



**Primærrensning**

**2088**  
**2005**

Rapport om valg av rensemetode



# PRIMÆRRENSING

TA-2088/2005  
ISBN 82-7655-253-6



## Forord

Miljøverndepartementet og SFT tok i 2004 initiativ til et program for utvikling av teknologi for primærrensing av kommunalt avløpsvann: PRIMÆRRENS.

Bakgrunnen for programmet er at EUs avløpsdirektiv stiller krav til sekundærrensing av kommunalt avløpsvann fra tettbebyggelse med samlet kystutslipp  $\geq 10.000$  pe. Det er imidlertid mulighet for å søke unntak fra sekundærrensekrevet i mindre følsomt område. Det vil si at primærrensing vil kunne vurderes som minimumsrensing på kyststrekningen Lindesnes–Grense Jakobselv, med unntak av Grimstadfjorden.

Hva som er driftssikker og kostnadseffektiv teknologi for primærrensing har vært usikkert. PRIMÆRRENS har derfor hatt til hensikt å skaffe informasjon om hvilke renseprinsipper som vil kunne etterkomme primærrensekrevet. Det for å hjelpe anleggseiere i å unngå feilinvesteringer og ekstrakostnader.

PRIMÆRRENS har rettet seg mot avløpsanlegg som tilhører tettbebyggelser med samlet utslipp  $\geq 10.000$  pe. Det vil si at programmet har omfattet avløpsanlegg både over og under 10.000 pe.

Det ble oppnevnt en programkomité bestående av Hallvard Ødegaard, NTNU (programleder), Ingunn Lindeman, SFT, Ingrid Berg, Tromsø kommune, Tron Ree, IVAR og Ole Lien, NORVAR. Lederen for programmet (prof. Hallvard Ødegaard, NTNU) har sammenstilt erfaringene fra programmet og utarbeidet sluttrapporten i form av denne veiledning om primærrensing.

SFT, Oslo, juni 2005



Hilde Terese Hamre  
Direktør i Lokalmiljøavdelingen



**Innhold**

<b>Sammendrag</b> .....	<b>6</b>
<b>1 Introduksjon til primærrensing</b> .....	<b>8</b>
1.1 Historikk og begreper	8
1.2 Primærrensekravet	9
1.3 Aktuelle metoder for primærrensing	10
<b>2 Karakterisering av avløpsvann med tanke på primærrensing</b> .....	<b>12</b>
2.1 Betydningen av avløpsvannets sammensetning	12
2.2 Kravparametrene (SS og BOF <sub>5</sub> )	12
2.2.1 Suspendert stoff (SS)	12
2.2.2 Organisk stoff	15
2.3 Fordelingen mellom partikulært og løst stoff	18
2.4 Partikkelstørrelsesfordeling	20
2.4.1 Forslag til prosedyrer for bestemmelse av partikkelstørrelsesfordeling med tanke på primærrensing	20
2.5 Oppsummering vedrørende karakterisering av avløpsvann	24
<b>3 Sedimentering</b> .....	<b>25</b>
3.1 Sedimenteringsteori	25
3.2 Prinsipiell oppbygging av primærrenseanlegg basert på sedimentering	26
3.3 Utforming og dimensjonering av sedimenteringsanlegg med diskontinuerlig uttak av slam	26
3.3.1 Store slamavskillere	26
3.3.2 Sedimenteringsanlegg med integrert slamlager	32
3.4 Tradisjonelle sedimenteringsanlegg med separate slambehandling	33
3.4.1 Utforming	33
3.4.2 Dimensjonering av sedimenteringsbasseng for primærrensing	36
3.4.3 Faktorer som innvirker på renseeffekt når sedimentering benyttes for primærrensing	36
3.4.4 Renseresultater ved norske primærrenseanlegg	37
3.5 Tiltak for å forbedre renseeffekten ved primærrenseanlegg basert på sedimentering – tilsetning av koagulant	41
3.5.1 Definisjoner	41
3.5.2 Koagulanter og flokkulanter	42
3.5.3 Valg av koagulant/flokkulant	44
3.5.4 Utforming av anlegg	46
3.6 Oppsummering vedrørende primærrensing ved sedimentering	47
<b>4 Siling</b> .....	<b>48</b>
4.1 Definisjoner	48
4.2 Utforming av siler	48
4.2.1 Stasjonære siler	48
4.2.2 Roterende trommelsiler	49
4.2.3 Roterende skivefiltre	50
4.2.4 Roterende båndsiler	51
4.3 Faktorer som har innvirkning på rensresultatet i silanlegg	52
4.3.1 Sammensetningen av avløpsvannet	52
4.3.2 Maskevidden (lysåpningen) på silflaten	52
4.3.3 Tilrettelegging for dannelse av ”filtermatte” på silflaten	52
4.3.4 Graden av forbehandling av vannet	54

4.3.5	Graden av mekanisk påvirkning på separerte slampartikler på silflaten	54
4.3.6	Silens dimensjonering, konstruksjon og driftsmåte	54
4.4	Forundersøkelser med tanke på utforming, dimensjonering og drift av finsilanlegg.	55
4.4.1	Beskrivelse av testprosedyren	55
4.4.2	Innflytelse av lysåpning i sildukåpning uten filtermatte på silflaten	57
4.4.3	Innflytelse av filtermatte på silduken	58
4.4.4	Innflytelse av silingshastighet	59
4.4.5	Anbefalte kriterier for dimensjonering, utforming og drift av finsilanlegg	61
4.5	Erfaringer med finsilanlegg	63
4.5.1	Breivika RA	64
4.5.2	Selnes RA	66
4.5.3	Skjærvika RA	70
4.5.4	Holen RA	72
4.5.5	Kvernevik RA	74
4.5.6	Flesland RA	77
4.5.7	Bore RA	79
4.5.8	Sirevåg RA	81
4.6	Tiltak for å bedre renseseffekten ved primærrensaneanlegg basert på finsiling – tilsetning av koagulant	84
4.6.1	Valg av type og mengde av koagulant/flokkulant	84
4.6.2	Bruk av benkeskalaforsøk til forundersøkelser – eksempel fra Bangsund RA	85
4.6.3	Erfaringer fra fullskala forsøk	87
4.6.4	Anbefalinger mht forkoagulering i finsilanlegg	91
4.7	Oppsummering mht utforming, dimensjonering og drift av finsilanlegg for primærrensing	91
<b>5</b>	<b>Alternative metoder .....</b>	<b>93</b>
5.1	Flotasjon	93
5.1.1	Virkemåte og prosessmessig grunnlag for løst-luft-trykk flotasjon	93
5.1.2	Dimensjonering og utforming av flotasjonsbasseng	95
5.1.3	Kan flotasjon benyttes til primærrensing?	95
5.1.4	Oppsummering – flotasjon for primærrensing	98
5.2	Grovfiltrering	98
5.2.1	Beskrivelse av et grovfilteranlegg	99
5.2.2	Erfaringer fra forsøk i pilot-skala	100
5.2.3	Oppsummering grovfiltrering	103
5.3	Oppsummering mht alternative metoder for primærrensing	104
<b>6</b>	<b>Håndtering av restprodukter .....</b>	<b>105</b>
6.1	Rammebetingelser og regelverk	105
6.1.1	Avfallsforskriften	105
6.1.2	Gjødselvereforskriften	105
6.1.3	Oppsummering av regelverk for håndtering av rist- og silgods	106
6.2	Karakterisering av slam fra silanlegg	106
6.2.1	Anleggsdata og prøvetakingsopplegg	107
6.3	Resultater fra prøvene av silslam og sammenligning med andre slamtyper	107
6.4	Vurdering av løsninger for behandling og disponering av restprodukter/slam fra silanlegg	109
6.4.1	Innledning	109
6.4.2	Behandling og disponering av silslam	109
6.4.3	Behandling og disponering sammen med våtorganisk avfall	111

6.4.4	Behandling og disponering sammen med slam fra andre renseanlegg	111
6.4.5	Separat behandling og disponering av silslam, evt. sammen med avvannet septikslam	112
6.5	Oppsummering om håndtering av slam fra finsilanlegg	114
<b>7</b>	<b>Valg av rens metode for primærrensing .....</b>	<b>115</b>
7.1	Kostnaden knyttet til den aktuelle metoden	115
7.1.1	Forutsetninger for kostnadsanalysen	116
7.1.2	Forbehold	117
7.1.3	Resultater av kostnadsanalysen	117
7.2	Størrelsen på anlegget	121
7.3	Avløpsvannets sammensetning	121
7.4	Ønsket om fleksibilitet	122
7.5	Behovet for driftstilsyn	122
7.6	Arealbehovet	123
7.7	Mulighet for håndtering av slam og restprodukter	123
7.8	Oppsummering vedrørende valg av primærrensmetode	123
<b>Vedlegg 1.</b>	<b>Prøvetaking ved primærrens anlegg.....</b>	<b>124</b>
<b>Referanser.....</b>	<b>.....</b>	<b>136</b>



## **Sammendrag**

Denne rapporten omhandler primærrensing av kommunalt avløpsvann. Den gir anvisninger til kommuner, anleggseiere og utstysleverandører om hvordan slike anlegg bør planlegges, utformes og drives for å klare de krav til primærrensing som forurensningsmyndighetene har fastlagt.

Rapporten viser også hvordan forundersøkelser kan gjennomføres på avløpsvann for å finne ut om det er sannsynlig at man vil klare primærrensekravet med de ulike rensemetodene som er anvist.

I tillegg er det redegjort for resultater og erfaringer fra en rekke anlegg i Norge drevet som primærrensianlegg og disse erfaringene er brukt for å komme fram til de råd og anvisninger om primærrensing som blir gitt i rapporten.

## **Bakgrunn**

SFT satte våren 2004 i gang et FoU-program rettet mot primærrensing av avløpsvann (PRIMÆRRENS). Programmet retter seg i første rekke mot avløpsanlegg i tettbebyggelser  $\geq 10.000$  pe med utslipp til kyststrekningen Lindesnes-Grense Jacobselv, med unntak av Grimstadfjorden (mindre følsomt område). Disse anleggene har jf. EU's avløpsdirektiv mulighet til å søke unntak fra kravet om sekundærrensing og etablere primærrensing.

PRIMÆRRENS har hatt som hensikt å finne fram til rensemetoder som tilfredstiller de kravene til primærrensing som gjelder for tettbebyggelser med samlet utslipp  $\geq 10.000$  pe. PRIMÆRRENS har derfor omfattet avløpsanlegg både over og under 10.000 pe.

## **Rapportens innhold**

I kapittel 1 gis bakgrunnen for programmet PRIMÆRRENS. I kapittel 2 beskrives og diskuteres karakterisering av avløpsvann med tanke på primærrensing. I kapittel 3 presenteres metoder basert på sedimentering som tradisjonelt har blitt benyttet for primærrensing. I kapittel 4 presenteres metoder basert på siling som har blitt mest benyttet ved mellomstore anlegg de senere år mens alternative metoder diskuteres i kapittel 5. I kapittel 6 diskuteres metoder for håndtering av slam og restprodukter. Valg av metode er presentert i kapittel 7.

## **Karakterisering av avløpsvann med tanke på primærrensing**

Avløpsvannets sammensetning er av avgjørende betydning for den mulighet de ulike metodene har for å nå kravet til primærrensing. Kapittel 2 omhandler derfor karakterisering av avløpsvann. De to kravparametrene suspendert stoff (SS) og biokjemisk oksygenforbruk (BOF<sub>5</sub>) beskrives og analysemetoden for de to diskuteres.

Ettersom kjemisk oksygenforbruk (KOF) er en enklere parameter for organisk stoff enn BOF<sub>5</sub> i den daglige drift, er det presentert sammenhenger mellom KOF og BOF<sub>5</sub> basert på de data som er innhentet gjennom PRIMÆRRENS-programmet. Fordelingen mellom løst og partikulært organisk stoff er av avgjørende betydning for om man vil klare renskravet med de ulike metodene eller ikke. Det er derfor satt opp en sammenheng mellom løst KOF og total KOF, som viser at andelen av løst KOF normalt er ca av 30 % av total KOF.

Ettersom primærrensemetodene stort sett baserer seg på å fjerne partikler over en viss størrelse, er partikkelstørrelsesfordelingen i avløpsvannet også av avgjørende betydning. Det

er uarbeidet en enkel prosedyre for bestemmelse av partikkelstørrelsesfordeling (for partikler i størrelsesområdet 10 µm - 2000 µm) basert på siling gjennom nylonduker med kjent lysåpning. Metoden er beskrevet og eksempel på bruk av metoden er gitt.

Med bakgrunn i de erfaringer som er gjort under PRIMÆRRENS, kan vi oppsummere som følger når det gjelder karakterisering av avløpsvann med tanke på primærrensing:

- De viktigste karakteristika som man bør kjenne til når det gjelder det avløpsvannet som skal behandles i primærrenseanlegg er:
  - Innholdet av kravparametrene, SS og BOF<sub>5</sub>, og variasjonen i disse over året
  - Andelen av løst organisk stoff i forhold til totalt organisk stoff
  - Partikkelstørrelsesfordelingen av det suspenderte stoffet
- Usikkerheten i SS-analysen ved bruk av 0,45 µm membranfilter er såpass stor (pga lite prøvevolum) at bruk av 1,2 µm GF/C filter anbefales brukt for dokumentasjon i den daglige drift. Ettersom kravet er knyttet til bruk av 0,45 µm membranfilter, anbefales det at man ved det enkelte anlegg dokumenterer overfor konsesjonsmyndigheten at forskjellen i forhold til bruk av GF/C-filter eventuelt ikke er signifikant
- Ettersom KOF er en langt enklere og raskere analyse å gjennomføre enn BOF<sub>5</sub> anbefales det man i den daglige drift analyserer på KOF og at man etablerer en sammenheng mellom de to for hvert anlegg. En slik sammenheng er i dette kapittelet vist for de anlegg som har deltatt i PRIMÆRRENS. For planleggingsformål for anlegg som overveiende mottar kommunalt avløpsvann kan følgende sammenheng benyttes:  $KOF = 2,15 BOF_5 + 50$
- Andelen av løst organisk stoff i de anleggene som er undersøkt i PRIMÆRRENS er i middel ca 30 % (av total mengde organisk stoff)
- Man kan benytte en enkel prosedyre basert på siling gjennom nylonduker med gitt maskevidde for å gjøre en grovbestemmelse av partikkelstørrelsesfordelingen. Denne kan så benyttes til en vurdering av sannsynligheten for at man med den aktuelle primærrensemetoden kan klare primærrensekravet eller ikke

## **Sedimentering**

Sedimenteringsanlegg kan baseres på to ulike prinsipper:

1. Anlegg basert på diskontinuerlig (satsvis) uttak av slam
2. Anlegg basert på kontinuerlig uttak av slam

I den første gruppen finner vi store slamavskillere som kan benyttes for små renseanlegg (<1.000 pe) og sedimenteringsanlegg med integrert slamlager som kan benyttes for anlegg opp til ca 5.000 pe. Anlegg basert på kontinuerlig uttak av slam er mest aktuelt for mellomstore og store anlegg (>10.000 pe).

Slamavskillere med flat bunn bør kun brukes på små anlegg (200-300 pe) ettersom slamtømmingen i større flatbunnede anlegg blir svært vanskelig. Det er presentert forslag til utforminger som kan bidra til forenkling av tømmingen av store slamavskillere og også tiltak som kan settes inn for å forbedre renseeffekten ved store slamavskillere.

Sedimenteringsanlegg med integrert slamlager (type Imhoff-tank) blir svært dype dersom anleggsstørrelsen blir over ca 5.000 pe. For anlegg under denne størrelsen, bør denne utformingen vurderes. For større sedimenteringsanlegg vil anlegg basert på lamellsedimentering bli langt mer kompakte enn tradisjonelle sedimenteringsanlegg.

En rekke faktorer innvirker på renseseffekten i primærrensaneanlegg basert på sedimentering, herunder sammensetningen av avløpsvannet, den hydrauliske belastningen (overflatebelastningen og til dels oppholdstiden), inn- og utløpsarrangement, bassengets utforming og graden av forbehandling av vannet.

Det finnes få store eller mellomstore primærrensaneanlegg basert på sedimentering i Norge i dag. Gjennom PRIMÆRRENS er det innsamlet erfaringer fra tidligere primærrensaneanlegg som senere er oppgradert til høygradig rensing samt fra primærtrinnet i høygradige rensaneanlegg. Disse resultatene viser at primærrensesekravene ikke nødvendigvis er enkle å klare selv i moderne sedimenteringsbasseng. Sammensetningen av avløpsvannet er av avgjørende betydning, mens overflatebelastningen er av mindre betydning så lenge variasjonene i vannmengde holder belastningen innenfor det anlegget er dimensjonert for.

Resultatene viser imidlertid at det kan bli nødvendig med tiltak for å være sikker på å klare kravet. Det mest nærliggende tiltaket for å bedre renseseffekten er å koagulere/flokkulere slampartiklene som skal separeres gjennom tilsetning av koagulant. Som koagulant kan benyttes både metallsalt (som i fellingsanlegg) og kationiske polymerer. Ettersom det ikke er noe mål å fjerne fosfor, bør man ta sikte på å bruke så lite koagulant som mulig for å minimalisere slamproduksjonen og holde driftskostnaden nede.

