften.

Alle råtnetankanlegg bør ha en sirkulasjonskrets, hvor slam fra nedre deler av råtnetanken pumpes via en slam/vann varmeveksler (med tilførsel av varmtvann fra en kjel) til toppen av råtnetanken for å holde en stabil temperatur i råtnetanken. En slik løsning anbefales også selv om råtnetanken tilføres slam med høyere temperatur enn drifts-temperaturen i råtnetanken (f.eks. ved foranstående hygieniseringstrinn som pasteurisering, aerob termofil forbehandling og termisk hydrolyse). Dette fordi man ved prosessproblemer i råtnetanken er avhengig av å kunne stoppe eller kraftig redusere innpumpingen av slam for en periode, og da må temperaturen i råtnetanken opprettholdes ved hjelp av sirkulasjonskretsen.

Av samme grunn er det også viktig å designe et råtnetankanlegg med muligheter for å dosere alkalitetshevende kjemikalier (fortrinnsvis natrium-bikarbonat) direkte inn i råtnetanken, og ikke bare til inngående slam i et slamlager eller på pumpeledningen inn til råtnetanken.

Ressursforbruk/-produksjon

Energiforbruk/energiproduksjon

For å opprettholde temperaturen i råtnetanken (35-40 °C mesofilt, 55-60 termofilt) må råtnetanken tilføres energi. Dette kan gjøres ved å varme opp slammet i et forutgående hygieniseringstrinn eller å varmeveksle slammet med varmt vann i en sirkulasjonskrets over råtnetanken. For å produsere varmt vann er det mulig å benytte biogass, kjøpt gass, pellets eller elektrisitet for å drive en kjel. Det er også mulig å benytte biogassen i turbiner eller motorer som produserer både varmt vann og strøm.

For å få en effektiv varmeveksling ved termofil drift av råtnetanker kan hver batch som pumpes ut av råtnetanken, samles opp i en liten tank, og slammet pumpes derfra gjennom en varmeveksler samtidig som det pumpes inn en ny batch med slam til råtnetanken.

Dersom det ikke gjøres med eksakte beregninger, kan man anta at 10 - 15 % av produsert biogass vil gå med til å opprettholde temperaturen i råtnetanken, med den laveste verdien for mesofil drift og den høyeste for termofil drift.

Potensiell metanproduksjon basert på type slam er gitt i tabell 4.4.3. Utbyttet av metan er sterkt avhengig av de karakteristiske egenskapene til slammet.

Tabell 4.4.3. Metanutbytte fra forskjellige typer slam.

Slamtype	FTS/TS-forhold (%)	Metanutbytte ($\text{m}^3 \text{CH}_4 / \text{tonn FTS}_{\text{inn}}$) ¹⁾
Mekanisk slam	85-95	325-390
Biologisk-kjemisk slam	75-80	240-275
Mekanisk- kjemisk slam	65-75	200-230
Mekanisk-biologisk-kjemisk slam	75-80	280-320

¹⁾ For mekanisk slam vil slam fra finsiler ligge i den øvre delen av variasjonsområdet

Kjemikalieforbruk

Ved anaerob stabilisering bør det legges til rette for å kunne dosere skumdemper og alkalitets-hevende kjemikalier (fortrinnsvis natrium-bikarbonat), da dette vil være nødvendig i perioder med ustabile prosessforhold i råtnetanken. Lokale forhold vil i hvert enkelt tilfelle bestemme hvor store mengder som er nødvendig.

4.4.2. Aerob, termofil forbehandling + anaerob stabilisering

Beskrivelse

Aerob, termofil forbehandling er i prinsippet samme prosess som våtkompostering (se pkt. 4.5.1). Oppholdstiden er imidlertid vesentlig kortere fordi hensikten bare er å få en hygienisering av slammet og ingen vesentlig nedbrytning av organisk stoff, da dette skal skje i den etterfølgende anaerobe stabiliseringen.

For å få tilstrekkelig høye temperaturer i prosessen for hygienisering ($> 60\text{ }^{\circ}\text{C}$ ved de aktuelle holdetider), må det som oftest tilføres varme i tillegg til den som utvikles i prosessen, og det benyttes ulike typer varmevekslere for dette.

Råtnetanker bør tilføres slam jevnt fordelt over hele døgnet, og det innebærer at den aerobe, termofile forbehandlingen også må ha ut- og innpumping av slam mange ganger i døgnet. Det er vanlig å benytte 10 - 15 innpumper av slam per døgn, dvs. at det teoretisk sett blir en holdetid på 1,6 - 2,4 timer mellom hver innpumping av råslam.

Avtrekksluften fra den aerobe, termofile forbehandlingen har en sterk lukt, og det kan være nødvendig å foreta de samme luktbegrensende tiltak som ved våtkomposteringsanlegg.

Anvendelsesområde

Det er flere mellomstore renseanlegg (15.000 - 50.000 pe) som har installert denne metoden i Norge og kan benyttes på de fleste typer slam.

Dimensjonering

Basert på fullskala valideringstester for inaktivering av parasittegg iht. gjødselvareforskriften skal anlegg for aerob, termofil forbehandling dimensjoneres for en holdetid (eksponeringstid) på minimum 1,5 timer ved minimum $60\text{ }^{\circ}\text{C}$. Ved mesofil drift av den etterfølgende råtnetanken kan denne dimensjoneres for 12 døgn oppholdstid, pga. hydrolysen som finner sted i forbehandlingen.

Konstruktiv utforming

Anleggene som er installert i Norge, består av en prosesstank med sirkulasjons-sløyfe for slam som passerer en varmeveksler og tilføres deretter luft (f.eks. via en venturiluft). Utgående slam fra prosesstanken varmeveksles med inngående slam til prosessen.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Energiforbruket er i samme størrelsesorden som for våtkompostering (erfaringstall viser 400 - 500 kWh/tonn TS). Siden oppholdstiden i den aerobe reaktoren er vesentlig kortere enn ved våtkompostering (1,5 - 2,5 time kontra 5 - 8 døgn), vil den biologiske varmeproduksjonen bli liten og mesteparten av energien som trengs for å varme opp slammet til ca. $60\text{ }^{\circ}\text{C}$ og ivareta varmetap gjennom tankveggen, må tilføres utenfra. Energiforbruket er derfor avhengig av at det etableres effektive varmeveksler-løsninger som kan overføre varme mellom utgående og inngående slamstrømmer ved den aerobe reaktoren.

Kjemikalieforbruk

Metoden benytter normalt ingen kjemikalier, men ved ukontrollert skumming kan det være behov for å bruke skumdempingsmiddel. Lokale forhold vil bestemme hvor stort forbruket vil bli.

4.4.3. Pasteurisering + anaerob stabilisering

Beskrivelse

Pasteurisering innebærer å utsette slammet for en viss temperatur (minimum $70\text{ }^{\circ}\text{C}$) i så lang tid (minimum 30 minutter) at bakterier og parasittegg i slammet blir inaktivert. Slammet kan varmes opp ved hjelp av varmevekslere (som er det vanligste ved norske renseanlegg), ved lavtrykkdamp som blåses inn i slammet eller ved hjelp av en gassbrenner neddykket i slammet. Ved bruk av varmevekslere er det vanlig at slam ut fra råtnetankene varmeveksles med inngående råslam, og temperaturen på dette økes ytterligere ved at det deretter varmeveksles med utgående slam fra pasteuriseringsenheten. Til slutt heves temperaturen til min. $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ ved at slammet varmeveksles med varmt vann eller damp.

Anvendelsesområde

Denne metoden kan i prinsippet benyttes for alle anleggsstørrelser hvor det er aktuelt å bruke råtnetanker for stabilisering av slammet. Ved store anlegg ($> \text{ca. } 50.000\text{ pe}$) benytter man normalt helkontinuerlig drift av pasteuriseringsanlegget, men på mindre anlegg produseres det ikke nok slam til at man kan pumpe det gjennom pasteuriseringen kontinuerlig uten å få for lave hastigheter i pumpeledningene. Man bruker da satsvis drift, dvs. anlegget driftes ikke kontinuerlig gjennom hele døgnet.

Dimensjonering

Pasteuriseringsanlegg bør dimensjoneres for en holdetid (eksponeringstid) på minimum 1,0 time ved minimum 70 °C, selv om det er tilstrekkelig med minimum 0,5 times holdetid ved behandling av slam, fordi biogassanlegg med pasteurisering som hygieniseringsstrinn også kan komme til å ta imot organisk avfall som krever 1 times holdetid for å tilfredsstille hygieniseringskravene i animalie-biproduktsforskriften.

Konstruktiv utforming

Det er vanlig å bruke 3 parallellkoblede pasteuriseringstanker som opererer i varierende modus, slik at det alltid er én tank i oppfyllingsmodus, én tank i holdemodus i fastsatt pasteuriseringstid og den siste tanken i utpumpingsmodus for overføring av ferdig pasteurisert slam til råtnetanken. Ved mesofil drift av råtnetanken skal denne dimensjoneres for minimum 15 døgns oppholdstid, da det ikke skjer noen hydrolyse av slammet i pasteuriseringstrinnet.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Energiforbruket ved pasteuriseringsanlegg er i stor grad avhengig av hvor effektive varmeveksler-systemer som benyttes, men forbruket av elektrisk energi for drift av slam- og vannpumper utgjør i størrelsesorden 50 – 200 kWh/tonn TS. I tillegg kommer energien for å varme opp vann for å klare den siste temperaturøkningen i slammet til min. 70°C. Denne energien kan tas fra biogassen eller fra en ekstern energikilde.

Kjemikalieforbruk

De fleste pasteuriseringsanlegg må bruke kjemikalier (CIP-vaskesystemer) for regelmessig rengjøring av varmevekslere. Lokale forhold vil bestemme hvor mye syre og lut som vil medgå til dette.

4.4.4. Termisk hydrolyse i kombinasjon med anaerob stabilisering

Beskrivelse

Termisk hydrolyse innebærer en oppvarming av slam til 140-180 °C ved hjelp av damp, og trykket øker til 4 - 7,5 bar. Slammet fortykkes (for-avvannes) vanligvis til 12 - 20 % TS-innhold før den termiske hydrolysen, og det er mulig å mate en råtnetank med hydrolysert slam som har et TS-innhold på 10-12 %, siden det hydrolyserte slammet har en vesentlig lavere viskositet enn ubehandlet slam. Behandlingen medfører en sterilisering av slammet.

Ved bruk av termisk hydrolyse brytes cellestrukturene ned slik at det organiske materialet er lettere tilgjengelig for bakteriene i råtnetanken. Anlegg med termisk hydrolyse produserer derfor mer biogass enn anlegg der slammet ikke er termisk hydrolysert, gitt lik oppholdstid i reaktorene (typisk 15-20 døgner). Forskjellen er størst for biologisk og biologisk-kjemisk slam.

Bindingene mellom vann og det organiske materialet brytes også ved termisk hydrolyse, slik at det avvannede slammet har høyere TS-innhold etter sluttavanningen enn der slammet har vært utråtnet uten termisk behandling.

Som følge av økt omdanning av organisk materiale til biogass frigjøres noe mer nitrogen i form av ammonium i råtnetanken enn ved konvensjonell utråtning. Ved avvanning av slam som er termisk hydrolysert og utråtnet, frigjøres svært lite lukt i form av flyktige organiske forbindelser ettersom slammet normalt vil ha en høy grad av stabilisering. Noe ammoniakk vil imidlertid frigjøres, og det bør derfor installeres et avtrekk som ledes til et egnet system for luktbehandling.

Rejektvannet fra avvanning av termisk hydrolysert slam vil ha høyere konsentrasjon av organisk stoff og nitrogen enn rejeckt vann fra avvanning av utråtnet slam som ikke er termisk hydrolysert.

Anvendelsesområde

Metoden benyttes ved mellomstore og store renseanlegg eller der hvor man ønsker å øke kapasiteten på eksisterende råtnetankanlegg uten å utvide råtnetankvolumet, eller ved nyanlegg hvor man ønsker å maksimere biogassproduksjonen og redusere mengden slam som skal transporteres ut fra anlegget. Metoden benyttes også for biogassanlegg som skal ta imot Kategori 2 organisk materiale (jf. animalie-biproduktforskriften), siden slammet blir sterilisert under den termiske hydrolysen.

Dimensjonering

Anlegg for termisk hydrolyse er knyttet til spesifikke leverandører som har sin egen dimensjonering av prosessen, men det er vanlig med en holdetid på 20 -30 minutter ved de aktuelle temperaturer og trykk. Prosessen drives enten med satsvis tilsetning av damp eller med kontinuerlig tilførsel.

Konstruktiv utforming

Termisk hydrolyse plasseres vanligvis foran anaerob stabilisering, men kan også plasseres etter eller mellom råtnetanker.

Der den termiske hydrolysen er plassert foran råtnetanken, foretas varmegjenvinning for å redusere driftskostnadene og for å få ned temperaturen i slammet til ca. 40 °C før anaerob stabilisering.

Når den termiske hydrolysen plasseres etter råtnetanken, blir slammet avvannet ved høye temperaturer, og rejektivannet som er rikt på organisk stoff, blir sendt tilbake til råtnetanken. På denne måten blir slammet utråtnet to ganger, og det er mulig å produsere biogass av den biomassen som ikke var tilgjengelig under det første oppholdet i råtnetanken.

Ved plassering av hydrolyseprosessen mellom to råtnetank-trinn er det først konvensjonell utråtning før slammet for-avvannes og hydrolyseres. Etter hydrolysen blir slammet igjen utråtnet i et nytt utråtningstrinn. På denne måten blir mer av substratet tilgjengelig for biogassproduksjon.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Termisk hydrolyse krever energi i form av damp til oppvarming av slam. Energien som kreves, er avhengig av slam-mengden som skal varmes opp og intern resirkulering av damp. Det er behov for å installere en kjel for dampproduksjon dersom det ikke er damp av tilstrekkelig mengde og kvalitet tilgjengelig fra en annen kilde. Hvor mye damp som trengs, vil avhenge av flere forhold som for eksempel tørrstoffkonsentrasjon inn til termisk hydrolyse, leverandørens konsept for gjenvinning av energi og hvor i prosessen termisk hydrolyse settes inn. Det er viktig at energiforbruket til termisk hydrolyse integreres med oppvarming av råtnetank. Termisk hydrolyse vil ofte trenge noe tilleggse energi, men i enkelte tilfeller kan det oppnås balanse, dvs. at det ikke forbrukes mer energi enn det som uansett er nødvendig for å varme opp råtnetankene. Dersom all biogassen oppgraderes eller selges, er det behov for en ekstern energikilde. Ved utnyttelse av biogassen til elproduksjon, kan en stor andel av dampbehovet dekkes av eksosgassen fra gassmotoren.

Det er overskudd av varme etter hydrolyseprosessen slik at det er behov for kjøling av innkommende slam til råtnetankene når disse driftes mesofilt (35 – 40 °C). Energibalansen vil være forskjellig avhengig av hvilken teknologi som velges og behovet ved anlegget som skal bygges. Etter den termiske hydrolysen kan slammet enten varmeveksles mot kaldt slam som skal varmes opp, varmeveksles mot vann for å produsere varmt vann til kjel, byggvarme og lignende eller blandes direkte med slam fra råtnetank og kjøles ned i varmeveksler på sirkulasjons-sløyfa til råtnetanken.

Kjemikalieforbruk

Ved termisk hydrolyse er det ikke tilsats av kjemikaler eller andre forbruksmaterialer, men ved for-avvanningen som alle termiske hydrolyseprosesser bruker, må det brukes polymer (3-5 kg/tonnTS). Det er også vanlig at termisk hydrolysert og utråtnet slam krever høye polymerdoseringer ved sluttavvanning av slammet, men dette varierer mye og er avhengig av slamtyper og sammensetning (6-12 kg polymer/tonn TS).

4.4.5. Anaerob stabilisering + termisk tørking

Beskrivelse

Etter mesofil utråtning kan slammet tørkes for å bli hygienisert.

Ved termisk tørking fordampes mesteparten av det vannet som er igjen i slammet etter avvanning med maskinelt avvanningsutstyr. Vanligvis drives tørkeprosessen så langt at man oppnår 85 - 90 % TS-innhold i slammet, og slammengdene etter tørking utgjør da bare 25 - 35 % av slammengdene etter avvanning. Deltørking til rundt 50 % TS er også aktuelt før monoforbrenning av slam, jfr. pkt. 4.9.3.

Ved lagring av tørket slam bør tørrstoffinnholdet i slammet være over ca. 85 % for å få god lagringsstabilitet. Tørket slam (85 - 90 % TS) vil foreligge som en relativt inhomogen masse bestående av alt fra finkornet pulver til større klumper, dersom det ikke benyttes utstyr for å pelletere eller granulere slammet.

Anvendelsesområde

Tørkeanlegg for slam er mest aktuelt for mellomstore og store renseanlegg (større enn ca. 50.000 pe) og spesielt der hvor slammet ikke brukes på jordbruksarealer, men skal brukes på ulike typer grøntarealer, inngå i jordblandinger eller brukes som råstoff for produksjon av organiske gjødselprodukter. Tørking av slam er lite utbredt i Norge.