### **Siling**

En definisjon av siler med utgangspunkt i lysåpningen på silflaten introduseres og utformingen av ulike siler presenteres. Faktorer som har innvirkning på rensesresultatet i silanlegg diskuteres. Forundersøkelser med tanke på utforming, dimensjonering og drift av finsilanlegg presenteres og basert på undersøkelser ved en rekke finsilanlegg gis det anbefalinger mht hvilke kriterier som skal legges til grunn for dimensjonering, utforming og drift av finsilanlegg.

Resultater fra fullskala drift- og benkeforsøk ved 8 norske finsilanlegg uten forkoagulering og 2 anlegg med forkoagulering (forsøksdrift) blir gjennomgått og holdt opp mot de kriterier som er foreslått. På bakgrunn av disse erfaringene er følgende anbefalinger gitt:

- Det bør gjennomføres grundige forundersøkelser for å bestemme om det i det hele tatt er sannsynlig at primærrensesekravet kan oppnås med finsiling i det aktuelle avløpsvannet
- Det bør velges en lysåpning på silen i finsilområdet ( $<0,5$  mm) selv om det ikke kan utelukkes at man kan klare kravet med åpnere sil
- Finsilen bør drives slik at filtermatte tillates å etablere seg på silflaten. Dette kan få betydning for valg av siltype og driftsmåte
- Finsilen bør dimensjoneres for en silingshastighet i området  $20 - 80 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$ . Den laveste verdien er tiltenkt en situasjon der vannet er uegnet for finsiling og forkoagulering må etableres, mens den høyeste verdien er tiltenkt en situasjon der vannet er velegnet for siling. Verdiene forutsetter at finsilen drives med filtermatte
- Det bør normalt legges til rette for tilsetning av polymer som koagulant og i det minste for at forkoagulering finner sted i perioder med vanskelige forhold for finsiling
- Dersom forkoagulering benyttes, anbefales det at man benytter en kationisk polymer og at man tar utgangspunkt i en dosering på ca  $5 \text{ mg polymer/g SS}_{\text{råvann}}$

### **Alternative metoder**

To alternative metoder for primærrensing presenteres; flotasjon og grovfiltrering. Mens flotasjon er en godt kjent metode som riktignok er lite brukt for primærrensing, er

grovfiltrering en helt ny metode som det ikke er bygget fullskala anlegg med ennå. Enkle laboratorieforsøk med flotasjon viser at renseresultatet er sterkt avhengig av forbehandlingen og bedres betydelig med forkoagulering. Tilsetning av kationisk polymer alene bedrer renseresultatet, men best resultat får man med en kombinasjon av metallsalt (lav dose) og kationisk polymer.

Grovfiltrering baseres på at avløpsvannet strømmer gjennom en filterseng der filtermediet består av elementer med stort hulrom slik at lagringskapasiteten i hulrommene blir stor og falltapet lite, selv ved høye filterhastigheter. Resultater fra forsøk i pilot-skala blir presentert. Det demonstreres mer enn 65 % fjerning av SS uten tilsetning av koagulant og mer enn 85 % fjerning av SS med tilsetning av koagulant (5 mg polymer/g SS<sub>råvann</sub>) ved så høy filterhastighet som 20 m/h.

Det kan oppsummeres som følger:

- Både flotasjon og grovfiltrering kan være aktuelle alternativer for å oppnå primærrensing, men som ved de tradisjonelle metodene kan det bli nødvendig å ta i bruk forkoagulering (primært ved tilsetning av kationisk polymer) for å være sikker på å nå primærrensekravene til enhver tid
- De alternative metodene synes å bli mer fordelaktige jo større anleggene er, noe som også underbygges av den kostnadsanalysen som er gjort
- Den minst etablerte av metodene, grovfiltrering, er også den som kan synes å ha størst potensial for primærrensing. Forsøksresultater viser at primærrensekravene sannsynligvis vil kunne oppnås uten kjemikalietilsetning. Resultatene viser også at betydelig bedre resultater kan oppnås med en lav dose polymer selv ved meget høye filterhastigheter (ca 20 m/h). Dette skulle tilsi at man burde studere denne metoden nærmere med tanke på å utvikle en primærrensemetode for norske forhold

### Håndtering av slam og restprodukter

Det er fokusert spesielt på slam fra silanlegg (silslam), da tidligere rapporter fra SFT og NORVAR gir en god dokumentasjon for håndtering av ristgods og sand fra forbehandlingsanlegg og for håndtering av septikslam fra større slamavskillere. Når det gjelder håndtering av silslam oppsummeres det som følger:

- Analyser av silslam i avvannet form viser at slammet har et TS-innhold på 15-37 % (27 % TS i middel), og innholdet av organisk stoff er svært høyt (72-97 % av TS). Innholdet av nitrogenforbindelser, kalsium og kalium er omtrent som for slam fra høygradige renselanlegg, mens fosforinnholdet er vesentlig lavere. Innholdet av tungmetaller er lavt i alle prøvene fra PRIMÆRRENS og ligger godt under grenseverdiene for kvalitetsklasse II i gjødselvereforskriften
- Sammensetningen av silslammet (spesielt det høye innholdet av organisk stoff) tilsier at dette slammet ikke kan deponeres på avfallsdeponi (kfr avfallsforskriften), men SFT har foreslått overgangsordninger for deponering av organisk avfall fram til 2009
- Silslam reguleres etter gjødselvereforskriften på lik linje med andre slamtyper, så sant det ikke sendes til et forbrenningsanlegg. Dette innebærer at silanlegg bør ha en forbehandlingsenhet som fjerner partikler større enn 4 mm, da slikt avløpssjøppel ikke skal inngå i gjødselvarer. Alternativt kan denne type materiale fjernes fra silslammet i forbindelse med etterfølgende behandling
- I henhold til gjødselvereforskriften må organisk avfall som skal brukes som en ressurs på jordarealer, være stabilisert og hygienisert. Siden silslam fra eksisterende silanlegg allerede er på avvannet form, vil det være mest aktuelt å benytte stabiliserings- og

hygieniseringsmetoder som baseres på slam med høyt TS-innhold. Dette betyr i praksis anlegg basert på kompostering, langtidslagring eller kalkbehandling. Det er imidlertid usikkert om man ved langtidslagring vil kunne oppnå hygieniseringseffekten som trengs

- For håndtering av silslam i henhold til gjødselvereforskriften bør følgende hovedalternativer vurderes i hvert enkelt tilfelle:
  - Behandling og disponering sammen med våtorganisk avfall
  - Behandling og disponering sammen med slam fra andre avløpsrenseanlegg, inkludert septikslam
  - Separat behandling og disponering av silslam, evt sammen med avvannet septikslam

### **Valg av rens metode for primærrenseanlegg**

Valg av metode vil måtte basere seg på en rekke faktorer, slike som:

- Kostnaden knyttet til den aktuelle metoden
- Størrelsen på anlegget
- Avløpsvannets sammensetning
- Ønske om fleksibilitet og tilrettelegging for fremtidige krav
- Behovet for driftstilsyn
- Tilgjengelig areal for anlegget
- Muligheter for håndtering av slam og restprodukter

### **Kostnaden knyttet til den aktuelle metoden**

For å få et sammenligningsgrunnlag ble det i PRIMÆRRENS gjennomført en kostnadsanalyse av noen av de mest aktuelle metodene for ulike anleggstørrelser (1.000 pe, 5.000 pe og 25.000 pe).

For anlegg på 1.000 pe ble kostnaden for slamavskillere sammenlignet med den for finsilanlegg og grovsilanlegg. I rapporten vises det at slamavskillere blir billigst for denne anleggstørrelsen. Det ble også vist at grovsilanlegg, som tidligere har vært mye brukt, men som ikke vil klare primærrensekrevet, blir dyrere enn slamavskillere for anlegg på 1.000 pe.

Når det gjelder anlegg for 5.000 pe tyder analysen på at finsilanlegg blir billigst blant de anleggstypene som ble analyserte, to ulike typer av sedimenteringsanlegg samt to alternative metoder (flotasjon og grovfiltrering). Finsilanlegg var imidlertid betydelig dyrere enn grovsilanlegg, men disse er uaktuelle siden de ikke klarer kravene.

Også for anlegg på 25.000 pe kom finsilanleggene best ut kostnadmessig, men her var forskjellen sammenlignet med sedimenteringsanlegg (høybelastet lamellsedimentering) og alternative metoder (spesielt grovfiltrering) mindre, relativt sett. Det er grunn til å tro at sedimenterings- og flotasjonsanlegg vil komme bedre ut økonomisk, jo større anlegget er.

### **Størrelsen på anlegget**

Det vil bli behov for primærrenseanlegg av alle størrelsesklasser. Tradisjonelt har man i Norge benyttet store slamavskillere opp til ca 1.000 pe – noen endog opp til 2.000 pe. Erfaring har vist at så store slamavskillere blir svært vanskelige å håndtere, spesielt når det gjelder tømning av slam. I rapporten er det vist eksempler på utforminger som kan lette slamtømningen. Slike tiltak vil fordyre slamavskilleren men er likevel å anbefale. Tradisjonelle slamavskillere med flat bunn bør ikke bygges større enn for ca 200 - 300 pe.

For anlegg i størrelsesområdet 500 – 5.000 pe anbefales det at man vurderer å separere sedimenteringssonen og slamlagringssonen enten ved å bygge sedimenteringsanlegg med integrert slamlager (type Imhoff-tank), som kan være aktuelle for anlegg på 500 – 3.000 pe, eller å bygge separat sedimenteringsbasseng og slamtank (mest aktuelt for 2.000 – 5.000 pe). I øvre del av dette størrelsesområdet (2.000 – 5.000 pe) vil også finsiler være et alternativ.

For anlegg større enn 5.000 pe vil både sedimenteringsanlegg og finsilanlegg med separat slamhåndtering være aktuelle. For store anlegg (>50.000 pe) er det sannsynlig at sedimenteringsanlegg (for eksempel lamellsedimenteringsanlegg evt flotasjonsanlegg) kan vise seg å bli det mest hensiktsmessige valget. Også for mellomstore anlegg (5.000 - 25.000 pe) bør man vurdere slike løsninger som alternativ til finsiling.

### **Avløpsvannets sammensetning**

For å være sikker på å klare kravet (uten kjemikalietilsetting) ved sedimentering bør partikkelstørrelsesfordelingen være slik at minst 50 % av slampartiklene er større enn 100 µm. Når det gjelder finsiling, viser erfaringer fra PRIMÆRRENS at dersom mindre enn 20 % av SS i råvannet består av partikler større enn 350 µm og forholdet mellom filtrert (GF/C-filter) KOF og total KOF (evt løst BOF<sub>5</sub>/total BOF<sub>5</sub>) er større enn 0,4, vil det bli svært vanskelig å klare primærrensekravet (uten kjemikalietilsetting).

Dersom det er et betydelig innslag av industriavløpsvann (spesielt fra næringsmiddelindustri), kan det bli vanskelig å klare kravet både med sedimentering og finsiling, men det kan da vise seg lettere å nå kravet med sedimentering dersom man tilsetter koagulant. Ved finsiling er det nemlig en begrensning på hvilken og hvor mye koagulant som kan brukes for at anlegget skal kunne operere med en akseptabel kapasitet. Kapasiteten på sedimenteringsanlegg med forkoagulering øker derimot jo større kjemikaliedoseringen er. Høy kjemikaliedosering gir imidlertid høy slamproduksjonen. I en situasjon med høyt innslag av næringsmiddelavløp og/eller små partikler i avløpsvannet bør man vurdere flotasjon.

### **Ønske om fleksibilitet og tilrettelegging for fremtidige krav**

Erfaringene fra PRIMÆRRENS viser at det mange steder kan bli vanskelig å nå primærrensekravene uten tilsetting av koagulant. I rapporten anbefales det at det legges til rette for tilsetting av koagulant, primært i form av en kationisk polymer evt en lav dose metallsalt pluss en kationisk polymer, i alle primærrenseanlegg der man er usikker på om kravene til enhver tid vil kunne nås uten kjemikalier. Anlegg basert på sedimentering er mer fleksible når det gjelder muligheten til kjemikalietilsetting enn finsilanlegg. Det er også mer erfaring med forkoagulering i sedimenteringsanlegg. Den større fleksibiliteten går primært på større muligheter i valg og dosering av koagulant.

Det anbefales å ta høyde for at rensekravene i fremtiden kan bli skjerpet. De fleste anlegg i tettbebyggelse  $\geq 10.000$  pe, vil bare få tillatelse til primærrensing gjennom innvilgning av søknad om unntak fra sekundærrensekravet.

### **Behovet for driftstilsyn**

Driftsforholdene på primærrenseanlegg må være like gode som driftsforholdene på mer høygradige renseanlegg. Generelt vil primærrenseanlegg ha like stort behov for kyndig og regelmessig driftstilsyn som andre typer renseanlegg.

Det er særdeles viktig å ta hensyn til lukt og aerosoler både i selve bassenghallen og i rom for slamlagring og -håndtering. Dette gjelder alle typer anlegg. Når det gjelder slamavskillere, er

det spesielt viktig å legge til rette for at slamtømmingen kan foregå på en enkel måte og uten å skape sjenerende lukt i omgivelsene.

### **Tilgjengelig areal for anlegget**

Finsilanlegg vil kreve mindre areal enn tradisjonelle sedimenteringsanlegg. Anlegg basert på høybelastet lamellsedimentering, flotasjon eller grovsilanlegg vil imidlertid ha et arealbehov som ikke er vesentlig forskjellig fra det finsilanlegg vil ha.

Erfaringene fra PRIMÆRRENS viser at det er vanskelig å anslå arealbehovet uten å grovprosjektere anlegget med de metodene som er aktuelle.

### **Mulighet for håndtering av slam og restprodukter**

Tar man sikte på å bruke slam fra anlegget som en ressurs på jordarealer, krever gjødselsvareforskriften at slammet skal være hygienisert og stabilisert. Ligger anlegget slik til at slammet kan transporteres til et sentralt anlegg for stabilisering og hygienisering, kan dette være den beste løsningen. Dette gjelder spesielt dersom uavvannet slam fra sedimenteringsanlegg kan transporteres til sentralt slambehandlingsanlegg med utråtning og hygienisering.

Slam fra mange finsilanlegg vil vanligvis være på avvannet form allerede når det forlater anlegget. Også ved sedimenteringsanlegg kan det være mest hensiktsmessig å avvanne slammet på anlegget. I slike tilfeller er det mest aktuelt å benytte stabiliserings- og hygieniseringsmetoder som baseres på avvannet slam (kompostering, langtidslagring eller kalkbehandling). Dersom et sentralt anlegg for stabilisering/hygenisering av avvannet slam er tilgjengelig innenfor rimelig transportavstand, vil slamhåndteringskostnaden etter all sannsynlighet bli lavere for finsilanlegg enn for sedimenteringsanlegg.

### **Oppsummering vedrørende valg av metode**

Under ellers like lokale forhold og med et vann som tillater at alle metodene kan klare primærrensekravet kan det synes som om:

- slamavskillere/sedimenteringsanlegg med integrert slamlager kan være det beste valget for små anlegg (<5.000 pe)
- finsilanlegg kan være det beste valget for mellomstore anlegg (5.000 – 25.000 pe)
- sedimenteringsanlegg (spesielt basert på lamellsedimentering) kan være det beste valget for store anlegg (>50.000)

Det er imidlertid god grunn til å analysere nærmere alternative metoder (som flotasjon og grovfiltrering) før valget av primærrensemethode foretas.

# 1 Introduksjon til primærrensing

## 1.1 Historikk og begreper

Begrepet primærrensing er brukt for å indikere at dette er den form for rensing som kommer først – både i historisk sammenheng og i prosesteteknisk sammenheng.

Slampartikler var det man historisk sett først tok sikte på å fjerne fra avløpsvann. Man begynte derfor med å bygge dammer og senere basseng der slampartikler fikk bunnfelle (sedimenter). Det neste steget i den historiske utviklingen var å fjerne mer av det organiske stoffet enn det man klarte i sedimenteringsanlegget. Dette ble oppnådd ved hjelp av biologisk nedbrytning i rensetrinn som fulgte etter primærtrinnet. Disse mer avanserte renseanleggene fikk dermed benevnelsen sekundærrensianlegg. Så ble man innforstått med behovet for å fjerne næringsstoffer. Dette ble så oppnådd ved en ytterligere økning av renseprosessene i et tredje trinn som enten kunne være kjemisk eller biologisk. Anlegg som inneholdt dette tredje trinnet for å fjerne næringsstoffer ble dermed kalt tertiærrensianlegg. Begrepene primær-, sekundær- og tertiærrensing ble først og fremst benyttet i engelsktalende land, men fikk etter hvert innpass i begrepsapparatet i ulike forordninger og forskrifter, f.eks. i EU-direktivene.

I Skandinavia har vi tradisjon for å bruke andre begreper som mer retter seg mot det prosessmessige grunnlaget for rensemetoden, slike som mekanisk rensing, kjemisk rensing, biologisk rensing og biologisk/kjemisk rensing.

Da primær-, sekundær- og tertiærrensing ble brukt som begreper i EU-direktivet, var det behov for mer presise definisjoner i form av krav til % renseeffekt og maksimal restkonsentrasjon av de ulike stoffer som skulle fjernes. Når kravene skulle fastsettes, tok man utgangspunkt i hva som med rimelighet kunne oppnås med de renseanlegg av ulike kategorier som man allerede hadde i Europa. Bakgrunnen for kravet til primærrensing (50 % SS-fjerning og 20 % BOF<sub>5</sub>-fjerning) er, for eksempel, at man i et riktig dimensjonert sedimenteringsanlegg har forventet å oppnå nettopp denne grad av fjerning.

Det er altså tradisjonelle sedimenteringsanlegg (også kalt mekaniske anlegg) som er alle primærrensianleggs ”mor”. Utformingen av de mekaniske renseanleggene var avhengig av anleggenes størrelse. Små anlegg ble gjerne oppbygget med slamlagringen integrert i sedimenteringsanlegget på samme måte som i en septiktank. Disse anleggene hadde også en svært enkel eller ingen forbehandling, og ristgods, sand og fett ble blandet med slammet og fjernet med dette. Større anlegg ble oppbygget med separat slamlagring/slambehandling og de hadde vanligvis tradisjonell forbehandling bestående av rister, sand- og fettfang.

Etter hvert som utviklingen fant sted og det ble behov for mer avansert rensing (sekundær- og senere tertiærrensing), ble vanligvis det mekaniske rensetrinnet benyttet som forbehandling (fosedimentering). Ikke alle høygradige renseanlegg benyttet fosedimentering. I enkelte land, som for eksempel Danmark og Nederland, fikk man en tradisjon for å bygge svært lavt belastede biologiske aktivslamanlegg hvor målet var så lav slamproduksjon og så stabilt slam som mulig. I slike lavt belastede aktivslamanlegg utelot man gjerne fosedimenteringen for å unngå produksjon av mekanisk slam. I normalbelastede anlegg, som ofte ble bygget opp med egen slambehandling (vanligvis utråtning), var det imidlertid totalt sett lønnsomt å benytte fosedimentering.



På 1970-tallet ble det bygget en rekke kjemiske renseanlegg i Norge som en følge av behovet for å begrense eutrofiering. De kjemiske anleggene ble i starten normalt bygget med forsedimentering og man kalte de typisk nok for sekundærfellingsanlegg ettersom fellingssteget kom etter primærsteget (forsedimenteringen). Senere ble det vanligere å utelate forsedimenteringen og da fikk man de såkalte primærfellingsanleggene. Dette ble bl.a. muliggjort ved at det kom på markedet forbehandlingsenheter (siler med lysåpning 0,5 – 1,5 mm) som i en viss grad overflødiggjorde forsedimenteringsbassenget.

Da man på 1980-tallet fikk krav om å rense avløpsvannet fra tettsteder med utslipp til gode sjøresipienter, valgte mange å satse på siler som eneste rensemethode fordi denne løsningen var billigere enn den som var basert på tradisjonelle sedimenteringsbasseng. I mange tilfeller ble det ikke satt funksjonskrav til disse anleggene, kun krav til at avløpsvannet skulle passere en sil med en bestemt lysåpning. Flere undersøkelser dokumenterte imidlertid at renseeffekten ved silanleggene var meget beskjeden. Hovedhensikten var å fjerne ”avløpssjøppel” som ville kunne tilgrise strandsonen. For mange i kystsonen ble disse renseanleggene betegnet som mekaniske anlegg på tross av at de langt fra ga den renseeffekt som de tradisjonelle mekaniske anleggene (sedimenteringsanleggene) ga.

Da kravet til primærrensing ble definert og det var klart at primærrensing kunne bli tillatt etter søknad om unntak fra det alminnelige sekundærrensningskravet, ble det stor interesse for å utvikle primærrensningsanlegg basert på siling. Det var da klart at man måtte utvikle ”finsiler” som kunne gi bedre renseeffekt mht SS og BOF<sub>5</sub> enn det de tradisjonelle ”grovsil”-anleggene kunne gi. Det ble også klart at finsilanlegg ville kreve forbehandling på linje med sedimenteringsanlegg for å hindre driftsproblemer. I tillegg fikk man en annen type slam og større mengder slam, noe som ville kreve en eller annen form for behandling.

## 1.2 Primærrensekravet

I EU-direktivet er primærrensekravet definert som 50 % SS-reduksjon og 20 % BOF<sub>5</sub>-reduksjon. I det utkast til avløpsdel av forurensningsforskriften som foreligger, har man spesifisert kravet ytterligere ved også å knytte an et konsentrasjonskrav:

1. BOF<sub>5</sub>-mengden i avløpsvannet reduseres med minst 20 % i forhold til det som blir tilført renseanlegget eller ikke overstiger 40 mg O<sub>2</sub>/l ved utslipp og
2. SS-mengden i avløpsvannet reduseres med minst 50 % i forhold til det som blir tilført renseanlegget eller ikke overstiger 60 mg SS/l ved utslipp

Et anlegg må enten klare % - kravet eller konsentrasjonskravet på begge parametrene.

En svært viktig del av kravet er knyttet til dokumentasjonen med at kravverdien er overholdt. For anlegg mellom 1.000 pe og 10.000 pe skal det tas 12 prøver per år og for anlegg > 10.000 pe skal det tas 24 prøver per år. Det største antall prøver som tillates å ikke oppfylle rensekravene er 2 for anlegg i området 1.000 pe – 10.000 pe og 3 for anlegg > 10.000 pe.

FoU-programmet PRIMÆRRENS har hatt som hensikt å finne fram til rensemetoder som kan oppfylle de kravene til primærrensing som gjelder for anlegg > 10.000 pe. Programmet har imidlertid også befattet seg med ”primærrensing” for mindre anlegg. Disse vil måtte oppfylle primærrensekravene dersom de er ett av flere anlegg som hører til en tettbebyggelse som er >10.000.

Enkeltstående anlegg og avløpsanlegg i tettbebyggelser < 10.000 pe vil i henhold til ny forurensningsforskrift ikke omfattes av primærrensekravet. Det er foreslått at avløpsanlegg i

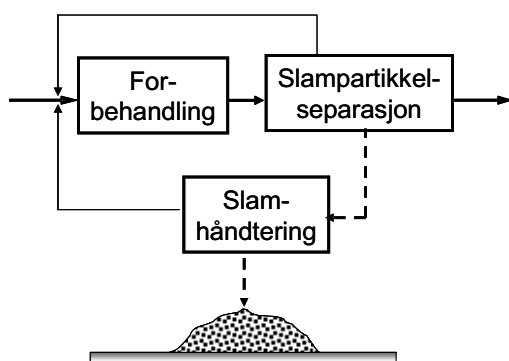
mindre tettbebyggesler i stedet skal få egne krav til fjerning av suspendert stoff og at kravet skal vurderes på grunnlag av årlig gjennomsnitt. Bruk av årlig gjennomsnitt gjør at renskravet blir mindre strengt enn primærrensekravet.

### 1.3 Aktuelle metoder for primærrensing

Primærrensing handler om å separere slampartikler fra avløpsvannet for derigjennom fjerne tilstrekkelige mengder med suspendert stoff (SS) og organisk stoff (BOF<sub>5</sub>). Da er det åpenbart at ulike karakteristika for de partiklene som er i avløpsvannet, vil være avgjørende for om en rens metode vil kunne fjerne tilstrekkelig med slampartikler eller ikke. Helt sentral bli partikkelstørrelsesfordelingen. Likeledes blir avløpsvannets sammensetning viktig. Det er stor variasjon i mengde og sammensetning av avløpsvann, både fra ett anlegg til et annet, fra et tidspunkt til et annet på døgnet og fra en nedbørsituasjon til en annen. En rens metode som skal være god nok til å kunne klare primærrenningskravet, må både kunne fjerne slampartikler ned til en bestemt størrelse samtidig som den må kunne gjøre det under svært varierende forhold når det gjelder avløpsvannets mengde og sammensetning. I tillegg må metoden være kostnadmessig akseptabel.

Som det fremgår av historien, har primærrenseanlegg tradisjonelt vært basert på sedimentering. Nå er det ikke mange steder i verden at såpass lavgradig tillates før utslipp og derfor finnes det ikke så mange primærrenseanlegg lengre i den utviklede del av verden. Derimot eksisterer det svært mange høygradige renseanlegg basert på sekundær- og tertiærrensing som benytter primærrensing som forbehandling. Disse anleggene fokuserer imidlertid, naturlig nok, på det totale rensresultatet og derfor finnes det ikke mye dokumentasjon på hvordan primærrensesteget virker.

I de senere år har fokus i langt sterkere grad vært rettet mot siling (planfiltrering) som en aktuell metode for å oppnå primærrensekravet. Erfaring har vist at de tradisjonelle grovsil anleggene (med lysåpning rundt 1 mm) ikke klarer kravene og det er derfor blitt satset på å utvikle andre sil-løsninger vanligvis med finere siler. Dette krever mer omfattende forbehandling og gir større produksjon av slam. De sil-anleggene som tar mål av seg til å klare primærrensekravet, får etter hvert den samme generelle oppbygning som de tradisjonelle sedimenteringsanleggene har, nemlig som vist i Figur 1.1, med et forbehandlingssteg, et slamseparasjonssteg og et slambehandlingssteg.



Figur 1.1 Oppbygning av primærrenseanlegg

For mindre anlegg der et mindre strengt krav kan bli aktuelt, vil det kunne bli aktuelt å bygge sammen ett eller flere av de aktuelle behandlingstrinn slik man for eksempel gjør i en slamavskiller der alle de tre funksjonene er samlet i én tank.

Figur 1.1 viser to viktige returstrømmer, nemlig den som kan komme fra selve separasjonsenheten, for eksempel i form av vaskevann i silanlegg og den som kommer i retur fra slamhåndteringen i form av slamvann. Disse returstrømmene må det tas hensyn til både ved planlegging av anlegget og ved dokumentasjonen av anleggets renseseffekt.

Det fremgår av det foregående at det er meget vanskelig å si på forhånd om man vil klare primærrensekravet med en gitt metode eller ikke uten å ha ganske detaljert kjennskap til avløpsvannets sammensetning. Man må imidlertid kunne ta som utgangspunkt i at man vil kunne nå primærrensekravet ved partikkelseparasjon og det er da i hovedsak følgende rensesprinsipper som er aktuelle:

- Siling/Planfiltrering
- Sedimentering (inkludert lamellsedimentering)
- Flotasjon
- Dybdefiltrering (inkludert grovfiltrering)

I utgangspunktet tar man sikte på å klare kravet ved separering av partikler direkte, men det kan bli nødvendig å forbehandle vannet i den hensikt å endre partikkelstørrelsefordelingen, f.eks. gjennom tilsetning av koagulant/flokkulant.

Det er primært rensenanlegg basert på konvensjonelle sedimenteringsbasseng og siling/planfiltrering som er aktuelle å benytte for primærrensing, mens lamellsedimentering, flotasjon og dybdefiltrering ved grovfiltrering er å betrakte som metoder som har et potensial, men som i liten grad har blitt tatt i bruk for primærrensing i praksis.

I denne veiledningen vil det bli lagt størst vekt på finsiler siden det er her utviklingen er størst, men vi skal også gjennomgå anlegg basert på sedimentering og spesielt peke på forhold som kan optimalisere renseseffekten i slike anlegg. Vi skal også vise hvordan de mer utradisjonelle metodene vil kunne tas i bruk.

Men først skal vi gjennomgå selve grunnlaget for å finne ut om en metode vil kunne klare primærrensekravet eller ikke, nemlig karakterisering av avløpsvann.

## **2 Karakterisering av avløpsvann med tanke på primærrensning**

### **2.1 Betydningen av avløpsvannets sammensetning**

Avløpsvannets sammensetning har stor betydning for rensresultatet i alle metoder for avløpsrensing (primær-, sekundær- og tertiærrensing), men har spesielt stor betydning i primærrensing hvor kravet til rensing er beskjedent og sterkt knyttet til prosentuell renseseffekt.

De anlegg som kan nøye seg med primærrensing har utslipp til marine farvann og behandler vann fra tettbebyggelse i kystsonen. Disse tettbebyggelsene har hatt en tradisjon for å benytte fellessystem og erfarer derfor at variasjonen i avløpsvannets mengde og sammensetning er sterkt knyttet til vær-situasjonen. Avløpsmengden mangedobles ved regnvær og i snøsmeltingsperioder. Tilsvarende påvirkes sammensetningen av avløpsvannet. I starten av en regnværsituasjon kan man for eksempel oppleve et høyere innhold av suspendert stoff enn normalt, som en følge av utvasking av stoff fra ledningsnett, mens man etter en tid opplever lavere konsentrasjon enn normalt på grunn av fortyningseffekten som regnvannet gir.

Mange av tettstedene langs kysten har også næringsmiddelbedrifter (fiskemottak og fiskeforedling, meierier, bryggerier osv) som slipper sitt avløp til det kommunale nett. Ofte er også sivevannet fra ulike former for deponi tilført avløpsnettet. Slike ”industrielle” bidrag av avløpsvann kan innebære at avløpsvannets sammensetning kan skille seg vesentlig fra det man har fra tettsteder med overveiende husholdningsavløp, for eksempel kan konsentrasjonene av løst organisk stoff bli langt høyere enn normalt.

Disse forhold tilsier at avløpsvannets sammensetning vil variere mye fra et sted til et annet, fra en årstid til en annen, fra et døgn til et annet og fra en time til en annen. Ettersom primærrenseanlegg skal klare de oppsatte krav i alle situasjoner, stilles det store krav til dokumentasjon av avløpsvannets sammensetning herunder prøvetaking, lagring av prøver, analyse og dokumentasjonsprosedyrer.

Det er særlig to forhold i tillegg til kravparametrene (SS og BOF<sub>5</sub>) som har betydning:

1. Partikkelstørrelsesfordelingen
2. Fordelingen mellom løst og partikulært organisk stoff

I det følgende skal vi se nærmere på disse forholdene.

### **2.2 Kravparametrene (SS og BOF<sub>5</sub>)**

Primærrensekravet er knyttet til de to vannkvalitetsparametrene suspendert stoff (SS) og organisk stoff, målt som biokjemisk oksygenforbruk (BOF<sub>5</sub>). I det følgende skal vi kort diskutere disse kravparametrene.

#### **2.2.1 Suspendert stoff (SS)**

Suspendert stoff er et mål for vekten av stoff per volumenhet av avløpsvannet som har en slik størrelse at det separeres fra vannet ved filtrering gjennom et filter med en bestemt porestørrelse. Det gir altså et mål for hvor mye slamstørrstoff det i avløpsvannet. Ulike filtre kan benyttes ved analysen for separasjon av vann og suspendert stoff. Man kan både finne eksempler på bruk av ulike typer av filtre og ulike filterporeåpninger, for eksempel membranfiltre (vanligvis laget av cellulose acetat/nitrat) som kan fås med ulike poreåpninger

fra 0,1  $\mu\text{m}$  til 1,0  $\mu\text{m}$  og glassfiberfiltre, GF/C med poreåpning 1,2  $\mu\text{m}$  og GF/A med poreåpning 1,6  $\mu\text{m}$ . Gjeldende praksis ved analyse på norske laboratorier er at det benyttes glassfiberfilter type GF/C ved filtreringen i overensstemmelse med norsk standard NS-EN 872 Utgave 1, 1996; Vannundersøkelse - Bestemmelse av suspendert stoff - Metode med filtrering gjennom glassfiberfiltre. Enkelte laboratorier benytter likevel GF/A filter, som da imidlertid ikke er i overensstemmelse med norsk standard.

EU's avløpsdirektiv forutsetter imidlertid 0,45  $\mu\text{m}$  membranfilter brukt for bestemmelse av SS og dette er da også tatt inn i avløpskapittelet i den nye forurensningsforskriften. Man henviser imidlertid her til Norsk Standard som bare omtaler glassfiberfilter for SS-analysen. Det arbeides også med en ny norsk standard for bestemmelse av SS med 0,45  $\mu\text{m}$  membranfilter. Et alternativ som er lagt inn i EU-direktivet og dermed også i den norske forskriften, er sentrifugering av en representativ prøve i minst 5 minutter ved 2800 – 3200 g. Dette er imidlertid i liten grad praktisert ved norske laboratorier.

Så lenge man analyserer på godt rensset avløpsvann, representerer ikke filtrering gjennom 0,45  $\mu\text{m}$  membranfilter noe problem, rent analyseteknisk. Men når man skal bestemme SS i råvann og i primærrenset avløpsvann, vil man oppleve det problemet at filteret simpelthen går tett etter kort tid. Konsekvensen av dette er at man får et svært lite prøvevolum å analysere på, noe som øker usikkerheten ved analysen. Man kan fortynne prøven før analyse for derigjennom å få til et større prøvevolum, men fortynning representerer også en mulig feilkilde som øker usikkerheten ved prøven. Et annet alternativ er å benytte seriefiltrering, først filtrere gjennom GF/C filter og deretter gjennom 0,45  $\mu\text{m}$  membranfilter.