Dimensjonering

Tørkeanlegg for slam er knyttet til spesifikke leverandører som har sin egen dimensjonering av tørkeprosessen.

Konstruktiv utforming

Det finnes tre prinsipielt forskjellige typer tørkeanlegg:

- Kontaktørker, indirekte tørker med bruk av damp, hetvann eller hetolje
- Konveksjonstørker, direkte tørker fyrte med gass, olje
- Soltørker

I indirekte tørker gjennomgår slammet en limfase i området 45-55 %TS, slik at ferdig tørket slam må resirkuleres og blandes med inngående slam for å unngå limfasen.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Behovet for varmeenergi er ca. 730 kWh for å fordampe et tonn vann. I tillegg er det behov for elektrisk energi til drift av de ulike enhetene i tørkeanlegget. Elbehovet er 70 - 110 kWh/tonn vann fordampet.

Ved indirekte tørking kan ca. 75 % av varmeenergien gjenvinnes, mens gjenvinningen ikke er mer enn ca. 25 % ved direkte tørking.

Kjemikalieforbruk

Ved termisk tørking er det ikke tilsatt av kjemikaler eller andre forbruksmaterialer.

4.4.6. Utnyttelse av biogass til varme- og strømproduksjon

Beskrivelse

Den vanligste utnyttelsen av biogassen som produseres ved anaerob stabilisering, er forbrenning i kjel for produksjon varme til prosessen og til byggoppvarming, men mange anlegg produserer også strøm for intern bruk på anlegget.

Strømproduksjon kan skje enten i gassmotorer eller gassturbiner. Tabell 4.4.4 viser normal strøm- og varme-produksjon i gasskjeler, gassmotorer og gassturbiner som andel av energien i biogassen.

Tabell 4.4.4. Normal strøm- og varmeproduksjon for ulike forbrukere av biogass.

Forbruker av gass	Strømproduksjon	Varmeproduksjon
Gasskjel	0 %	80 - 90%
Gassmotor	35 - 42%	45 - 55%
Gassturbin	30 - 35%	50 - 60%

Normalt fjernes siloksaner og H₂S fra biogassen, da disse komponentene kan skape problemer i forbrenningsmotorer og turbiner. Siloksaner gir beleggdannelse ved forbrenning, og H₂S gir korrosjon og luktproblemer.

4.4.7. Oppgradering av biogass til drivstoffkvalitet

Beskrivelse

Stadig flere av de store biogassanleggene i Norge oppgraderer nå biogassen til biometan for å kunne bruke den som drivstoff i kjøretøyer eller levere den til eksisterende naturgassnett, i stedet for å produsere strøm og varme. Oppgradering av biogass kan gi en mer bærekraftig løsning.

Oppgradert gass må fraktes bort dersom det ikke foreligger nærliggende forbrukere eller gassledninger som kan tilknyttes. Dette kan gjøres ved følgende metoder:

- komprimering og transport på flak som CBG (Compressed Biogas),
- kjøle ned gassen til under - 162°C for produksjon av flytende LBG (Liquefied Biogas)

Valg av metode for oppgradering og transport av biometan bør sees i sammenheng med potensielt marked og avstand til dette.

Bruksområdet til den oppgraderte biogassen setter krav til renseprosess. I hovedtrekk må CO₂ fjernes fra gassen.

Det finnes i dag flere teknologier for fjerning av karbondioksid og andre uønskede bestanddeler i biogassen. De mest aktuelle er:

- Vannskrubbing
- Kjemisk absorpsjon (med aminløsning)
- Membranprosesser
- Kryogene prosesser som også gir flytende biometan

Anvendelsesområde

Vannskrubbere benyttes oftest på mindre anlegg pga. pris eller som første trinn før flytendegjøring på større anlegg. Aminskrubbere benyttes oftest på mellomstore og store anlegg. Membranprosesser benyttes oftest på mellomstore anlegg, men det skjer en stadig utvikling slik at prosessen også blir konkurransedyktig på større anlegg. I denne sammenheng anses mindre anlegg å ha en gassproduksjon på mindre enn 200 Nm³/h, mellomstore anlegg 200 - 700 Nm³/h og store anlegg over 700 Nm³/h.

Flytendegjøring av biometan er normalt bare aktuelt ved store anlegg, men kan bli aktuelt også for mellomstore anlegg dersom slike anlegg blir mer kostnadseffektive etter hvert som flere anlegg blir bygget eller der oppgradering og flytendegjøring skjer i samme prosess

Dimensjonering

Oppgraderingsanlegg for biogass er knyttet til spesifikke leverandører som har sin egen dimensjonering av anleggene.

Konstruktiv utforming

Leverandører av oppgraderingsanlegg leverer ofte prosessen som containerløsning der alle komponentene er inkludert i en 20 eller 40 fots container, men der større enheter er plassert utenfor.

Membrananlegg til bruk for biogassoppgradering leveres ofte i modulære størrelser. Membraner er ikke like følsomme for variasjoner i fødestrømmen som anlegg basert på absorpsjon i en pakket kolonne. Et membrananlegg består ofte av flere parallelle membranoppsett, og det er derfor mulig å koble ut deler av anlegget dersom det skulle oppstå variasjoner i fødemengde.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Typisk strømforbruk for en vannskrubber til komprimering av biogassen er rundt 0,2 kWh/Nm³ rågass (biogass til rensing). Rundt 50 % av denne energien kan hentes ut som varmt vann ved 50-60°C når gassen kjøles til rundt 40°C før den ledes inn i absorpsjonskolonnen.

Typisk strømforbruk for en aminkolonne er 0,11-0,13 kWh/Nm³ rågass, mens varmebehovet for regenerering av amin i strippekolonnen ligger i størrelsesorden 0,55-0,70 kWh/Nm³ rågass. Normalt kan 75-90% av denne varmen gjenvinnes og brukes for oppvarming av andre prosesser ved en utnyttelses-temperatur på 50-90°C. Ofte oppgir leverandører bare kravet til strømforbruk i energiregnskapet for kjemisk absorpsjon. En tilpasning rundt energiregnskapet mht. strøm, varme og mulighet for utnyttelse av restvarmen er viktige parametere ved utforming av et aminanlegg.

Strømforbruket i forbindelse med membran-oppgradering er i stor grad knyttet til fødekompresoren til membranene. Forbruket er relatert til nødvendig trykk for membraner, og hvordan disse er konfigurert. Typisk strømforbruk vil ligge i området 0,20 - 0,35 kWh/Nm³ rågass.

Typisk strømforbruk for flytendegjøring av gassen etter oppgradering ligger i området 0,7-0,8 kWh/kg LBG eller 0,030 - 0,034 kWh/Nm³ rågass med 65% metan.

Forbruksmateriale

De årlige kostnadene til kjemikalier og vann er neglisjerbare, men i noen prosesser er det et forbruk av aktivt kull, som avhengig av H₂S-innholdet i gassen, kan utgjøre en vesentlig kostnad.

4.5. Metoder basert på aerob stabilisering

Aerob stabilisering av slam omfatter både våtkompostering og kompostering (ranke- og reaktorkompostering). Våtkompostering er ikke behandlet i denne veilederen da den anses som mindre aktuell. For dimensjoneringsveiledning for våtkompostering henvises det til tidligere utgave av denne veilederen (Norsk Vann rapport nr. 168/2009).

4.5.1. Kompostering

Beskrivelse

Kompostering er basert på biologisk omsetning av organisk materiale i avvannet slam under tilgang på oksygen.

I denne prosessen er det aerobe bakterier som utvikler varme ved nedbrytning av organisk stoff, slik at temperaturen i prosessen kan stige opp til 70 °C.

Anvendelsesområde

Kompostering av slam er lite brukt i Norge, men metoden benyttes av en del avfallsselskaper som behandler septikslam og slam fra mindre renseanlegg, som oftest i områder hvor slammengdene er små.

Dimensjonering

Dersom det ikke er gjort anleggsspesifikke valideringstester for å bestemme nødvendig temperatur og eksponeringstid for å inaktivere parasittegg, skal det benyttes følgende temperatur - tid kombinasjoner:

Rankekomposteringsanlegg dimensjoneres og driftes slik at alt materiale utsettes for minimum 55 °C i minimum 15 døgn, og rankene skal vendes et visst antall ganger i denne perioden.

Reaktorkomposteringsanlegg dimensjoneres og driftes slik at alt materiale utsettes for minimum 55 °C i minimum 3 døgn. Komposten må vanligvis etterkomposteres i ranker for å oppnå tilstrekkelig stabilitet.

Konstruktiv utforming

De mest brukte metodene for slam er:

- Storrankekompostering med aktiv eller passiv lufting
- Reaktorkompostering

Storrankekompostering med aktiv eller passiv lufting

Ranker bør fortrinnsvis legges ut på flater med fast dekke for å unngå å få med stedegne masser i slammet ved vending og utlasting. Komposteringsflaten bør ha godt fall og oppsamling av sigevann som ledes til behandlingsanlegg.

Når en ranke er ferdig opplastet, må den merkes med dato og den må ikke komme i kontakt med nytt slam i komposteringsperioden.

For å få tilstrekkelig oksygenoverføring i slammet tilsettes strukturmateriale (bark, flis, oppmalt hageavfall) til det avvannede slammet. I praksis brukes det ofte 1 del strukturmateriale på 2 deler slam. Hageavfall/flis kvernes til fraksjon 0-100 millimeter, og slam og strukturmateriale blandes på et tilrettelagt område og legges så i en storranke.

Når det benyttes aktiv lufting, legges ranken på perforerte rør eller en kombinasjon av perforerte rør og engangspaller eller grovknust strukturmateriale. Rankene bygges ca. 3 meter høye og ca. 6 meter brede. Hele ranken dekkes så med ferdig kompost som inneholder strukturmateriale. I enden av rankene er det en vifte som blåser luft inn i de perforerte rørene. Viften styres ut fra et ønske om at oksygeninnholdet skal ligge mellom 12 og 16%, og den kjører etter fastlagte intervaller. For å sikre god omdanning av slammet ligger rankene i 16-24 uker før de lastes ut.

Ranker med passiv lufting, dvs. ingen luftinnblåsing, blir som oftest lastet om (vendt) 2-4 ganger for å gi en god komposteringsprosess. Metoden krever lenger tid til komposteringsprosessen, gjerne 6-10 måneder. Forøvrig gjelder den samme temperatur/tid-kombinasjonen som for ranker med aktiv lufting.

Ferdige ranker lastes ut og siktes på 20-40 millimeter sikt. Strukturmateriale som siktes ut, brukes om igjen som strukturmateriale. Ferdig siktet kompost kan videre gjennomgå ettermodning eller bli brukt direkte avhengig av bruksområde.

Arealbehovet vil være avhengig av slammengden og aktiv eller passiv lufting, som kan beregnes ut fra avsnittene foran, samt behovet for ettermodning.

Det vil også være et arealbehov som er tilnærmet uavhengig av slammengden for lagring og kverning av strukturmateriale, miksing, kjøring med hjullaster og sikting. Typisk verdier som kan benyttes for å anslå dette arealbehovet i en tidligfase vil være 2-3 dekar.

Reaktorkompostering

Ved reaktorkompostering inngår avvannet slam og strukturmateriale i en lukket prosess hvor driftsbetingelsene kan holdes optimale, slik at ferdig kompost kan tilfredsstille gjødselveforskriften med kortere behandlingstid enn ved rankekompostering. Første del av komposteringsprosessen forgår i en lukket beholder eller komposteringshall med vanlig behandlingstid på mindre enn to uker. Ettermodningstiden vil være avhengig av bruksområde, men vil typisk være på 3-4 måneder.

En enklere variant av reaktorkompostering er kompostering i plaststrømpe. Slam og struktur-materiale lastes opp i et blandeverk som beveger seg over komposteringsplata og legger igjen strømpen med komposteringsmassen. Strømpene har typisk et volum 120 – 400 m³. Luft blåses inn i en slange i bunnen av strømpen og slipper ut via ventiler på toppen.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Energiforbruket kan settes til 5-10 kWh pr tonn slam ved bruk av aktiv lufting og 1,5 liter diesel pr tonn slam til vending av ranker ved storrankekompostering.

Kjemikalieforbruk

Det brukes ingen kjemikalier ved kompostering av slam.

4.6. Kalkbehandling

Beskrivelse

For å oppnå tilstrekkelig hygienisering av slam i henhold til gjødselveforskriften, må kalkbehandlingen skje ved tilsetning av brent (ulesket) kalk til avvannet slam for å få den nødvendige temperaturøkning i slammet. Da vil man i tillegg til pH-økning også få en kraftig temperaturstigning i slammet. Temperaturøkningen i slammet vil i første rekke avhenge av tilsatt kalkmengde og TS-innholdet i det avvannede slammet. I tillegg vil isoleringen av lagertanken for det kalkbehandlede slammet avgjøre hvor raskt temperaturen faller igjen under lagring.

En del av vannet i slammet vil bindes kjemisk til kalken, og samtidig vil noe vann fordampe pga. temperaturøkningen. Dette vil, sammen med den tørrstofftilførselen som kalken representerer, medføre at man får en betydelig økning av TS-innholdet i slammet.

Anvendelsesområde

Kalkbehandling av slam benyttes mest på små og mellomstore anlegg, hvor det ikke er aktuelt å bygge biogassanlegg, og hvor slammet primært skal brukes på landbruksarealer. Det kan også være aktuelt å bygge kalkbehandlingsanlegg som en reserveløsning der hvor slammet primært behandles i et biogassanlegg. Kalkdoseringsutstyret kan da ved normal drift eventuelt brukes for å tilsette hydratkalk eller landbrukskalk (kalkstein) til slammet for å øke brukerinteressen i landbruket og for å øke fosfortilgjengeligheten i slammet. Ved behov kan anlegget enkelt konverteres til et hygieniseringstrinn ved å dosere brent kalk til det avvannede slammet.

På grunn av en midlertidig stabiliseringseffekt er det viktig å være klar over at kalkbehandlet slam kan forårsake luktulempen ved lengre tids lagring.

Dimensjonering

Kalkbehandlingsanlegg skal dimensjoneres for en holdetid (eksponeringstid) på minimum 2 timer ved minimum 55 °C. Brent kalk blandes med avvannet slam i en spesiell blandeenhet, og vanlige doseringsmengder er 400 – 500 kg kalk pr tonn TS i slammet, avhengig av slamtype. Det trengs mer kalk til biologiske slamtyper enn til mekanisk og mekanisk-kjemisk slam. Etter kalktilsetningen må slammet lagres i en lukket, isolert beholder eller lignende for å sikre at alt slammet holder mer enn 55 °C i minst 2 timer. I vanlige vertikale siloer for avvannet slam, med regelmessig tilførsel og uttak av slam, kan det være vanskelig å dokumentere reell eksponeringstid for hver slampartikkel.

Konstruktiv utforming

Et kalkbehandlingsanlegg for slam vil normalt bestå av en blandeenhet for avvannet slam og brent kalk, en lagersilo og en dagsilo (doseringssilo) for kalk med tilhørende utmatings-anordninger, samt en silo eller container for lagring av det kalkbehandlede slammet. Det avvannede slammet kan tilføres blandeenheten ved hjelp av tørrslampumpe eller transportskrue.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Kalkbehandlingsanlegg bruker lite energi, da det i utgangspunktet bare er strøm til kalk/slam-mikseren og til skruer/pumper for transport av avvannet slam og brent kalk til mikseren. For kalk/slam-mikseren kan det anslås et el-forbruk på ca. 3 kWh/tonn TS.

Kjemikalieforbruk

Metoden forutsetter bruk av brent kalk i området 300 – 600 kg kalk/tonn TS, avhengig av slamtype og hvor godt isolert lagringstanken er. Biologisk slam og biologisk-kjemisk slam vil ha et høyere kalkbehov enn mekanisk slam (fra finsiler og andre primærrense-metoder) og mekanisk-kjemisk slam.

4.7. Langtidslagring og enkel rankekompostering

Beskrivelse

Langtidslagring av slam innebærer at avvannet slam lagres i hauger eller ranker i flere år, uten tilførsel eller uttak av slam i lagringsperioden. Etter endt lagringsperiode skal slammet transporteres vekk for endelig disponering.

Med «enkel rankekompostering av slam» menes det at avvannet slam blandes med et struktur-materiale (bark, flis, knust hageavfall, osv.) og lagres i hauger eller ranker over en lengre periode og eventuelt med 1-2 vendinger av haugene/rankene pr. år.

Anvendelsesområde

Langtidslagring og enkel rankekompostering av slam bør bare brukes for små slammengder og i de deler av landet hvor det er store avstander til andre slambehandlingsanlegg som kan produsere et slamprodukt med bedre bruks-egenskaper og som har lavere klimagassutslipp ved selve slambehandlingen.