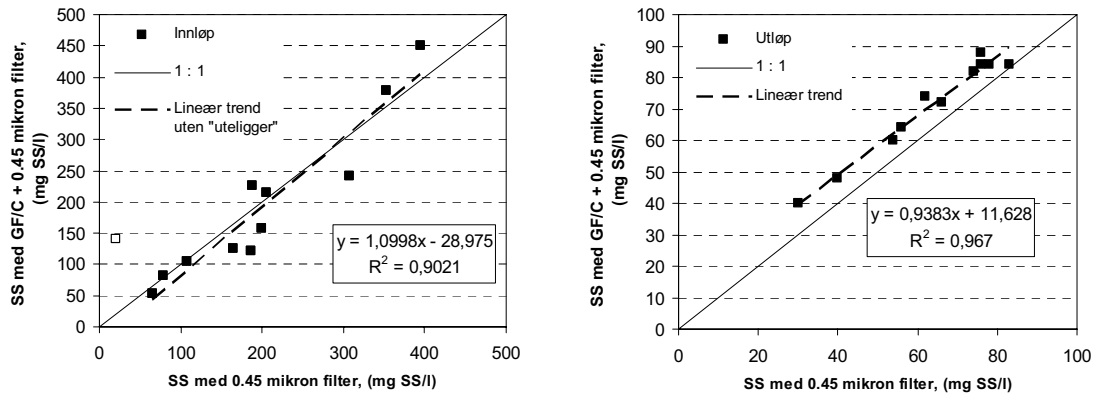
I PRIMÆRRENS (Helness, 2004) ble det gjennomført en sammenligning mellom metodene. Hensikten var å finne ut om det i praksis er avgjørende om man benytter 0,45  $\mu\text{m}$  filter eller om glassfiberfiltrene vil gi tilstrekkelig god beskrivelse av avløpsvannets innhold av SS. Denne studien ble utført på avløpsvann fra Høvringen renseanlegg i Trondheim.

#### Sammenligning av GF/C, GF/A og 0,45 $\mu\text{m}$ membranfilter

Figurene 2.1 og 2.2 viser en sammenligning av resultatene fra analyse av SS ved direkte filtrering av vannprøven på 0,45  $\mu\text{m}$  filter og seriefiltrering med først GF/C filter og deretter filtrering av filtratet gjennom 0,45  $\mu\text{m}$  filter, for henholdsvis innløpsprøver og utløpsprøver. Resultatene er fra en serie med 2-timers blandprøver på innløps- og utløpsvann.

For innløpsprøvene (Figur 2.1a) er det til dels betydelig spredning i resultatene for de to metodene, og ett datapunkt har sannsynligvis en for lav SS verdi fra analysen med direkte filtrering på 0,45  $\mu\text{m}$  filter. Punktet er markert i figuren som en uteligger. Imidlertid er spredningen ikke systematisk, avviket fra 1:1 linjen er jevnt fordelt tatt i betraktning antall datapunkt. Man kan derfor ikke konkludere med at den ene eller andre metoden er bedre egnet for analyse av SS med 0,45  $\mu\text{m}$  filter på innløpsprøver.

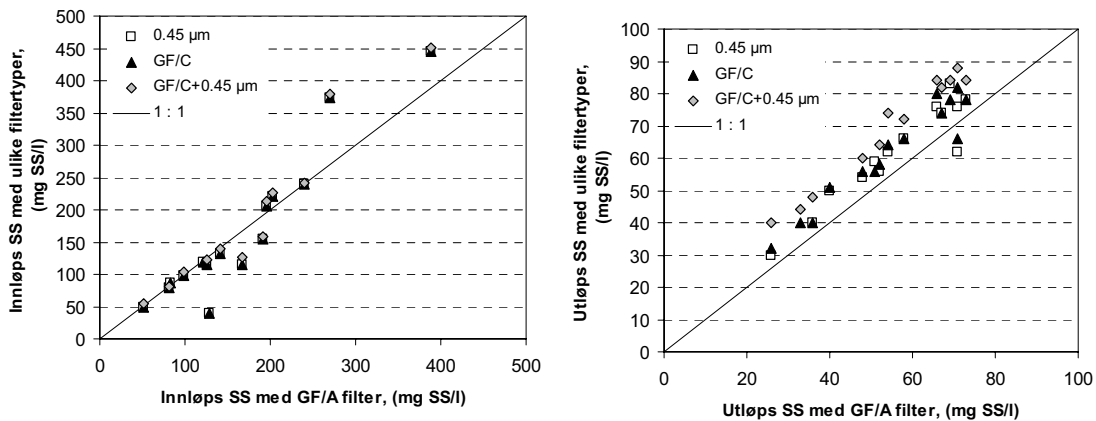
Resultatene for utløpsprøvene (Figur 2.1b) viser betydelig mindre spredning, men det er et systematisk avvik som viser at SS analysert ved seriefiltrering med først GF/C filter og deretter 0,45  $\mu\text{m}$  filter gir høyere verdi enn SS analysert ved direkte filtrering på 0,45  $\mu\text{m}$  filter. Bidraget til SS verdien fra den siste filtreringen i prosedyren med seriefiltrering var i snitt 10 % (6 mg SS/l) for den prøveserien som ble testet i dette prosjektet.



Figur 2.1 Innløpskonsentrasjon (a) og utløpskonsentrasjon (b) av SS analysert ved seriefiltrering med GF/C + 0,45 µm filter plottet mot SS analysert ved direkte filtrering av vannprøven på 0,45 µm filter

Dersom man skulle gå inn for å benytte 0,45 µm filter ved bestemmelse av SS, anbefales det at man tar i bruk seriefiltrering, fordi dette gir større prøvevolum til filtreringen med 0,45 µm filter. Dette bør kunne gi et mer nøyaktig resultat selv om 2 filtreringer øker muligheten for feil i analysen. Ulempen med dette er selvsagt at analysen vil kreve mer tid og bli mer kostbar.

Figur 2.2 viser en sammenligning av SS analysert med 0,45 µm membranfilter, GF/C filter og ved seriefiltrering med GF/C + 0,45 µm membranfilter i forhold til SS analysert med GF/A filter.



Figur 2.2 Innløps- (a) og utløpskonsentrasjon (b) av SS analysert med 0,45 µm filter, GF/C filter og ved seriefiltrering med GF/C + 0,45 µm filter plottet mot hhv innløps- og utløpskonsentrasjon av SS analysert med GF/A filter

Det mest slående ved innløpsprøvene, er at det ubetydelig forskjell mellom de fire måtene å bestemme SS på. Avvikene fra 1:1 linjen i Figur 2.2a skyldes trolig hovedsakelig usikkerheter ved prøveuttak og analyse.

Når det gjelder utløpsprøvene (Figur 2.2b) viser resultatene fra SS analysen med GF/A filter lavere verdi enn ved de andre filtrene. Dette er som forventet ut fra porestørrelsen i filtertypene. Det er antydning til at seriefiltreringen gir noe høyere verdier enn engangs-

filtrering gjennom 0,45µm filter, men det er ingen signifikant forskjell mellom bruk av 0,45 µm membranfilter og 1,2 µm GF/C-filter i disse forsøkene. Vi tror at hovedårsaken til dette resultatet er at det slamfilteret som legger seg oppå selve filteret i analysen vil være sterkt bestemmende for hvor mye stoff som filtreres, i alle fall når vi snakker om vann inn og ut av primærrensing.

På bakgrunn av dette anbefales det at man benytter GF/C-filter. Dette forutsetter imidlertid at anleggseier må kunne dokumentere overfor forurensningsmyndighetene at dette er akseptabelt ved det aktuelle anlegg, slik det er gjort i eksempelet over.

Prøver som skal analyseres for SS, skal ikke ha vært frosset på forhånd. Prøvene skal så raskt som mulig transporteres til laboratoriet, og helst analyseres (filtreres) innen 4 timer. Under alle omstendigheter skal prøven ikke lagres lengre enn 24 timer før analyse. Prøvene skal lagres mørkt og ved temperatur lavere enn 8 °C, men over frysepunktet.

### 2.2.2 Organisk stoff

Organisk stoff i avløpsvann kan bestemmes på flere måter:

- Biokjemisk oksygenforbruk (BOF)
- Kjemisk oksygenforbruk (KOF)
- Totalt organisk karbon (TOC)

Her skal vi kort omtale BOF og KOF ettersom det er disse to parametrene som er mest aktuelle å benytte for karakterisering av avløpsvann i forbindelse med primærrensing.

#### Biokjemisk oksygenforbruk (BOF)

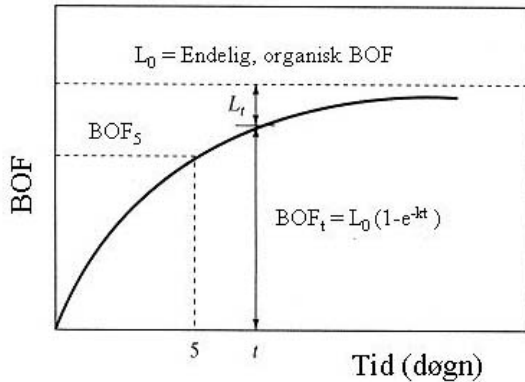
I primærrensing benyttes biokjemisk oksygenforbruk etter 5 dager (BOF<sub>5</sub>). Analysen utføres i Norge i henhold til Norsk Standard NS-EN 1899-1 Utgave 1, 1998

Vannundersøkelse - Bestemmelse av biokjemisk oksygenforbruk etter n dager (BOF<sub>n</sub>) - Del 1: Metode basert på fortykning og poding etter tilsetning av allyltiourea (ISO 5815:1989, modifisert).

BOF-parameteren er foretrukket som krav parameter for organisk stoff fordi den i stor grad beskriver det oksygenforbruk som avløpsvannet vil representere ved utslipp i resipienten. Også i analysen er det bakterier som står for oksygenforbruket. På den negative siden kommer at analysen er tungvint, tar lang tid og er derfor også kostnadskrevende. I Norge har det tidligere vært vanlig (av praktiske hensyn) å benytte BOF<sub>7</sub>, men etter implementeringen av EU's avløpsdirektiv er utslippskravene knyttet til BOF<sub>5</sub>.

Figur 2.3 anskueliggjør forløpet av en BOF-analyse. Når prøven settes opp, skjer det, pga bakteriell omsetning av det organiske stoffet, et oksygenforbruk som øker opp mot en endelig verdi etter den ligning som er angitt i figuren. Det endelige (ultimate) oksygenforbruk nås ikke før etter 20-30 døgn og for at analysen ikke skal ta for lang tid, avbytes den etter et visst antall dager (for eksempel 5 døgn ved BOF<sub>5</sub>).

Ettersom kurven følger et bestemt forløp kan man noenlunde bestemme BOF-verdien ved et tidspunkt når man har den ved et annet tidspunkt. Således er BOF<sub>7</sub> vanligvis lik 1,12-1,16 BOF<sub>5</sub>, og den endelige BOF er ca 1,4 BOF<sub>5</sub>.



Figur 2.3 Anskueliggjøring av forløpet for BOF-analysen

Prøvene for BOF-analyse skal alltid homogeniseres. Prøven skal transporteres til laboratoriet så raskt som mulig og under transporten og ved lagring før analyse skal prøven oppbevares ved temperatur  $0 - 4^{\circ}\text{C}$ . Analysen skal starte i løpet av 24 timer etter prøvetakingen er avsluttet

Dypfrysing (lavere enn  $-18^{\circ}\text{C}$ ) på anlegget er et alternativ der det tar for lang tid fra prøvetakingen avsluttes til analysen kan starte, men denne prøven kan da ikke benyttes for analyse av suspendert stoff.

#### Kjemisk oksygenforbruk (KOF)

Analysen for kjemisk oksygenforbruk bygger på en kjemisk oksidasjon av organisk stoff i stedet for en biokjemisk oksidasjon. KOF-analysen får med seg en del organisk stoff som ikke er biokjemisk nedbrytbart og KOF-verdien i et avløpsvann skal alltid være høyere enn BOF-verdien.

KOF-parameteren inngår ikke i primærrensekravet. Når vi likevel skal omtale den her, er det fordi KOF er en langt raskere analyse å gjennomføre og den egner seg derfor bedre enn BOF som driftsparameter. Ved det enkelte anlegg bør man etablere sammenhengen mellom KOF og  $BOF_5$  slik at man beregne hva  $BOF_5$  om lag har vært etter analyse av KOF – som en driftskontroll.

KOF analysen utføres i henhold til Norsk Standard NS-ISO 6060 Utgave 1, 2003

Vannundersøkelse - Bestemmelse av kjemisk oksygenforbruk (ISO 6060:1989). Før analyse skal prøvene alltid homogeniseres. For øvrig gjelder de samme bestemmelser for transport, lagring og dypfrysing som er angitt for  $BOF_5$ .

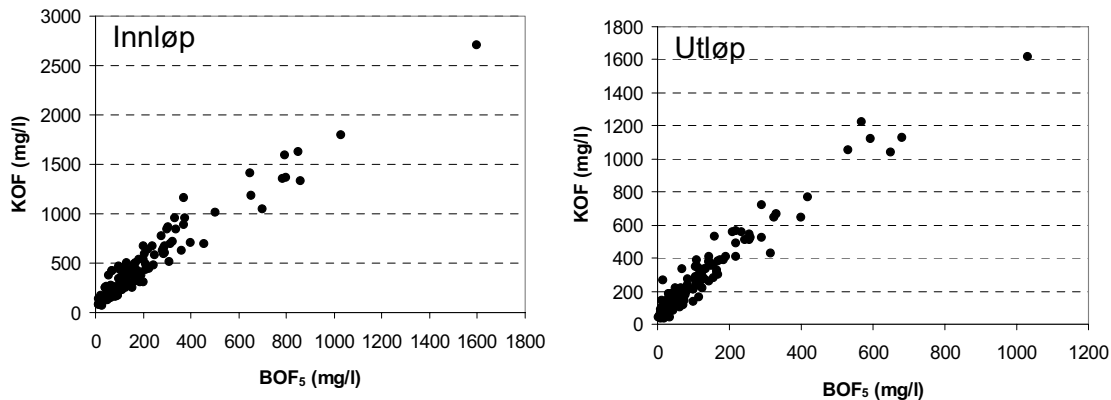
#### Sammenheng mellom $BOF_5$ og KOF

Det er selvsagt en sammenheng mellom  $BOF_5$  og KOF men denne sammenhengen er ikke konstant. Den kan variere fra ett anlegg til et annet, fra innløpsvann til utløpsvann og også fra et tidspunkt til et annet. Dette har å gjøre med at andelen av biologisk nedbrytbart stoff varierer.

I Figur 2.4 har vi likevel tatt for oss alle parallelle analyser av  $BOF_5$  og KOF som er gjennomførte i PRIMÆRRENS og fremstilt en sammenheng mellom de to parametrene som kan benyttes. Figuren inkluderer alle prøver tatt i fullskala-førsøkene i PRIMÆRRENS ved totalt 8 renseanlegg, 3 i Tromsø-området, 3 i Bergens-området og 2 i Stavanger-området.



Figur 2.4a viser innløpsverdier og 2.4 b utløpsverdier. Det kan først slås fast at forskjellen i sammenheng mellom BOF og KOF i innløpsverdier og utløpsverdier er liten noe som ikke er overraskende i primærrensaneanlegg. Vi ser at en tenkt kurve gjennom punktene ikke vil gå gjennom origo men skjære KOF-aksen. Det betyr at noe av det organiske stoffet som bestemmes ved KOF analysen ikke er biologisk nedbrytbart og det registreres følgelig ikke i BOF<sub>5</sub>-analysen.