Langtidslagring og enkel rankekompostering vil gi et slamprodukt som ikke er garantert fritt for plantepatogener (f.eks. potetcystenematoder), og det vil fortsatt inneholde spire-dyktige ugrasfrø, med mindre man sørger for overdekning av slammet i lagringsperioden med armert jordduk («jordbærduk») som kan hindre at ugrasfrø overlever langtidslagringen. De mest aktuelle bruksområder for langtidslagret slam vil derfor være toppdekke på deponier, nydyringsområder og på grøntanlegg hvor noe ugrasfrø og plantepatogener kan aksepteres.

Dimensjonering

For langtidslagring av slam gjelder det at slammet må lagres i minimum 3 år for å tilfredsstille hygienekravene i gjødselvereforskriften. Ferdig langtidslagret slam vil fortsatt kunne gi luktulempere ved etterfølgende bruk, og ha dårlige bruksegenskaper.

Enkel rankekompostering av avvannet slam, med en minimumstilsetting av strukturmateriale på ca. 1:1 på volum-basis, vil tilfredsstille gjødselvereforskriftens hygieniseringskrav dersom lagringstiden settes til minimum 2 år. Vending av ranker/hauger 1-2 ganger pr år vil forbedre slammets bruks-egenskaper og redusere luktpotensialet.

Konstruktiv utforming

Metodene krever store arealer pr tonn slam til behandling, og det er viktig å etablere så høye ranker/hauger som mulig, basert på det TS-innholdet man har i avvannet slam. Ranker/hauger bør fortrinnsvis legges ut på flater med fast dekke for å unngå å få med stedegne masser i slammet ved vending (enkel rankekompostering) og utlasting. Når en ranke/haug er ferdig opplastet, må den merkes med dato/år og den må ikke komme i kontakt med nytt slam i lagringsperioden.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Det forbrukes ikke energi ved langtidslagring av slam, og ved enkel rankekompostering er det bare dieselforbruket ved vending av hauger/ranker med hjullaster eller annen vendemaskin som inngår

Kjemikalieforbruk

Det brukes ingen kjemikalier ved metoden, men for langtidslagring er tildekkingsmateriale (jordduk e.l.) å anbefale for å redusere spiredyktige ugrasfrø i sluttproduktet.

For enkel rankekompostering er det et krav om å bruke et strukturmateriale i mengder tilsvarende 1.1 på volumbasis.

4.8. Avvanning

Beskrivelse

Avvanning av slam er en enhetsprosess hvor hovedhensikten er å oppkonsentrere slammet så mye at det kan transporteres som en fast masse i container og/eller danne en haug ved lagring på jordarealer. Gjødselforskriften stiller krav om avvanning til minimum 25 % TS-innhold i slam som skal mellomlagres hos bøndene før spredning på jordarealer.

Anvendelsesområde

Avvanning av slam brukes ved alle avløpsrenseanlegg over en viss størrelse (typisk > 1500 – 2500 pe), enten slammet skal transporteres til et annet anlegg for viderebehandling der eller stabilisering og hygienisering skjer ved eget renseanlegg. Avvanningstrinnet kan plasseres på ulike steder i et slambehandlingsanlegg, både før og etter stabiliserings- og hygieniseringstrinnet (kfr fig. 4-1), og det benyttes også begrepet «for-avvanning» der hvor slammet oppkonsentreres mer enn ved vanlig fortykning, men mindre enn ved vanlig avvanning (typisk TS-område: 10 – 16 % TS, og aktuelt foran termisk hydrolyse av slam)

Dimensjonering

Maskinelt avvanningsutstyr dimensjoneres etter leverandørenes spesifikasjoner, og vanligvis basert på både volumbelastning (m³/h) og tørrstoffbelastning (kg TS/h).

På samme måte som ved fortykkermaskiner må det alltid gjøres en vurdering av hvilke driftstider (timer pr uke) som skal legges til grunn for dimensjoneringen. Avvanningmaskiner kan dimensjoneres for ulike driftstider, bl.a. avhengig av størrelsen på buffervolumer foran maskinene og graden av redundans (reservekapasitet ved maskinstans). Mange avløpsrenseanlegg ønsker ikke å drifte avvanningsutstyret mer enn 5 -6 dager pr. uke, men uansett om det legges opp til døgnkontinuerlig drift 7 dager pr. uke, bør det ved dimensjonering av utstyret legges inn noen timer pr. uke for vedlikehold og reparasjoner.

Konstruktiv utforming

For avvanning av slam brukes det i Norge nesten bare avvanningsmaskiner, basert på ulike prinsipper og av ulike fabrikat, da naturbaserte avvanningsløsninger er arealkrevende og lite effektive. Det vanligste avvanningsutstyret er maskiner med kontinuerlig drift, slik som sentrifuger, skruepresser og silbåndpresser, men også utstyr med diskontinuerlig drift (ulike typer filterpresser og avvannings-containere) er i bruk i Norge.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Energiforbruket ved de ulike avvanningsmetodene er angitt i tabell 4.8.1. Disse verdiene omfatter ikke energiforbruket til slampumping inn på avvanningsutstyret og til polymerdoseringen, som kan anslås til 3 - 6 kWh/tonn TS.

Tabell 4.8.1. Energiforbruk ved avvanning av slam.

Avvanningsmetode	Energiforbruk (kWh/tonn TS)
Sentrifuger	40 - 60
Silbåndpresser	20 - 30
Skruepresser	8 - 16
Kammerfilterpresser	30 - 40

Kjemikalieforbruk

Ved alle typer avvanningsutstyr må det tilsettes et kondisjoneringsmiddel for å få en tilstrekkelig god gjenvinning av slampartikler (lavt innhold av slampartikler i slamvannet). Det er vanlig å bruke polymerer som kondisjoneringsmiddel for alle typer avvanningsutstyr, med unntak av kammer-filterpresser hvor det fortsatt brukes kalk + jernklorid, men hvor det også brukes polymer ved noen installasjoner. Typiske doseringsmengder av polymer for ulike hovedgrupper av slamtyper er angitt i tabell 4.8.2.

Tabell 4.8.2. Polymerforbruk ved avvanning av slam.

Slamtype	Polymerforbruk (kg/tonn TS)
Mekanisk slam	3 - 5
Mekanisk-kjemisk slam	4 - 6
Biologisk-kjemisk slam	5 - 10
Utråtnet slam (alle typer råslam)	4 - 8
Termisk hydrolysert og utråtnet slam	6 - 12
Våtkompostert slam	8 - 12

Avvanningsresultater

Ved dimensjonering av vannbehandlingsdelen i renseanlegg skal man ta hensyn til den belastning som slamvannet fra oppkonsentreringen av slam representerer (fra fortykkere, slamlagre, avvanningsmaskiner osv.). Det er i tabell 4.8.3 angitt variasjonsområder for de forskjellige kvalitetsparametere for å dekke opp de variasjoner man har i praksis, avhengig av fortykkings- og avvanningsmetode, slammets sammensetning, lagringstid for slammet, osv. Kvaliteten på slamvann fra enheter for fortykking og for-avvanning av slam (før utråtning), kan finnes under «Ingen stabilisering»

Tabell 4.8.3 er videre basert på samme SS-innhold (1500 mg/l) uansett slamtype og metode for oppkonsentrering (fortykking og avvanning). Dersom man vet at SS-innholdet vil avvike vesentlig fra denne verdien, bør tallene i tabellen justeres i henhold til aktuelle SS-verdier.

Tabell 4.8.3. Slamvannskvalitet ved oppkonsentrering av forskjellige slamtyper før og etter anaerob stabilisering. Det er forutsatt at innholdet av suspendert stoff (SS) i slamvannet er ca. 1500 mg/l uansett slamtype. Tørrstoffinnholdet i avvannet slam er angitt med normalt variasjonsområde for de ulike typer avvanningsutstyr.