Figur 2.4 Sammenhengen mellom KOF og BOF<sub>5</sub> i hhv innløp og utløp for alle rensaneanleggene som deltok i driftsoppfølgingen i PRIMÆRRENS

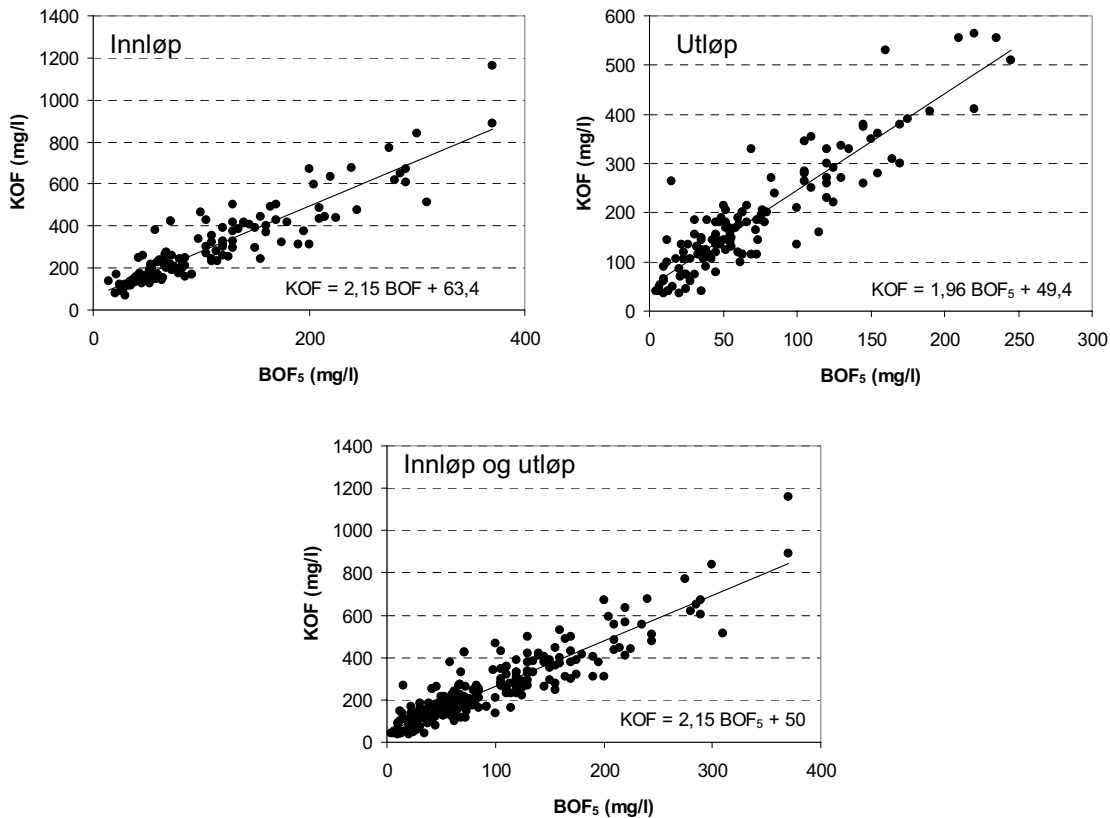
Videre ser vi at vinkelkoeffisienten på sammenhengen mellom KOF og BOF<sub>5</sub> endrer seg ved ca 400 mg BOF<sub>5</sub>/l. Prøver med BOF<sub>5</sub>-konsentrasjon over 400 mg/l stammer i all vesentlig grad fra de to rensaneanleggene i Stavanger-området som har en meget sterk industribelastning (fra næringsmiddelindustri). Avløpsvannet fra disse anleggene har mer karakter av næringsmiddelavløp enn av kommunalt avløp. Vinkelkoeffisienten for sammenhengen er lavere for dette industripåvirkede vannet enn for det kommunale avløpsvannet som er representert med punkter som stort sett har BOF-verdier lavere enn 400 mg/l. Dette innebærer at det er relativt sett mer biologisk nedbrytbart organisk stoff i næringsmiddelavløpet enn i det kommunale avløpet.

I Figur 2.5 har vi plottet sammenhengen mellom KOF og BOF<sub>5</sub> for de av de anleggene som deltok i PRIMÆRRENS som hadde overveiende kommunalt avløp eller byavløp (anleggene i Stavangerområdet med overveiende næringsmiddelavløp er utelatt).

Vi ser at selv om det er betydelig spredning i dataene, så er det en sammenheng mellom BOF<sub>5</sub> og KOF både på innløp og utløp. Vinkelkoeffisienten på trendlinjen og skjæringspunktet med KOF-aksen er begge noe høyere på innløpet enn på utløpet, noe som indikerer at det er noe mer ikke biologisk nedbrytbart organisk stoff på innløpet, slik man kunne forvente. Forskjellen er imidlertid ikke stor og derfor har vi i Figur 2.5c slått sammen alle data fra innløp og utløp og kommet fram til en sammenheng som for kommunale avløp skulle kunne brukes ved planlegging av primærrensaneanlegg:

$$\text{KOF} = 2,15 \text{ BOF}_5 + 50 \quad (\text{overveiende kommunalt avløpsvann})$$

Det må imidlertid presiseres at sammenhengen mellom BOF<sub>5</sub> og KOF vil kunne variere betydelig fra anlegg til anlegg og at den sammenhengen som angis her bare bør benyttes som en indikasjon i plansammenheng. Det er hensiktsmessig at man ved det enkelte anlegg bestemmer den sammenhengen som er mest representativ der.



Figur 2.5 Sammenhengen mellom KOF og BOF<sub>5</sub> i avløpsvannet ved 6 primærrensplanlegg i Tromsø og Bergens-området med overveiende kommunalt avløpsvann

I Figur 2.6 har vi plottet sammenhengene for anleggene i Stavangerområdet alene. Her er forskjellen mellom innløpsvann og utløpsvann helt ubetydelig. Trendlinjen skjærer riktignok KOF-aksen ved en høyere verdi i innløpsvannet (noe som indikerer mer ikke-biodegraderbart organisk stoff i innløpsvannet), men vinkelkoeffisienten for de to linjene i innløps- (2.6 a) og utløpsvannet (2.6 b) er identisk. I Figur 2.6c har man plottet innløps- og utløpsverdier i en og samme figur og vi kommer da frem til en sammenheng mellom KOF og BOF<sub>5</sub> som ville kunne brukes for vann med svært stor tilførsel av næringsmiddelavløp.

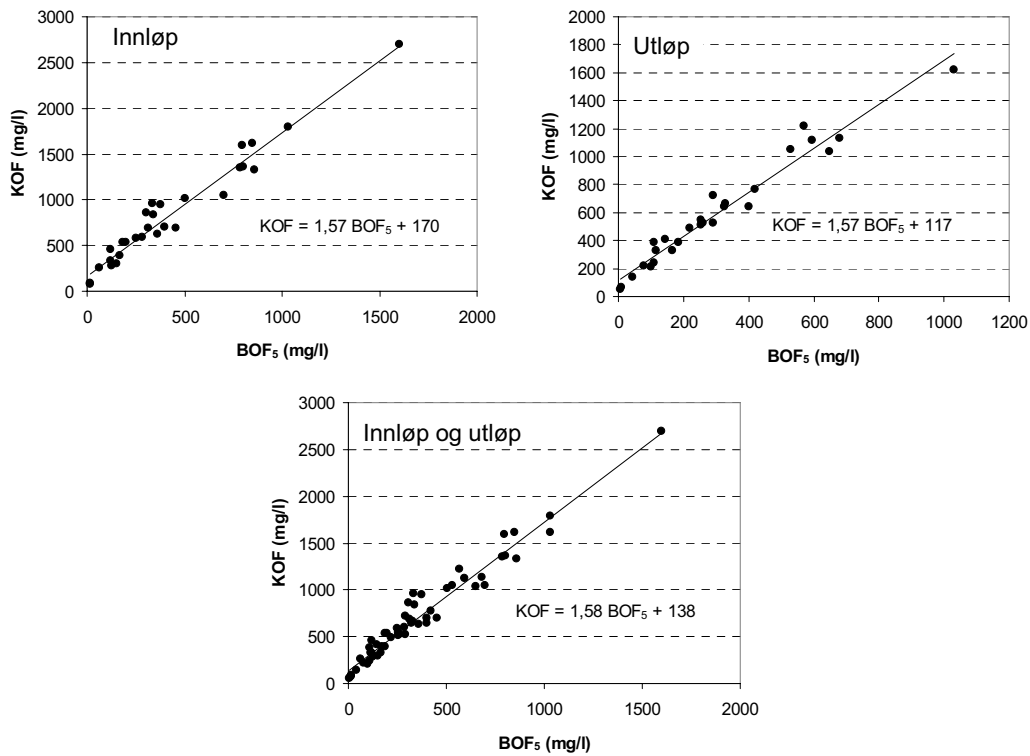
$$\text{KOF} = 1,58 \text{ BOF}_5 + 138 \quad (\text{avløpsvann med sterk innslag av næringsmiddelavløp})$$

Det er enda større grunn til å være forsiktig med å bruke denne sammenheng for planlegging ettersom graden av industriavløp vil variere mye fra sted til sted.

### 2.3 Fordelingen mellom partikulært og løst stoff

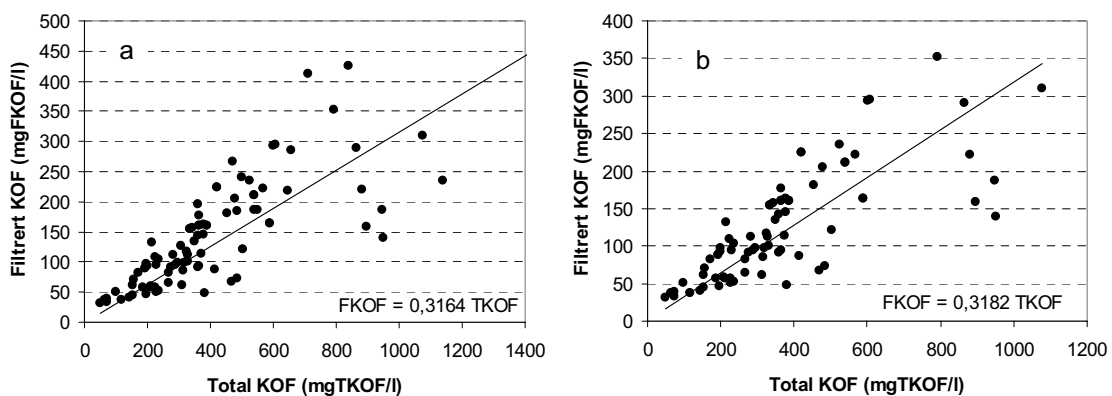
I og med at primærrenskravet også er knyttet til organisk stoff (BOF<sub>5</sub>) som kan foreligge både på partikulær og løst form, vil andelen av løst organisk stoff i avløpsvannet ha stor betydning for om man i et gitt tilfelle vil klare BOF<sub>5</sub>-kravet eller ikke.

Under PRIMÆRRENS har det ikke vært anledning til å måle på både løst BOF<sub>5</sub> (prøven filtrert gjennom 1,2 µm GF/C filter før analyse) og total BOF<sub>5</sub>. I enkelte av prosjektene ble det imidlertid analysert på både filtrert KOF (FKOF) og total, ufiltrert KOF (TKOF).



Figur 2.6 Sammenhengen mellom KOF og BOF<sub>5</sub> i avløpsvannet ved to renseanlegg i Stavangerområdet med stort innslag av næringsmiddelavløp

I Figur 2.7 er vist sammenhengen mellom de to for alle prøver (a) og når prøvene fra de to anleggene i Stavanger med stor industribelastning er utelatt (b). Både innløps- og utløpsprøver er inkludert. Vi ser at det er betydelig spredning i figurene og at denne blir større, jo høyere verdiene blir. Kurvene er svært like og følgelig er forholdstallet mellom FKOF og TKOF omlag det samme i vann med sterkt innslag industriavløpsvann som i kommunalt avløpsvann. Andelen av løst KOF er i begge tilfeller i overkant av 30 %. Det vil si at den partikulære fraksjonen er om lag 70 %. Dette stemmer godt med andre tilsvarende undersøkelser som er utført på norsk råvann.

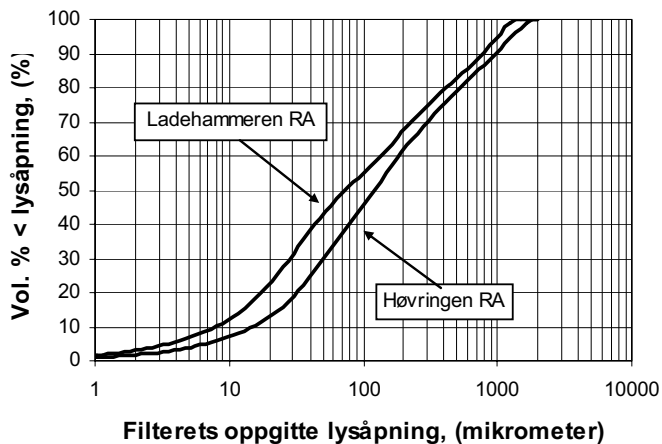


Figur 2.7 Sammenhengen mellom løst KOF (FKOF) og total KOF (TKOF) i anlegg som var med under PRIMÆRRENS, (a) alle prøver, (b) anlegg med sterk industribelastning utelatt

## 2.4 Partikkelstørrelsesfordeling

Primærrensing bygger på partikkelseparasjon, og det er derfor viktig å ha kjennskap til partikkelkarakteristika (for eksempel partikkelstørrelsesfordelingen) i avløpsvannet for å kunne avgjøre om man vil klare kravet ved bruk av en gitt teknologi.

Partikkelstørrelsesfordelingen vil variere mye fra anlegg til anlegg og også over tid ved ett og samme anlegg. Dette er i stor grad avhengig av vær-situasjonen (stor eller liten overvannsavrenning). Som eksempel er fordelingen av partikkelstørrelser vist for hhv Høvringen RA og Ladehammeren RA i Trondheim bestemt om lag på samme tidspunkt gjennom PRIMÆRRENS (Figur 2.8)



Figur 2.8 Partikkelstørrelsesfordelingen vist som summasjonskurver ved Høvringen og Ladehammeren renseanlegg i Trondheim i prøver tatt høsten 2004

Vi ser at det er betydelig forskjell mellom de to anleggene. Kurvene viser fordelingen av volumet av partikkelen og ikke vekten. Dersom vi hadde antatt at tettheten av alle partikkelen var den samme, kunne vi ha brukt kurven til å angi til hvilken partikkelstørrelse man måtte separere for å fjerne halvparten av SS.

På Høvringen ville denne være ca 125  $\mu\text{m}$  og for Ladehammeren ca 80  $\mu\text{m}$ . Det presiseres at man ikke kan bruke kurvene alene til å fastslå dette, men de gir likevel en pekepinn på at det ville være langt vanskeligere å klare primærrensekravet ved Ladehammeren enn ved Høvringen.

Bestemmelse av partikkelstørrelsesfordeling er ikke enkel og den krever avansert analyseutstyr som man normalt ikke har på tradisjonelle analyselaboratorier. I PRIMÆRRENS ble derfor gjort forsøk på å utvikle en enkel prosedyre for bestemmelse av partikkelstørrelsesfordeling, spesielt med tanke på primærrensing.

### 2.4.1 Forslag til prosedyrer for bestemmelse av partikkelstørrelsesfordeling med tanke på primærrensing

I PRIMÆRRENS ble det gjennomført et prosjekt med tanke på å frembringe en enkel prosedyre for karakterisering av partikkelstørrelsesfordelingen i avløpsvann (Helness, 2004). I det følgende skal vi gjennomgå denne prosedyren og vise eksempel på hvordan den kan brukes.

### Vannprøver

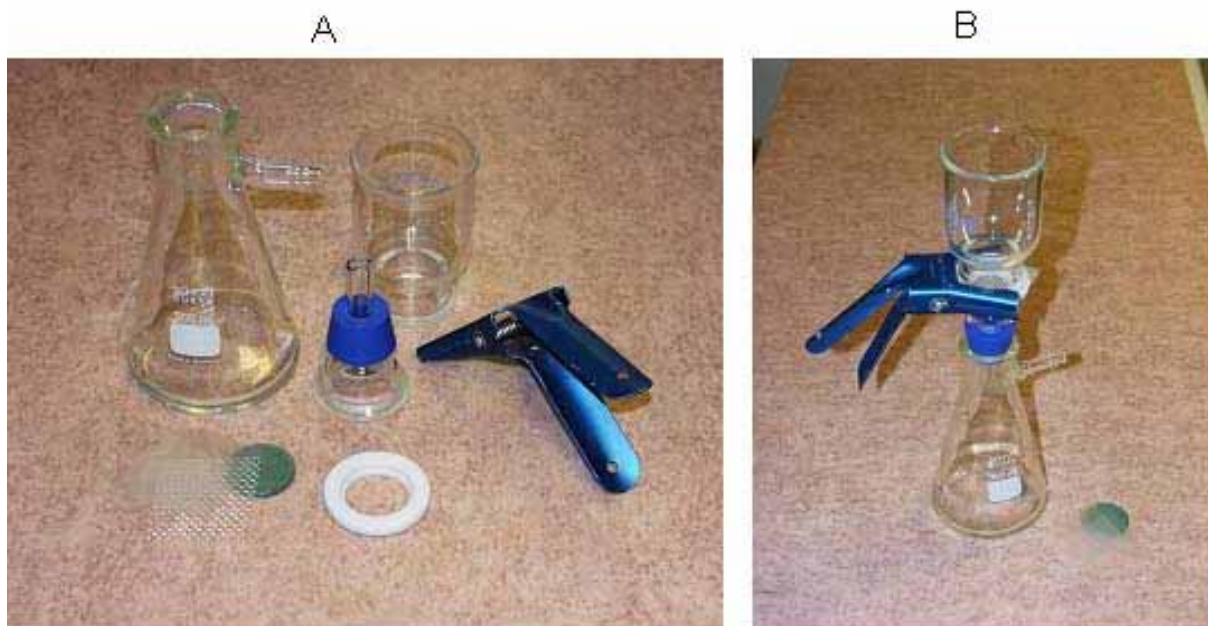
Det forutsettes at vannprøvene tas slik at man får en representativ prøve av avløpsvannet. Det vises til vedlegg 1 om prøvetaking ved primærrensing.

Karakteriseringen bør gjennomføres på flere vannprøver for å dekke variasjoner i avløpsvannets sammensetning. Korttidsvariasjoner innenfor 24 timer vil i stor grad dekkes av døgnblandprøver, men man bør hente inn disse over en lengre tidsperiode for å fange opp variasjoner som skyldes ulike værforhold og årstidsvariasjoner. Dersom avløpsnett tilføres avløpsvann fra industri, kan dette føre til variasjoner mellom hverdager og helgedager og på spesielle ukedager avhengig av type industri og produksjonsform.