Slamtype	Behandling før fortykking/avvanning	Slamvannskvalitet				TS-innhold i avvannet slam (%)	
		BOF ₅ mg O ₂ /l	KOF ¹⁾ mg O ₂ /l	Tot-P mg P/l	Tot-N mg N/l	Sentrifuger, silbåndpresser, skruepresser	Kammerfilterpresser og tilsvarende utstyr ²⁾
Mekanisk slam og septikslam	Ingen stabilisering	1000-1500	4000-6000	50-70	150-250	28-32	35-40
	Anaerob stabilisering	1500-2500	3000-5000	80-120	800-1200	25-30	30-35
	Termisk hydrolyse og anaerob stabilisering ³⁾	2500-3000	8000-10000	100-300	2500-3000	30-35	35-40
Biologisk slam	Ingen stabilisering	1000-2000	3000-5000	50-100	100-200	18-22	22-28
	Anaerob stabilisering	1000-2000	2500-5000	100-150	800-1200	20-25	25-30
	Termisk hydrolyse og anaerob stabilisering ³⁾	2500-3000	7000-9000	200-300	2000-2500	25-30	30-35
Mekanisk-kjemisk slam	Ingen stabilisering	800-1600	2000-4000	20-40	60-100	25-30	30-35
	Anaerob stabilisering	750-1500	1500-3000	20-40	600-1000	25-30	30-35
	Termisk hydrolyse og anaerob stabilisering ³⁾	2000-3000	6000-8000	25-50	1500-2500	30-35	35-40
Biologisk-kjemisk slam	Ingen stabilisering	1000-2000	3000-5000	20-40	100-200	20-25	25-30
	Anaerob stabilisering	1000-2000	2500-5000	20-40	800-1200	25-30	30-35
	Termisk hydrolyse og anaerob stabilisering ³⁾	2500-3000	7000-9000	25-50	2000-2500	30-35	35-40

¹⁾ Ved termisk hydrolyse og anaerob stabilisering kan det antas at 25 % av KOF-innholdet i rejektvannet er inert, dvs. ikke nedbrytbart i biologiske rensetrinn.

²⁾ Forutsetter kondisjonering med kalk og jernklorid.

³⁾ Ved termisk hydrolyse og anaerob stabilisering er konsentrasjonene høye som følge av avvanning foran termisk hydrolyse. Det betyr at vannmengden er redusert og den totale mengden av de forskjellige komponentene er derfor ikke nødvendigvis større selv om konsentrasjonene ofte er høyere.

4.9. Rensing av rejektivann

4.9.1. Generelt

Rejektivannet fra avvanning av slam er sterkt forurenset og må derfor tilbakeføres til renseanleggets innløp etter punktet for innløpsprøvetaging. Typiske verdier er angitt i tabell 4.8.3. Ved prosjektering bør det tas spesielle hensyn slik at tilbakeføring av rejektivann ikke skaper problemer ved driften av renseanlegget (utjevning o.l.).

Ved anaerob slamstabilisering vil rejektivannet også ha et høyt innhold av ammonium. For renseanlegg med nitrogenfjerning kan det varme rejektivannet fra slamavvanningen renses i hovedstrømmen i det biologiske renseanlegget, eller i et separat renseanlegg for rejektivann.

4.9.2. Separat rensing av rejektivann

Ved separat rensing av rejektivann er det primært prosesser som bygger på deammonifikasjon som er aktuelle. Deammonifikasjon er sammensatt av en nitrifikasjonsprosess (aerob autotrof ammoniumoksidasjon) etterfulgt av en anammoxprosess (anaerob autotrof ammoniumoksidasjon).

Deammonifikasjon kan skje i rene biofilmanlegg av typen MBBR, i IFAS anlegg hvor MBBR kombineres med aktivslam, eller i anlegg basert på granulært aktivslam. De anleggene med deammonifikasjon som er i drift ved norske renseanlegg, er alle basert på en en-trinns prosess, dvs. at både nitrifikasjonsprosessen og anammoxprosessen skjer i samme bioreaktor.

Det er ikke tilstrekkelig erfaringsgrunnlag til å gi dimensjoneringskriterier for deammonifikasjonsprosesser. Dimensjoneringen vil være svært avhengig av hvilken prosess som skal benyttes, samt rejektivannets sammensetning og rejektivannets temperatur. Det henvises til de aktuelle leverandørene for korrekt dimensjonering av de respektive prosesser, som ofte er patenterte.

For at rådgivende ingeniører eller byggherrer, i en tidlig fase, skal kunne gjøre et meget grovt overslag over hvor stort volum man må sette av til et eventuelt rejektivannsrenseanlegg, kan følgende tommelfingerverdier angis:

- Belastning av uorganisk nitrogen ved en vanntemp. på 30 °C: 0,6 – 1,4 kg N/m³ bioreaktortvolum-døgn
- Fjerning av uorganisk nitrogen: 70 – 80 %
- Energiforbruk: 3,0 – 3,5 kWh/kg N fjernet

Prosesser basert på granulært aktivslam og MBBR ligger normalt i det nedre belastningsområdet, mens prosesser basert på IFAS ligger i det øvre området. En IFAS prosess vil kreve en lavbelastet sedimenteringstank i tillegg til bioreaktoren.

4.10. Termisk destruksjon

4.10.1. Generelt

Termisk destruksjon av avløpsslam har hittil ikke blitt benyttet i Norge. Økende slammengder, begrensninger i slammengder pr. arealenhet i jordbruket og økt fokus på mikroforurensninger i slammet kan gjøre destruksjon mer aktuelt. Det gis derfor en kort beskrivelse av noen metoder uten at det gis dimensjonerende verdier, da disse i stor grad er leverandørvhengige.

4.10.2. Pyrolyse

Beskrivelse

Pyrolyse er en prosess der det ved temperaturer på 400-600 °C uten tilgang på oksygen blir satt i gang en produksjon av gasser, blant annet metan, som forbrennes videre i prosessen. Pyrolyse er ikke det samme som forbrenning. Lite oksygen forhindrer at materialet brenner opp, og ca. 50 % av karbonet er igjen etter pyrolysen.

For pyrolyse av slam benyttes det en to-trinns prosess med tørking først og deretter pyrolyse av slammet. Slammet blir tørket til 90 % før det blir ført inn i pyrolysedelen av anlegget. I trinn to blir slammet pyrolysert i et lukket kammer ved 500-600 °C. Ved pyrolysen frigjøres det blant annet metan ved anaerob forbrenning. Syntesegassen som produseres, blir så brent og produserer varme, og den brukes videre for å tørke slammet. Sluttproduktene er vann, bioolje, biokull og overskudd av termisk energi. Biokull kan benyttes som jordforbedringsprodukt da det har gode jordforbedrende egenskaper og vil inneholde fosforet som i utgangspunktet var i slammet. Avhengig av hvordan prosessen styres, i forhold til temperatur og oppholdstid, kan man bestemme om sluttproduktet skal være mest biokull eller mest bioolje.

Anvendelsesområde

Pyrolyse er ikke brukt ved norske avløpsrensaneanlegg, men er noe brukt i fiskeoppdrettsindustrien. Avløpsslam kan være uegnet til produksjon av biokull, da det kan være for høye konsentrasjoner av tungmetaller, blant annet sink og kobber.

Dimensjonering

Pyrolyseanlegg for slam er knyttet til spesifikke leverandører som har sin egen dimensjonering av anleggene.

Konstruktiv utforming

Leverandører av pyrolyse leverer ofte prosessen som containerløsning der alle komponentene er inkludert i en 20 eller 40 fots container.

Hovedkomponentene i et pyrolyseanlegg vil, avhengig av størrelse og kompleksitet, kunne omfatte: forprosesseringsutstyr (sil, filter), materialbehandling (beltetransport, lagringstanker) og mateutstyr (mateskruer, matebelter), tørke, pyrolyseovn, syntesegassbrennere, gassrensing, kjøling, instrumenter og annet elektrisk utstyr.

Ressursforbruk

Pyrolyse krever tilført mye elektrisk energi, anslagsvis 30-35 kWh/tonn våtslam med 20 %TS, men den termiske energien som produseres er mer enn 10 ganger så stor. Det er ikke behov for noen andre tilsatzmidler.

4.10.3. Forbrenning

Beskrivelse

Forbrenning av slam gjøres i to former: monoforbrenning eller samforbrenning.

Samforbrenning foregår sammen med andre materialer, som kull eller restavfall. Noen steder benyttes slam og andre typer avfall i sementproduksjon, der slammet blir forbrent sammen med kalkstein og blir til en del av sluttproduktet sement. Det anbefales ikke å benytte samforbrenning for slam da det gjør det umulig å nyttiggjøre restproduktet, spesielt med hensyn til fosforgjenvinning. Et unntak vil være dersom det forbrennes med rent trevirke.

Forbrenning utføres ved temperaturer på 850-950 °C. Temperaturer under 850 °C kan føre til lukt- problemer og over 950 grader kan føre til askesintrang. Tørket slam blir ført til forbrenningskammeret der det blir tilsatt energi for å starte prosessen.

Ved monoforbrenning vil prosessen opprettholdes dersom slammet har høyere TS-innhold enn 55%. Ved lavere TS-innhold må det tilføres eksternt drivstoff eller benyttes et separat tørke-trinn for slammet før brennkammeret.

Både råslam og utrånet slam kan benyttes i prosessen. Holdetid på slammet under etterbrenning er på minimum 2 sekunder ved 850 °C for å være sikker på tilfredsstillende forbrenning.

Den varme eksosen fra forbrenningen brukes til å produsere varmt vann og mettet damp. Eksosen går videre til skrubber for å fjerne tungmetaller og syrer. Deretter går gassen gjennom et filter for å fjerne askerester og eventuelt til slutt gjennom en vannskrubber før den rensede gassen slippes ut. Asken fra prosessen samles og sendes eventuelt til videre behandling for fosforgjenvinning.

Fluidized bed er ovnstypen som best egnet for forbrenning av slam.

Anvendelsesområde

Forbrenning av slam benyttes ved store slamanlegg/slamsentraler i Europa, spesielt i land som har restriksjoner på spredning av slam til landbruk. Asken lagres ved de fleste anlegg i påvente av bedre teknologi for ekstraksjon av fosfor og høyere pris for fosfor som råstoff.

Dimensjonering

Anlegg for forbrenning av slam er knyttet til spesifikke leverandører som har sin egen dimensjonering av anleggene.

Ressursforbruk

Energiforbruk

Energiforbruket ved et forbrenningsanlegg vil være basert på kvaliteten på slammet (TS-innhold), om det er behov for tørke før brennkammer, om det må tilsettes eksternt drivstoff til brennkammeret og hvor enkelt det er å nyttiggjøre seg energien som blir produsert.

Energiinnholdet i slam er avhengig av type slam og forprosessering. Energiinnholdet i forskjellige typer slam er gitt i tabell 4.10.1.

Tabell 4.10.1. Energiinnhold ved forbrenning av forskjellige typer slam.

Slamtype	Energiinnhold [MJ/kg våtslam]	Tørrstoff [%]
Mekanisk avvannet	1 - 3	20-35
Delvis tørket	4 - 7	40-85
Helt tørt	Opptil 12	> 85
Utråtnet slam	10-12	100

Kjemikalieforbruk

Det er behov for tilsats av kjemikaler i skrubberen for rensing av avgassene. Det er vanlig å bruke aktivt kull, kalk, kaustisk soda (NaOH) og/eller kalsiumhydroksid ($\text{Ca}(\text{OH})_2$).

VEDLEGG 1

Metningskonsentrasjon for oksygen (mg/l) som funksjon av vanntemperatur og kotehøyde

Temp (°C)	Meter over havet (m)							
	0	200	400	600	800	1000	1200	1400
0	14,621	14,276	13,940	13,612	13,291	12,978	12,672	12,373
1	14,216	13,881	13,554	13,234	12,922	12,617	12,320	12,029
2	13,829	13,503	13,185	12,874	12,570	12,273	11,984	11,701
3	13,460	13,142	12,832	12,530	12,234	11,945	11,663	11,387
4	13,107	12,789	12,496	12,201	11,912	11,631	11,356	11,088
5	12,770	12,468	12,174	11,886	11,605	11,331	11,063	10,801
6	12,447	12,174	11,866	11,585	11,311	11,044	10,782	10,527
7	12,138	11,851	11,571	11,297	11,030	10,769	10,514	10,265
8	11,843	11,562	11,289	11,021	10,760	10,505	10,256	10,013
9	11,559	11,285	11,018	10,757	10,502	10,253	10,010	9,772
10	11,288	11,020	10,759	10,504	10,254	10,011	9,773	9,541
11	11,027	10,765	10,510	10,260	10,017	9,779	9,546	9,319
12	10,777	10,521	10,271	10,027	9,789	9,556	9,329	9,107
13	10,536	10,286	10,041	9,803	9,569	9,342	9,119	8,902
14	10,306	10,060	9,821	9,587	9,359	9,136	8,918	8,705
15	10,084	9,843	9,609	9,380	9,156	8,938	8,724	8,516
16	9,870	9,635	9,405	9,180	8,961	8,747	8,538	8,334
17	9,665	9,434	9,209	8,988	8,774	8,564	8,359	8,159
18	9,467	9,240	9,019	8,804	8,593	8,387	8,186	7,990
19	9,276	9,054	8,837	8,625	8,418	8,216	8,019	7,827
20	9,092	8,874	8,661	8,453	8,250	8,052	7,858	7,669
21	8,914	8,700	8,491	8,287	8,088	7,893	7,703	7,518
22	8,743	8,533	8,328	8,127	7,931	7,740	7,553	7,371
23	8,578	8,371	8,169	7,972	7,780	7,592	7,408	7,229
24	8,418	8,214	8,016	7,822	7,633	7,449	7,268	7,092
25	8,263	8,063	7,868	7,678	7,491	7,310	7,132	6,959
26	8,113	7,917	7,725	7,537	7,345	7,175	7,001	6,830
27	7,968	7,775	7,586	7,401	7,221	7,045	6,873	6,706
28	7,827	7,637	7,451	7,269	7,092	6,919	6,750	6,584
29	7,691	7,503	7,320	7,141	6,967	6,796	6,630	6,467
30	7,559	7,374	7,193	7,017	6,845	6,677	6,513	6,353