Det antall prøver som er nødvendig for å ha et tilstrekkelig godt dimensjoneringsgrunnlag er en vurderingssak. Et utgangspunkt kan være det antall kontrollprøver som kreves for dokumentasjon av at rensekraft oppfylles. Det primære vil imidlertid være at man har prøver fra de ulike situasjonene (værforhold etc.) som kan føre til variasjon i avløpsvannets sammensetning.

### Utstyr

Proseduren for grov karakterisering er basert på filtrering gjennom nylonnett og en standard filteroppsats for laboratoriebruk. Utstyret er basert på en vanlig filteroppsats (som også brukes ved SS-analyser) samt ulike typer av nylonduker (se Figur 2.9). Det er viktig at minste diameter på filtertrakten ikke er mindre enn 36 mm. En større diameter på filtertrakten eller et annet volum på filterkolben kan eventuelt benyttes.



*Figur 2.9 Figur 1A viser de enkelte delene og eksempler på nylonnett som benyttes Figur 1B viser oppmontert filteroppsats med nylonnett. Merk at silen i filteroppsatsen (rund mørk sil) ikke benyttes sammen med nylonnett*

Med hensyn til valg av nylonnett så anbefales de som spesifiseres under. Det er ikke avgjørende at akkurat de samme nettene som her er angitt benyttes, men at man bruker nylonnett med eksakt lysåpning og stabil struktur. Så lenge vi konsentrerer oss om primærrensing er det tilstrekkelig å gå ned til ca 10  $\mu$ m lysåpning.

Utstyret består da av:

- Filteroppsats (se Figur 2.9) m/delbar filtertrakt (300 ml), klemme og filterkolbe (500 ml). Minste innvendige diameter på filtertrakten: 36 mm
- Nylonnett for fraksjonering:
  - 11 µm, (f.eks. type SEFARNITEX 03-11/6)
  - 20 µm, (f.eks. type SEFARNITEX 03-20/14)
  - 41 µm, (f.eks. type SEFARNITEX 03-41/31)
  - 80 µm, (f.eks. type SEFARNITEX 03-80/37)
  - 120 µm, (f.eks. type SEFARNITEX 03-120/49)
  - 180 µm, (f.eks. type SEFARNITEX 03-180/47)
  - 300 µm, (f.eks. type SEFARNITEX 03-300/51)
  - 500 µm, (f.eks. type SEFARNITEX 06-500/47)
  - 1000 µm, (f.eks. type SEFARNITEX 06-1000/57)
  - 2000 µm, (f.eks. type SEFARNITEX 06-2000/53)
- Nyllondukene leveres på rull eller som "A4-ark". Kvadratiske filtre (~6 x 6 cm) må klippes ut fra disse
- GF/C filtre for måling av SS i råvann og filtrat
- Øvrig utstyr for måling av suspendert stoff i henhold til norsk standard (NS-EN 872 Utgave 1, 1996)

#### Prosedyre for grov karakterisering

1. En representativ vannprøve hentes inn og behandles som beskrevet i vedlegget om prøvetaking heretter kalt prøvetakingsvedlegget
2. En delprøve analyseres for  $\text{BOF}_5$  og filtrert  $\text{BOF}_5$  etter filtrering med GF/C filter. Analysen av  $\text{BOF}_5$  utføres som beskrevet i prøvetakingsvedlegget
3. En delprøve analyseres for SS med GF/C filter og prosedyre i henhold til norsk standard (NS-EN 872). Resultatet av denne kalles  $\text{SS}_{\text{råvann}}$ .
4. 10 delprøver filtreres gjennom de 10 nylonnettene (en delprøve pr. nylonnett).
  - Volumet som filtreres gjennom nylonnettet skal minst være 100 ml og ikke over 250 ml. Filtreringen skal gjennomføres innenfor 1. minutt uten bruk av vakuum. Filtratet samles i et prøveglass dersom man ikke analyserer for SS med en gang. Filterkolben rengjøres og skylles med destillert vann før neste filtrering
  - Dersom det ikke lar seg gjøre å filtrere 100 ml gjennom et nylonnett i løpet av 1. minutt uten bruk av vakuum, droppes dette nettet og eventuelt nett med mindre lysåpning fra prosedyren
  - Filtratet fra hver filtrering analyseres for SS med GF/C filter og prosedyre i henhold til norsk standard (NS-EN 872). Resultatet av disse kalles  $\text{SS}_{\text{filtrat-i}}$ , der indeks i angir lysåpningen på nylonnettet (eks.  $\text{SS}_{\text{filtrat-120}}$  for filtratet fra filtreringen med 120 µm nylonnett)
5. Repetér punkt 3 og 4 i prosedyren for å få 2 paralleller
6. Beregn masse % av partikler som passerer nylonnettene med de forskjellige lysåpningene som vist nedenfor, og lag figur av partikkelstørrelsesfordelingen.

$$\text{Masse \%} < \text{lysåpning } i = 100 \times \text{SS}_{\text{filtrat-i}} / \text{SS}_{\text{råvann}}$$

**Eksempel på beregningen i punkt 6:**

Tabellen nedenfor viser resultatene fra de 2 paralleller med vann fra Ladehammeren RA. For parallell nr 1 ble SS i råvannet målt til 256 mg/l. SS i filtratet fra filtreringen med de ulike filtrene er vist i 2. kolonne fra venstre i tabellen, og beregningen av masse % mindre enn lysåpningen for de forskjellige filtrene (masse % < lysåpning) er vist i neste kolonne. Beregningen av masse % forutsetter samme tetthet på alle partikler - som er en akseptabel antagelse i denne grove prosedyren. Resultatene for parallell nr 2 er vist på samme måte, og kolonnen til høyre i tabellen viser beregningen av gjennomsnittet fra de 2 parallellene.

Tabell 2.1 Eksempel på bestemmelse av partikkelstørrelsesfordeling basert på foreslått prosedyre

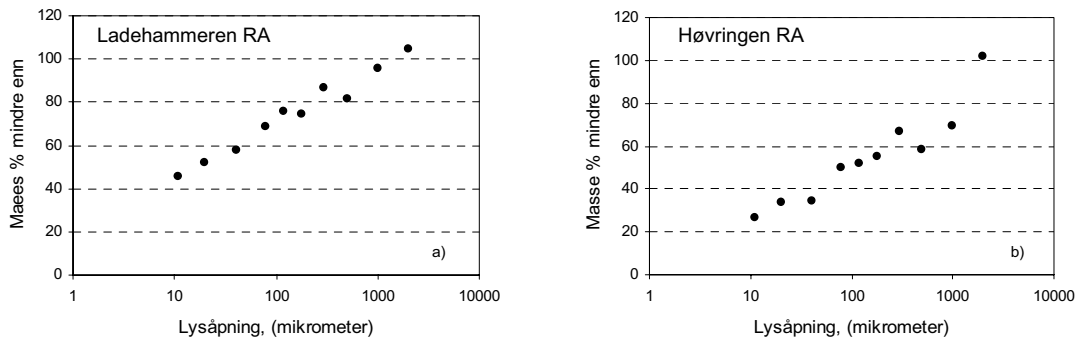
Filter, ( $\mu\text{m}$ )	Parallell nr 1, SS <sub>råvann</sub> = 256 mg/l		Parallell nr 2, SS <sub>råvann</sub> = 255 mg/l		Gjennomsnitt masse % < lysåpning i
	SS <sub>filtrat-i</sub> (mg/l)	Masse % < lysåpning i	SS <sub>filtrat-i</sub> (mg/l)	Masse % < lysåpning i	
11	122	$100 \times 122 / 256 = 48 \%$	112	$100 \times 112 / 255 = 44 \%$	$48 + 44 / 2 = 46 \%$
20	130	$100 \times 130 / 256 = 51 \%$	137	$100 \times 137 / 255 = 54 \%$	$51 + 54 / 2 = 53 \%$
41	147	$100 \times 147 / 256 = 57 \%$	149	$100 \times 149 / 255 = 58 \%$	$57 + 58 / 2 = 58 \%$
80	174	$100 \times 174 / 256 = 68 \%$	178	$100 \times 178 / 255 = 70 \%$	$68 + 70 / 2 = 69 \%$
120	192	$100 \times 192 / 256 = 75 \%$	194	$100 \times 194 / 255 = 76 \%$	$75 + 76 / 2 = 76 \%$
180	208	$100 \times 208 / 256 = 81 \%$	172	$100 \times 172 / 255 = 67 \%$	$81 + 67 / 2 = 74 \%$
300	212	$100 \times 212 / 256 = 83 \%$	231	$100 \times 231 / 255 = 91 \%$	$83 + 91 / 2 = 87 \%$
500	222	$100 \times 222 / 256 = 87 \%$	196	$100 \times 196 / 255 = 77 \%$	$87 + 77 / 2 = 82 \%$
1000	241	$100 \times 241 / 256 = 94 \%$	247	$100 \times 247 / 255 = 97 \%$	$94 + 97 / 2 = 96 \%$
2000	281	$100 \times 281 / 256 = 110 \%$	253	$100 \times 253 / 255 = 99 \%$	$110 + 99 / 2 = 105 \%$

I Figur 2.10a er partikkelstørrelsesfordelingen vist. Vi ser at denne forsøksprosedyren brukt ved Ladehammeren RA viser at partiklene er svært små (over 50 % av SS ligger i partikler mindre enn 20  $\mu\text{m}$ ) og at man neppe vil klare kravet til primærrensing (basert på disse forsøksresultatene) verken ved sedimentering eller ved finsiling. Tilsvarende kurve for Høvringen RA (utført med den samme prosedyren) er vist i Figur 2.10b. Her fremgår det at partikkelstørrelsesfordelingen ligger betydelig lavere og at man ved å separere partikler større enn ca 100  $\mu\text{m}$  vil kunne klare primærrensekravet.

En tilsvarende prosedyre vil man også kunne benytte for å vurdere effekten av organisk stoff, men som oftest vil man ved å vurdere fordelingen mellom løst og partikulært stoff sammen med partikkelstørrelsesfordelingen (mht SS) få nok informasjon til å vurdere om fjerningen av organisk stoff vil kunne forventes å bli god nok.

Det er svært viktig å presisere at prosedyren primært sier noe om hvordan suspendert stoff i avløpsvann er fordelt størrelsemessig. Vi vet imidlertid at dersom man skal klare primærrensekravet ved sedimentering, må man fjerne slampartikler ned til ca 70  $\mu\text{m}$ . Vurderer man en sil med en bestemt lysåpning i silflaten, kan størrelsesfordelingen benyttes til å se hvor mye suspendert stoff som kan forventes fjernet med en "ren" silflate, dvs en der det ikke har avsatt seg en filterkake som vil bidra til forbedret separasjon av partikler. Som vi skal se

senere, er dette avhengig av silens utforming og vi skal senere vise til en prosedyre som kan brukes for å vurdere effektiviteten av en sil med filterkake.



Figur 2.10 Partikkelstørrelsesfordelingen bestemt på avløpsvann fra Ladehammeren RA (a) og Høvringen RA (b) etter den prosedyre med siling gjennom nylonduker som er presentert

## 2.5 Oppsummering vedrørende karakterisering av avløpsvann

Med bakgrunn i de erfaringer som er gjort under PRIMÆRRENS, kan vi oppsummere som følger når det gjelder karakterisering av avløpsvann med tanke på primærrensing:

- De viktigste karakteristika som man bør kjenne til når det gjelder det avløpsvannet som skal behandles i primærrensingsanlegg er:
  - Innholdet av kravparametrene (SS og  $BOF_5$ ) og variasjonen i disse over året
  - Andelen av løst organisk stoff i forhold til totalt organisk stoff
  - Partikkelstørrelsesfordelingen av det suspenderte stoffet
- Usikkerheten i SS-analysen ved bruk av  $0,45 \mu\text{m}$  membranfilter er såpass stor (pga lite prøvevolum) at bruk av  $1,2 \mu\text{m}$  GF/C filter anbefales brukt for dokumentasjon i den daglige drift. Ettersom primærrensingskravet er knyttet til bruk av  $0,45 \mu\text{m}$  membranfilter, anbefales det at man ved det enkelte anlegg dokumenterer overfor konsesjonsmyndigheten at forskjellen i forhold til bruk av GF/C-filter ikke er signifikant.
- Ettersom KOF er en enklere og raskere analyse å gjennomføre enn  $BOF_5$  anbefales det at man i den daglige drift analyserer på KOF og at man etablerer en sammenheng mellom de to for hvert anlegg. En slik sammenheng er i dette kapitlet vist for de anlegg som har deltatt i PRIMÆRRENS. For planleggingsformål for anlegg som overveiende mottar kommunalt avløpsvann kan følgende sammenheng benyttes:  $KOF = 2,15 BOF_5 + 50$
- Andelen av løst organisk stoff i de anleggene som er undersøkt i PRIMÆRRENS er i middel ca 30 % av total mengde organisk stoff.
- Man kan benytte en enkel prosedyre basert på siling gjennom nylonduker med gitt maskevidde for å gjøre en grovbestemmelse av partikkelstørrelsesfordelingen. Denne kan så benyttes til en vurdering av sannsynligheten for at man med den aktuelle primærrensingsmetoden kan klare primærrensingskravet eller ikke.



### 3 Sedimentering

Ser vi primærrensing i et internasjonalt perspektiv, er utvilsomt de fleste primærrensianlegg basert på sedimentering enten som enkeltstående anlegg eller som forbehandling før høygradige rensianlegg. I Norge har primærrensianlegg i liten grad blitt brukt bortsett fra som slamavskillere ved små anlegg og som forbehandlingstrinn ved høygradige anlegg. I PRIMÆRRENS ble det ikke gjennomført noen grundig analyse av primærrensianlegg basert på sedimentering, men vi skal likevel gjennomgå det prosessmessige grunnlaget og oppbygning av slike anlegg og diskutere tiltak som kan bidra til forbedret renseseffekt.

#### 3.1 Sedimenteringsteori

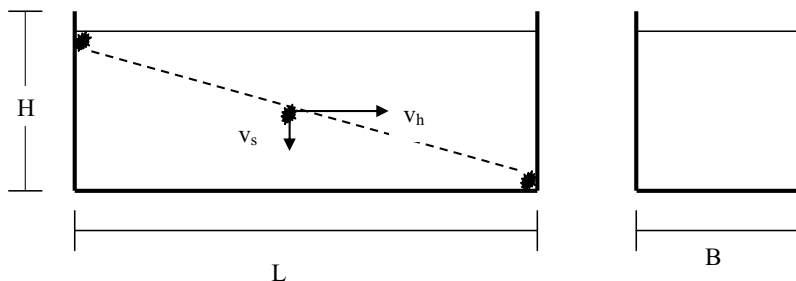
En partikkel som synker gjennom vann vil hurtig oppnå sin største synkehastighet som vil være gitt av Stoke's lov:

$$v_s = 1/18\mu [g(\rho_p - \rho_w)d_p^2]$$

der  $v_s$  = synkehastighet  
 $\mu$  = absolutt viskositet  
 $\rho_p$  = partikkelens tetthet  
 $\rho_w$  = vannets tetthet  
 $d_p$  = partikkelens diameter

Sedimentering er i praksis en kontinuerlig prosess, dvs at vannet strømmer gjennom et basseng mens partiklene bunnfeller. Det fraseparerte (rensede) vannet tas ut ved hjelp av et overløp, normal formet som en kanal eller et rør.

Sedimenteringsbasseng dimensjoneres med utgangspunkt i en ønsket overflatebelastning,  $v_f$  ( $v_f = Q_{dim}/A_{overflate}$ ). Grunnlaget for dette er den såkalte overflatebelastningsteorien. Denne er anskueliggjort i Figur 3.1 som viser et lengdesnitt av et rektangulært basseng der en partikkel som kommer inn ved overflaten i bassengets ene ende, skal ha nådd bunnen og blitt avsatt der før den horisontalt og vertikalt har blitt brakt til den andre enden av bassenget. Den dimensjonerende partikkelstørrelsen, som er gitt av partikkelens synkehastighet, blir bestemt av den partikkel som akkurat når bunnen og enden av bassenget samtidig (dvs. følger den stiplede linje i Figur 3.1).



Figur 3.1 Prinsippskisse av sedimenteringsbasseng

Dersom tiden det tar før partikkelen når bunnen settes lik T, er:

$$\text{Partikkelens synkehastighet} = v_s = H/T \quad (1)$$

$$\text{Partikkelens horisontalhastighet} = v_h = L/T = Q/B \cdot H \quad (2)$$

Tiden er den samme for å nå henholdsvis enden av bassenget og bunnen, og løser vi (2) mht T og setter inn i (1), får vi at:

$$\text{Synkehastigheten} = v_s = H/(L \cdot B \cdot H/Q) = Q/A_f \quad (3)$$

(hvor  $A_f$  er bassengets overflateareal)

For at partikkelen skal kunne fjernes i et slikt basseng må synkehastigheten på partikkelen være mindre enn  $Q/A_f$ , som kalles overflatebelastningen,  $v_f$ :

$$\text{Overflatebelastningen, } v_f = Q/A_f \text{ (m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h} = \text{m/h)}$$

Dette kalles Hazen's overflatebelastningsteori. På tross av at denne teorien er basert på flere forutsetninger som ikke nødvendigvis er realistiske i praksis, er likevel overflatebelastningen den viktigste dimensjoneringsparameter for sedimenteringsbasseng. Særlig gjelder dette for ikke-flokkulerende partikler, som slampartikler ved primærrensing. Dimensjonering på bakgrunn av denne teorien benyttes på alle typer av sedimenteringsbasseng. Overflatebelastning er således den viktigste dimensjoneringsparameter for sedimenteringsbasseng.

### 3.2 Prinsipiell oppbygging av primærrenseanlegg basert på sedimentering

Det finnes i hovedsak to ulike prinsipper for oppbygging av primærrenseanlegg basert på sedimentering:

1. Anlegg basert på diskontinuerlig (tidvis) uttak av slam
2. Anlegg basert på kontinuerlig uttak av slam

Den første typen er oppbygget etter det samme prinsippet som septiktanker/slamavskillere, nemlig med et slamlager i den samme tanken som sedimenteringen foregår, dvs at anlegget er forsynt med et integrert slamlager. Slike anlegg har også ofte en svært enkel eller ingen forbehandling (verken rist eller sandfang) og benyttes hovedsakelig ved relativt små anlegg. Vi skal i det følgende skille mellom slamavskillere, som kan benyttes opp til ca 1.000 pe og sedimenteringsanlegg med integrert slamlager, som kan benyttes opp til ca 5.000 pe.

Anlegg basert på kontinuerlig uttak av slam benyttes primært for større anlegg (> 10.000 pe). Disse anleggene er vanligvis utstyrt med samme type forbehandling som høygradig renseanlegg. Ettersom man tar ut slam fra sedimenteringsanlegget kontinuerlig, har disse anleggene en slambehandling som tilsvarer den høygradig renseanlegg har.

### 3.3 Utforming og dimensjonering av sedimenteringsanlegg med diskontinuerlig uttak av slam

Vi skal i det følgende skille mellom store slamavskillere, som kan brukes opp til maksimalt ca 2.000 pe og sedimenteringsbasseng med integrert slamlager, som kan brukes opp til ca 5.000 pe.

#### 3.3.1 Store slamavskillere

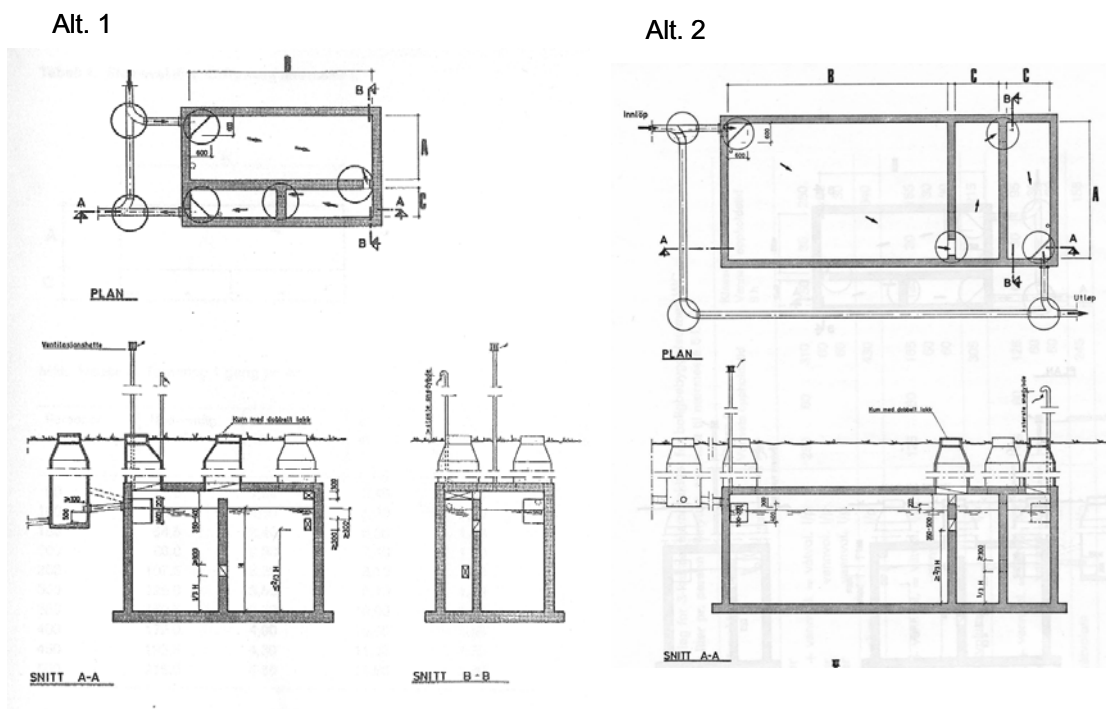
SFT ga i 1977 ut Retningslinjer for større slamavskillere, TA-515 (SFT, 1977). Disse retningslinjene er for lengst utgått, men skal likevel nevnes her ettersom de har blitt mye brukt de siste 30 år. Det er her angitt ulike klasser avhengig av bruken av slamavskilleren. Direkte utslipp til gode sjøresipienter faller inn under klasse B der dimensjoneringsgrunnlaget blir gitt av Tabell 3.1.

Tabell 3.1 Dimensjoneringsgrunnlag for 3 kamret slamavskiller (SFT, 1977)

Tømmefrekvens	Volumfordeling på kamrene	Nødvendig volum (l/pe) (ved vannoppholdstid= 9h)		
1 gang per år	1. kammer – Slamvolum + vannvolum = våtvolum 2. kammer – Vannvolum 3. kammer – Vannvolum	250	30	280 30 30
2 ganger per år	1. kammer – Slamvolum + vannvolum = våtvolum 2. kammer – Vannvolum 3. kammer – Vannvolum	125	30	155 30 30
4 ganger per år	1. kammer – Slamvolum + vannvolum = våtvolum 2. kammer – Vannvolum 3. kammer – Vannvolum	65	30	95 30 30

Dimensjoneringen bygger på at man skal sikre et minimum slamlagringsvolum som forutsettes i sin helhet å ligge i 1. kammer. Størrelsen på dette er avhengig av tømmefrekvensen. Man forutsetter en slamproduksjon på 250 l/pe·år. Vannvolumet forutsettes fordelt på de tre kammer med 30 l/pe per kammer, totalt 90 l/pe, som gir en total oppholdstid for vannet på 9 timer dersom man antar en spesifikk avløpsmengde på 240 l/pe·d.

Det angitte slamlagringsvolumet tilsvarer en slamvolumproduksjon på ca 0,7 l/pe·d. Dette er å betrakte som en midlere verdi over den tiden som går mellom to tappinger, men det er klart at det spesifikke volumet (l/gSS) er langt høyere for ferskt slam enn for gammelt slam, som vil være delvis stabilisert. Det er også i retningslinjene angitt prinsipptegninger for bygging av slike slamavskillere i betong, se Figur 3.2.

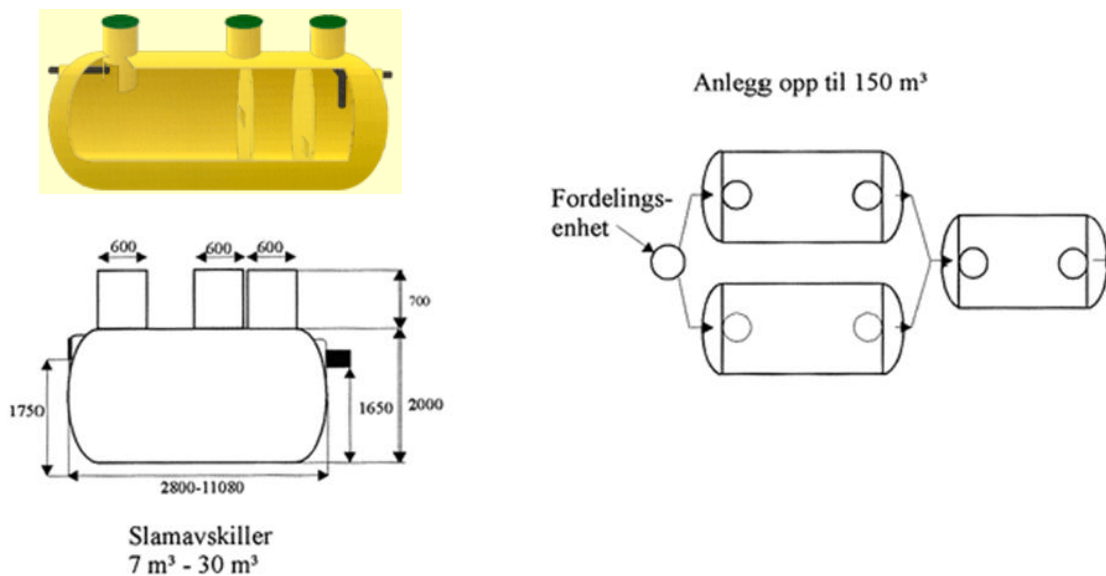


Figur 3.2 Prinsipptegninger av slamavskillere i betong angitt i TA 515 (SFT, 1977)

Svært mange slamavskillere i Norge er dimensjonert og utformet etter TA 515, men det finnes også alternative utforminger, bl.a. basert på prefabrikerte, liggende GAP-tanker, se Figur 3.3. Det vises for øvrig til norsk standard NS 3162 Slamavskillere. Egenskaper (1988). Denne har anvisninger til størrelse og generell utforming av slamavskillere.

Det er primært erfaring som ligger til grunn for de anbefalinger som foreligger om slamavskillere og ikke et teknisk-vitenskapelig grunnlag. Det er først og fremst det første kammeret som bidrar til separasjonen av slam ettersom overflatearealet her blir størst (referer Hazens overflatebelastningsteori). Funksjonen til det 2. og 3. kammer er primært å forhindre kortslutning i slamavskilleren. De vil bidra til at belastningstopper blir redusert og fange opp slam som passerer kammer 1 ved belastningstopper.

I NORVAR-rapport 70/1996 (NORVAR, 1996b) er det gitt en vurdering av store (inkludert store prefabrikerte) slamavskillere samt kostnadsvurderinger mht store slamavskillere, se også NORVAR-rapport 33-1994 (NORVAR, 1994a).



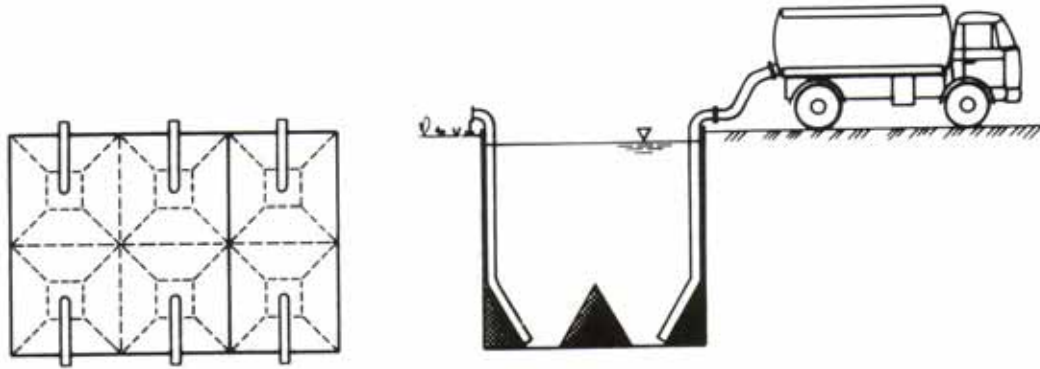
Figur 3.3 Eksempel på større slamavskillere basert på liggende GAP-tanker

Slamavskillere kan tenkes brukt opp til ca 2.000 pe, men over 1000 pe blir de svært store. En slamavskiller for 1000 pe etter anbefalingene i TA 515 (SFT, 1977) vil få et minimum volum på 155 m<sup>3</sup>. Så store slamavskillere blir svært uhåndterlige. Spesielt er det omtrent umulig å foreta en skikkelig slamtømming uten å tømme hele tanken ettersom sugebilen ikke "får tak i" slammet pga den flate bunnen. De prefabrikkerte, store slamavskillere som er utformet som liggende, sylindriske tanker viser seg å være spesielt uhåndterlige under slamtømming, se NORVAR-rapport 70/96 (NORVAR, 1996b).

#### Utforminger som bidrar til forenkling av slamtømming av store slamavskillere.

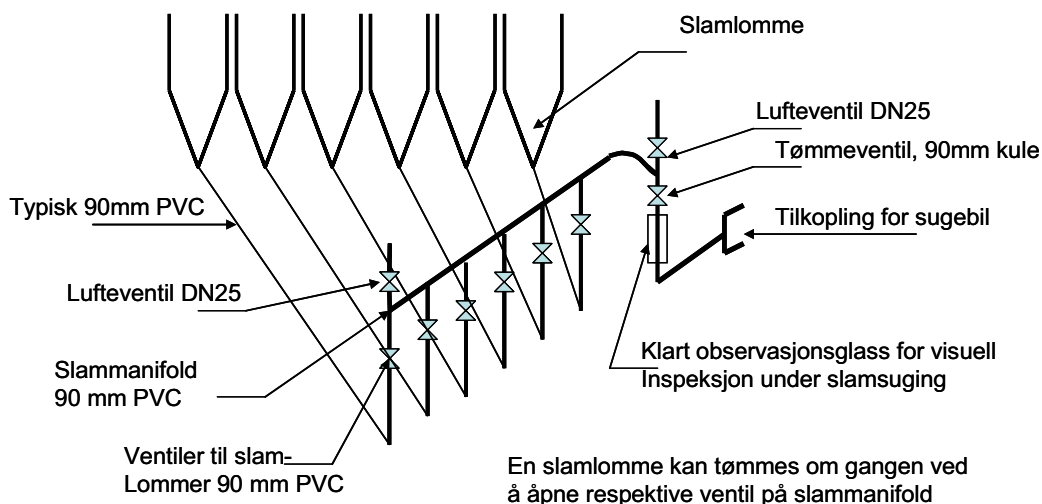
Det finnes mange alternative utforminger til den flatbunnede slamavskilleren som kan gi en forenkling av slamtappingen. Et eksempel er vist i Figur 3.4 hvor man har bygget inn slamlommer og laget avtappingsrør for hver slamlomme. Tegningen viser ikke dekke, innløps- og utløpsanordninger. Normalt vil denne utformingen bli uhensiktsmessig for anleggstørrelser >500 pe. Et anlegg for 1.000 pe vil imidlertid kunne settes sammen av to på 500 pe.

Denne løsningen er benyttet som forbehandling for et par mindre høygradige anlegg i Vestfold. Kjegleformede konuser er benyttet som slamlommer og disse har blitt støpt i betong, det samme materialet som slamavskilleren er bygget av.



Figur 3.4 Eksempel på etablering av slamlommer i slamavskiller

Fra hver konus har man ført slamtappingsrør til en felles slamtappingsmanifold som innebærer at slamtappingsoperatøren bare behøver å kople til ett punkt. Systemet er vist i prinsipp i Figur 3.5. Operatøren som tapper slam kan ved å åpne og stenge ventiler til den enkelte konus, tappe alle disse suksessivt fra ett og samme tappepunkt. Han kan ha kontroll med det som tappes gjennom et gjennomsiktig observasjonsrør av glass som slammet passerer. Han ser når det går over fra å være slam som tappes til å bli mest vann. Det hevdes av driftsoperatørene på de anleggene som har denne løsningen, at den fungerer godt.



Figur 3.5 Prinsippet for slamtapping i en slamavskiller med slamlommer

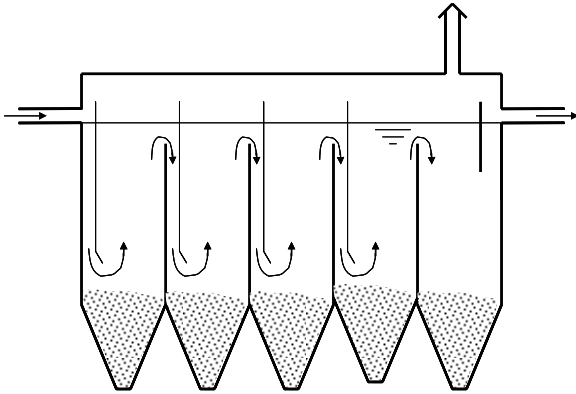
#### Tiltak for å forbedre renseseffekten i store slamavskillere

I slamavskillere foregår det er i utgangspunktet to forskjellige prosesser:

1. Slamavskilling gjennom sedimentering
2. Biologisk omsetning av slammet gjennom anaerob nedbrytning

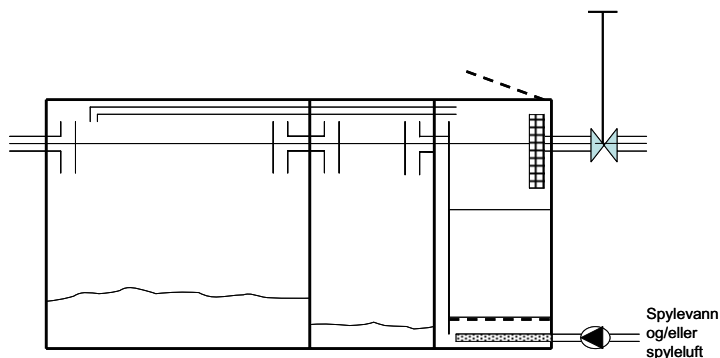
I Norge har vi ikke lagt særlig vekt på den anaerobe nedbrytningen ettersom man regner at vanntemperaturen er relativt lav og oppholdstiden for slammet er kort, relativt sett. Det er imidlertid klart at det vil foregå en viss anaerob utråtning som medfører at slammengden (både volum og tørrstoffmengde) vil bli redusert mellom to slamtappinger. Jo lengre tid det går mellom to tappinger, jo større vil den anaerobe nedbrytningen være.