TIDLIGERE UTGITTE RAPPORTER

2020	254	Forvaltning av nedbørsfelt for overflatevannkilder
	B25	Forprosjekt – Digital Vannstatistikk
	253	Mikroplast i avløpsvann, avløpsslam og jord
2019	252	Kummer – Klassifisering og tilstandsvurdering
	B24	Primærrens – Status og renseeffekter 10 år etter
	251	Klimagassutslipp, veiledning for vannbransjen
2018	250	Kommunens roller, rettigheter og fremgangsmåter i private utbyggingsområder
	249	Veiledning i nedvannforsyning
	B23	Evaluerer av Norsk Vanns prosjektsystem
2017	248	Organic Pollutants in Norwegian Wastewater Sludge
	247	Beste praksis for HMS-arbeid i vannbransjen
	246	Regulering og organisering av vann- og avløpssektoren i utvalgte europeiske land
2016	245	Veiledning for tilstandsvurdering av infiltrasjonssystemer
	244	Veiledning i utarbeidelse av prøvetakingsplan for drikkevann
	243	Verdiforvaltning av vann- og avløpsinfrastruktur
2015	242	Praktiske råd ved valg av ledningsmateriale
	241	Mapping microplastic in Norwegian drinking water
	240	UV-desinfeksjon av drikkevann
2014	B22	Vann og avløp i arealplanlegging og byggesaker
	239	Beregning av bærekraftig lekkasjenivå
	238	Informasjonssikkerhet og skybaserte tjenester
2013	237	Dataflyt for GIS-informasjon i VA-prosjekter
	236	Akseptkriterier – Vurdering av nye og nyrenoverte avløpsledninger ved rørinnspeksjon
	235	Dataflyt
2012	234	Rørinnspeksjon av hovedledninger for vann og avløp
	233	Veiledning for bruk av betongrør og kummer
	232	Plastrør for vannforsyning og avløp: Hvordan skal vi oppnå minst 100 års levetid?
2011	231	NOMiNOR: Natural Organic Matter in drinking waters within the Nordic Region
	230	NOMiNOR: Naturlig Organisk Materiale i Nordiske drikkevann
	229	Sikring av vannforsyning mot tilsiktede uønskede hendelser
2010	228	Tilførsel av industrielt avløpsvann
	227	Beregning av forurensningsutslipp fra avløpsanlegg
	226	Tømming av slam
2009	225	Trykkavløp i spredtbygde og urbane strøk
	224	Eierskap til stikkledninger
	223	Finansieringsbehov i vannbransjen 2016–2040
2008	222	Dokumentasjon av utslipp fra avløpsnett
	221	Smart ledningsfornylse – bruk av NoDig-metoder
	B21	Utvikling av studietilbud i bachelor i vann- og miljøteknikk
2007	B20	Norske tall for vannforbruk med fokus på husholdningsforbruk
	220	Kritiske ledninger for vann og avløp – klassifisering og tiltaksvurdering
	219	Eksempler på implementering av bærekraft i vannbransjen
2006	218	Vann til brannslukking og sprinkleranlegg
	217	Videreutvikling av beregningsmetodikk for gjenanskaffelsesverdi og investeringsbehov
	216	Tilbakestrømssikring – veiledning til vannverkseiere
2005	215	Forslag til ny sektorlov for vann tjenester
	214	Sikkerhetsstyring for vannbransjen
	213	Veiledning for dimensjonering av vannbehandlingsanlegg
2004	212	Erfaringer med ozon-biofiltrering for behandling av drikkevann
	211	Veiledning for praktisering av selvkost
	210	Veiledning i mikrobiell barriere analyse
2003	209	Sikring av kvalitet på ledningsanlegg
	208	Stikkledninger – ansvar og teknisk utforming
	207	Bøstabilitet i drikkevannsnett
2002	206	Bærekraftig forvaltning av VA-tjenestene
	205	Åpne flomveier i bebygde områder
	204	Fra driftsassistanter til regionale vannassistanter
2001	203	Microbial barrier analysis (MBA) – a guideline
	202	Anskaffelser i vannbransjen
	201	Håndtering av overvann fra urbane veger
2000	200	Håndtering av overvann fra urbane veger
	199	Etablering av gode VA-løsninger i spredt bebyggelse
	198	Organiske miljøgifter i norsk avløpsslam – Resultater fra undersøkelsen i 2012/13
1999	197	Avløpsanlegg Vurdering av risiko for ytre miljø
	196	Veiledning i tilstandskartlegging og fornyelse av VA-transportssystemer
	195	Sikkerhet og sårbarhet i driftskontrollsystemer for VA-anlegg
1998	B19	Varmpumper i drikkevannsforsyningssystem
	B18	Kranvannets kokebok for kommunikasjon
	B17	Investeringsbehov i vann- og avløpssektoren
1997	194	Energiriktig design og prosjektering av avløpsrenseanlegg
	193	Veiledning i dimensjonering og utforming av VA-transportsystem
	192	Veiledning for valg av riktige sensorer og måleutstyr i VA-teknikken
1996	191	Rettigheter til uttak av vann til allmenn vannforsyning
	190	Klimatilpasningstiltak innen vann og avløp i kommunale planer
	188	Veiledning for drift av koaguleringsanlegg
1995	C8	Omdømmeplattform og -strategi
	187	Kommunal overtakelse av vannverk organisert som andelslag eller samvirkeforetak
	186	Veiledning i omorganisering av andelsvannverk til samvirkeforetak
1994	185	Fett i avløpsnett. Kartlegging og tiltaksforslag
	184	Tilsyn med utslipp fra avløpsanlegg innen kommunens myndighetsområde
	183	Veiledning om regulering av VA-tjenester til næringsmiddelindustri
1993	182	Prøvetaking av avløpsvann og slam
	181	Veiledning i bygging og drift av drikkevannsbasseng
	180	Fjernavlesning av vannmålere
1992	179	Veiledning i utarbeidelse av kommunale gebyrskrifter for vann og avløp
	B16	Veiledning for kartlegging av energibruk i VA-sektoren
	B15	Vannforskriftens økonomiske konsekvenser for kommunesektoren og avløpsanleggene
1991	C7	Forvaltningspraksis ved norsk damikkerhet
	178	Grunnundersøkelser for infiltrasjon – mindre avløpsanlegg
	177	Drikkevannskvalitet og kommende utfordringer – problemoversikt og status
1990	176	Statlige gebyrer og avgifter på de kommunale VAR-tjenestene
	175	Vann og avløp for nye i bransjen – læreplan. E-læring og samlinger
	174	Hygienisering av avløpsslam. Langtidslagring og enkel rankekompostering. Resultater fra 3 års valideringstesting
1989	173	Veiledning for bruk av støpejernsrør
	B14	Klimatilpasningstiltak i VA-sektoren – forprosjekt
	B13	Silslam – mengder, behandlingsløsninger og bruksområder. Forprosjekt.
1988	172	Trykktap i avløpsnett
	171	Erfaringer med lekkasjekontroll
	170	Veileder til god desinfeksjonspraksis
1987	169	Optimal desinfeksjonspraksis fase 2
	168	Veiledning for dimensjonering av avløpsrenseanlegg
	167	Veiledning for kjøp av VA-kjemikalier
1986	166	Tiltak for å bedre fosfor fjerningen på kjemiske renseanlegg
	165	Innsamlingsverktøy for vedlikeholdsdata
	B12	Drikkevann i media
1985	164	Veiledning for UV-desinfeksjon av drikkevann
	163	Veiledning for innhentning og evaluering av tilbud på analyseoppdrag
	162	Veiledning i klimatilpasset overvannshåndtering
1984	161	Helsemessig sikkert vannledningsnett
	160	Driftserfaringer med membranfiltrering
	159	Håndbok i kildeprosporing i avløpssystemet
1983	158	Termoplastrør i Norge – før og nå
	B11	Økonomiske forhold i interkommunalt VA-samarbeid – praksis og kjøreregler
	B10	Vannkilden som hygienisk barriere
1982	B9	Utvikling av et system for spørreundersøkelser blant VA-kundene
	C6	I veien for hverandre – Samordning av rør og kabler i veigrunnen
1981	157	Organiske miljøgifter i norsk avløpsslam. Resultater fra undersøkelsen i 2006/07
	156	Veiledning for oljeutskilleranlegg
	155	Norm for merking og FDV-dokumentasjon i VA-sektoren
1980	154	Norm for tagkoding i VA-anlegg
	153	Norm for symboler i driftskontrollsystemer for VA-sektoren
	152	Veiledning for anskaffelse av driftskontrollsystemer i VA-sektoren
1979	151	Veiledning for vedlikeholdssystemer (FDV)
	150	Dataflyt – Klassifisering av avløpsledninger
	B8	Forprosjekt energinettverk i VA-sektoren
1978	B7	Sandnesmodellen. Eksempel på system for kommunikasjon og virksomhetsstyring
	149	Tilførsel av industrielt avløpsvann til kommunalt nett. Veiledning
	148	Veiledning i utarbeidelse av prøvetakingsprogrammer for drikkevann
1977	147	Optimal desinfeksjonspraksis for drikkevann
	146	Bærekraftig vedlikehold. Betraktninger av utvalgte problemstillinger knyttet til langsiktig forvaltning av vannledningsnett
	B6	Kommunikasjonsstrategi for NORVAR og norske vann og avløpsverk
1976	B5	Utslipp fra bilvaskehaller
	B4	Vannkvalitet i ledningsnett – Problemoversikt og status. Forprosjekt.
	B3	Kvalitetsheving av nye VA-ledningsanlegg. Kartlegging og tiltaksforslag
1975	C5	Økt sikkerhet og beredskap i vannforsyningen – veiledning
	C4	Effekter av bruk av matavfallskverner på ledningsnett, renseanlegg og avfallsbehandling
	145	Inspeksjonsmanual for avløpssystemer. Del 1 – Ledninger
1974	144	Veiledning i overvannshåndtering (Erstattet av 162/08)
	143	Kartlegging av mulig helserisiko for abonnenter berørt av trykkløst vannledning ved arbeid på ledningsnett
	142	NORVARs benchmarkingsprosjekt 2004. Presentasjon av målesystem og resultater for 2003 ed analyse av datamaterialet
1973	B2	PressurePuls for deteksjon av lekkasje på vannledninger.
	C3	Samarbeid om økt bruk av avløpsslam på grøntarealer
	141	Trenger Norge en VA-lov? Drøfting av behovet for en egen sektorlov for vann og avløp
1972	140	NORVARs videre arbeid med slam. Strategisk plan for prosjektvirksomhet, informasjon og kommunikasjon. Forprosjekt
	139	Erfaringar med kloring og UV-stråling av drikkevann
	138	Veiledning for kontrahering av rådgivnings- og prosjekteringstjenester innen VAR-teknikk. Revidert utgave
1971	137	Veiledning i bygging og drift av drikkevannsbasseng (Erstattet av 181/2011)
	136	Hygienisk barrierer og kritiske punkter i vannforsyningen: Hva har gått galt?
	135	Vannledningsrør i Norge. Historisk utvikling. 26 dimensjonstabeller
1970	134	VA-JUS. Etablering og drift av vann- og avløpsverk sett fra juridisk synsvinkel (Erstattet av boken Vann- og avløpsrett (2010) og nettportalen va-jus.no)
	B1	Effektive VA-organisasjoner og tilfredse brukere. Forprosjekt
	C2	Stoff for stoff – kilde for kilde. Kvikksølv i avløpsnett
1969	133	IT-strategi for VA-sektoren. Veiledning
	132	Forslag til nytt system for prosjektvirksomheten i NORVAR
	131	Effektivisering av avløpssektoren
1968	130	Gjenanskaffelseskostnadene for norske VA-anlegg
	129	Rørinnspeksjon med videokamera. Veiledning/rapportering hovedledninger
	C1	Sårbarhet i vannforsyningen
1967	128	Bruk av resultatindikatorer og benchmarking i effektivitetsmåling av kommunale VA-virksomheter. Erfaringer og anbefalinger fra et prøveprosjekt
	127	Vassdragsforbund for Mjøsa og tilløpselvene – en samarbeidsmodell
	126	Organisering og effektivisering av VA-sektoren. En mulighetsstudie



Norsk Vann BA, Vangsvegen 143, 2321 Hamar
Tlf: 62 55 30 30 E-post: post@norsk vann.no
www.norsk vann.no