Det er ulike tiltak som kan iverksettes for å bedre den anaerobe omsetningen i slammet og som også kan påvirke biologisk omsetning av vannet (dvs bedre reduksjonen av BOF). I Figur 3.6 er det vist en prinsipiell utforming som kan bedre dette. I slamavskilleren er det satt inn en rekke ledeskjermmer som tvinger vannet i en vertikal oppover- og nedoverrettet strømning. Dersom de enkelte soner dimensjoneres slik at vertikalhastigheten ikke overskrider 0,5 m/d vil man etablere et slamteppe i vertikalsonene som vil bidra til god kontakt mellom anaerobt slam og vann slik at lett nedbrytbart organisk stoff i vannet vil kunne omsettes anaerobt.



Figur 3.6 Innsetting av ledeskjermmer i slamavskiller for å bedre avskilling og biologisk omsetning i slamavskiller

Et annet tiltak som også kan tas i bruk, dels for å bedre separasjonseffekten og dels for å forbedre den anaerobe omsetning i vannet, er å legge inn et grovt filter (stein eller plastmateriale) i siste kammer av slamavskilleren, se Figur 3.7. Det er grunn til å tro at man vil kunne bedre effekten vesentlig på de slamavskillerne som er bygget etter anvisningene i SFT's retningslinjer (SFT, 1977) om det siste kammeret ble ombygget som angitt i Figur 3.7.

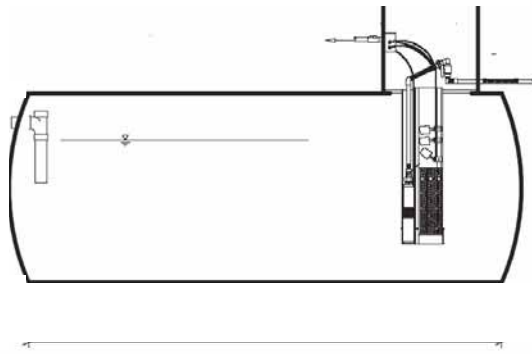


Figur 3.7 Slamavskiller med grovfilter

Filteret må være åpent for ikke å gå tett. Det finnes på markedet plastelementer som brukes til bærere av biofilm eller til gassoverføring som egner seg til dette (se også avsnitt 5.2 om grovfiltre). Det bør være en spyleanordning som tas i bruk når falltapet over grovfilteret overstiger en gitt verdi. Denne spylingen kan skje ved hjelp av luft eller vann. Mest hensiktsmessig skjer spylingen med luft og vann samtidig. Når falltapet overstiger en satt verdi, stenges utløpsventilen og en kompressor settes i gang med å blåse luft inn under grovfilteret. Etter en kort tid kobles nettvann inn og spyle grovfilteret nedenfra og oppover. Slammet ledes tilbake til innløpet på slamavskilleren med selvføll og avsettes i denne, evt til eget kammer, for så å pumpes tilbake, for å hindre spissbelastning. Det presiseres at Figur 3.7

kun er ment å være en idéskisse som det må arbeides videre med for å realisere en slik slamavskiller.

Det finnes også utstyr, i form av planfilter/finsiler, som kan monteres inn i slamavskillere primært for å bedre separasjonseffekten. Et eksempel på dette er vist i Figur 3.8 der et automatisk spylende filter/sil (styrt av falltapet over filteret) er montert i enden av slamavskilleren. Spylevannet pumpes tilbake til innløpskummen.

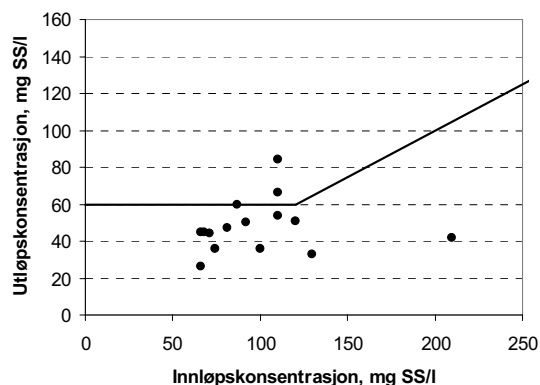


Figur 3.8 Slamavskiller med filteranordning for å bedre separasjonseffekten.

#### Erfaringer med store slamavskillere

Det finnes svært få analysedata fra store slamavskillere ettersom utslippstillatelsene som oftest ikke har satt noe funksjonskrav til slike. I Figur 3.9 er det imidlertid tatt med en data serie fra Tørregrunnen RA (Sweco Grøner, 2005). Dette anlegget er en stor slamavskiller med eksternt slamlager basert på prefabrikkerte GAP-tanker dimensjonert for 2.300 pe og belastet med ca 1.000 pe. Det skjer en relativt hyppig overføring av slam fra selve slamavskilleren til slamlagringstanken. Anlegget har fungert tilfredsstillende, men tømning av slam fra de store prefabrikkerte tankene representerer en stor utfordring. Det tar ca en uke å tømme anlegget for slam. I og med at slamlagringstanken er separat kan dette imidlertid foregå uten å forstyrre sedimenteringsprosessen i slamavskilleren.

Resultatene presenteres i et diagram som tar utgangspunkt i primærrensekravet. Opp til 120 mg SS/l i innløpet vil utløpskravet på 60 mg SS/l bli lettest å klare og over det, blir 50 % - kravet lettest å nå. For å klare kravet må prøvepunktet ligge under linjen i figuren. Det fremgår av figuren at av 15 prøvedøgn var det 2 som ikke klarte primærrensekravet.

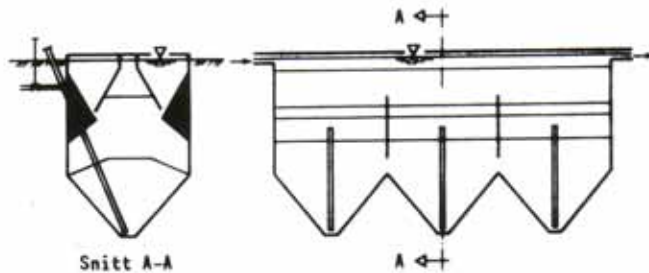


Figur 3.9 Renseresultater fra Tørregrunnen RA

### 3.3.2 Sedimenteringsanlegg med integrert slamlager

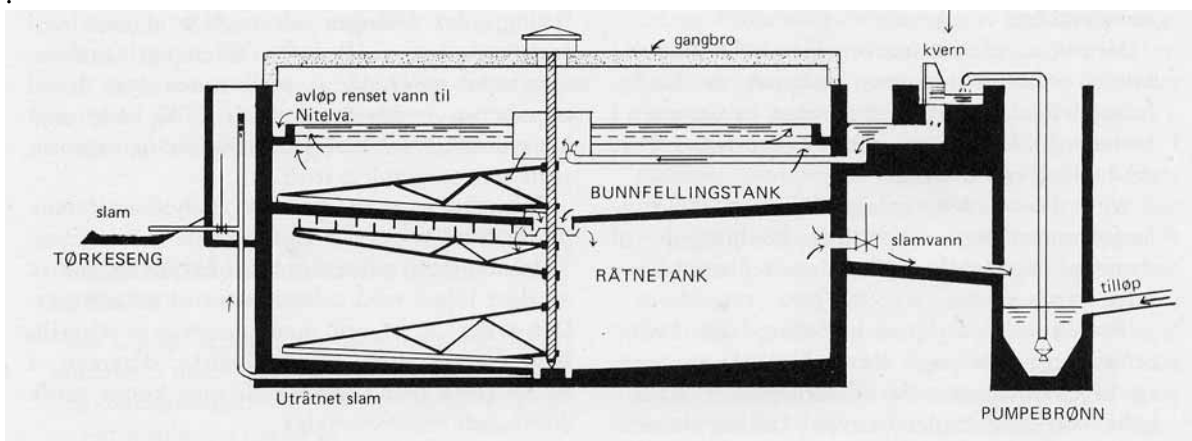
Dette er anlegg som er bygget på samme prinsippet som slamavskillere, dvs at de har kombinert slamlager/-slambehandling og sedimentering.

Sedimenteringsanlegg av denne typen har sitt utspring i den såkalte Imhoff-tank, hvor man sedimenteringssonen og slamlagringsssonen ble atskilt ved hjelp av skjermer. Imhoff-tanken var en forbedring av septiktanken og ble primært benyttet for små anlegg. Etter hvert utnyttet man Imhoff-tank prinsippet på noe større anlegg (< 10.000 pe), men nødvendig dybde blir da svært stor dersom man skal få et akseptabelt slamlagervolum med tanke på frekvensen av slamtømming, se Figur 3.10.



Figur 3.10 Sedimenteringsanlegg med integrert slamlager (Imhoff-tank)

En mer avansert Imhoff-tank (den såkalte Clarigester) hvor det underliggende slamlageret er oppvarmet, slik at man får en forbedret anaerob stabilisering av slammet - ble benyttet ved noen anlegg i Norge på 70-tallet, f.eks. ved Åmot RA i Rælingen, se Figur 3.11 (Ødegard, 1973). Her var sedimenteringstanken sirkulær, med sentralt innløp og med slamskraper som skrapper slammet til et sentralt nedløpshull som førte til den underliggende sirkulære råtnetanken. Den var oppvarmet til 35-37 °C for anaerob stabilisering av slammet.



Figur 3.11 Sedimenteringsanlegg med integrert råtnetank (Clarigester)

Hoveddataene for anlegget i Rælingen var som følger:

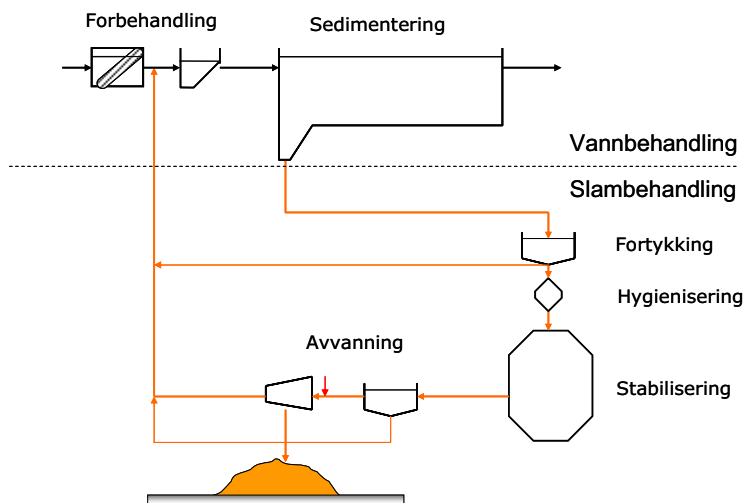
Total indre diameter sedimenteringsbasseng	10,40 m
Midlere dybde sedimenteringsbasseng	2 m
Effektivt overflateareal sedimenteringsbasseng	70,0 m <sup>2</sup>
Volum sedimenteringsbasseng	139 m <sup>3</sup>
Volum råtnetank	250 m <sup>3</sup>
Midlere dybde råtnetank	3 m



Anlegget kunne belastes opp til 90 m<sup>3</sup>/h og hadde da en overflatebelastning på 1,3 m/h. Dette tilsvarer en pe-belastning på ca 5.000 pe. Større anlegg enn dette vil bli svært dype og det vil neppe være lønnsomt å kombinere sedimenteringstank med slamlager/råtnetank for anlegg > 10.000 pe.

### 3.4 Tradisjonelle sedimenteringsanlegg med separate slambehandling

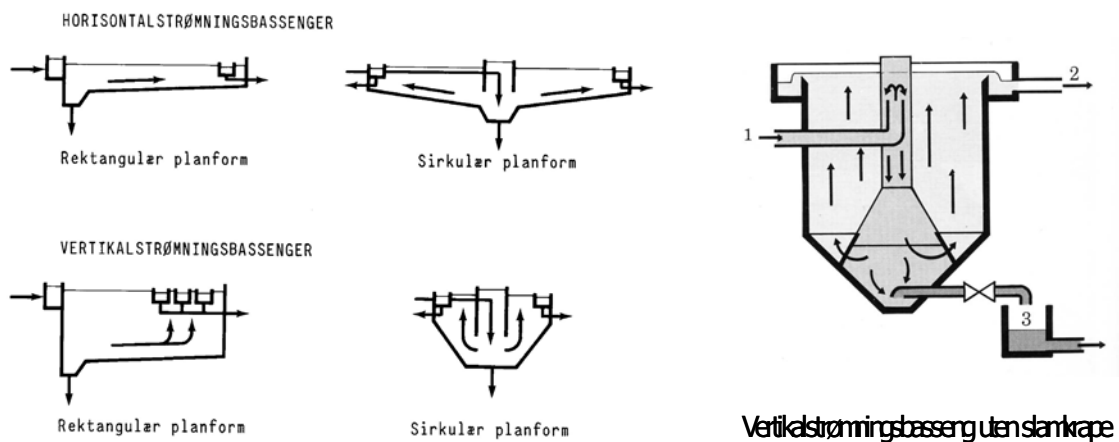
For anlegg over ca 5.000 pe vil sannsynligvis tradisjonelle sedimenteringsanlegg være mest økonomiske blant sedimenteringsløsningene (se kap 7). Slike anlegg vil ha separat slambehandling. Figur 3.12 viser flyteskjema for et anlegg der en tar sikte på å bruke slammet som jordforbedringsmiddel i henhold til gjødselsvareforskriften.



Figur 3.12 Oppbygging av tradisjonelt primærrensianlegg basert på sedimentering og håndtering av slam i henhold til gjødselsvareforskriften

#### 3.4.1 Utforming

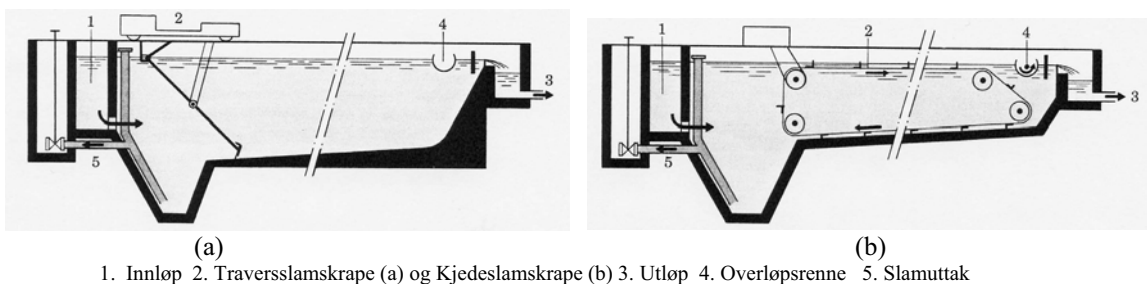
Tradisjonelle sedimenteringsbasseng kan ha ulike utforminger, se prinsippskisser i Figur 3.13. Overflaten kan være både rektangulære og sirkulære eller kvadratiske, og de kan både ha overveiende horisontal eller vertikal strømningsretning.



Figur 3.13 Ulike utforminger av tradisjonelle sedimenteringsbasseng

Tradisjonelt er sedimenteringsanlegg for primærrensning bygget som grunne horisontalstrømningsbassenger. Dette har sin bakgrunn i Hazen's overflatebelastningsteori som viser at dybden ikke har betydning når partiklene som skal separeres er "diskrete", dvs at de ikke forandrer form, tetthet eller størrelse under sedimenteringsforløpet. Så lenge man ikke tilsetter koagulant, vil partiklene i et primærrensanlegg langt på veg oppføre seg som diskrete og følgelig har sedimenteringsbassengets dybde mindre betydning. Det er derfor ikke uvanlig å finne sedimenteringsbasseng for primærrensing med dybde under 2 m. Som vi skal se senere, gir imidlertid muligheten av å tilsette koagulant betydelig større fleksibilitet, og vi vil derfor anbefale at man ikke bygger anleggene for grunne ( $\geq 2,5$  m).

Det finnes en rekke ulike typer av skrapesystemer for sedimenteringsbasseng. Figur 3.14 viser to systemer (traversslamskrape og kjedeslamskrape) som begge har vært mye brukt på primærrensanlegg. Bruk av linedrevne slamskraper er også vanlig.



Figur 3.14 Vanlig brukte slamskrapesystemer i sedimenteringsanlegg for primærrensing

Mindre anlegg (< 2.000 pe) kan klare seg uten slamskrape ved å benytte vertikalstrømningsbasseng uten slamskrape (se Figur 3.13).

### Lamellsedimentering

Lamellsedimentering er en spesiell versjon av den konvensjonelle sedimenteringen hvor suspensjonen strømmer mellom skråstilte plater eller rør. Slammet sedimenterer på platene og sklir nedover til en underliggende slamlomme. Hensikten med lamellene er å øke det effektive sedimenteringsarealet i forhold til arealbehovet for hele anlegget. Skråstillingen overflødiggjør slamskraper.

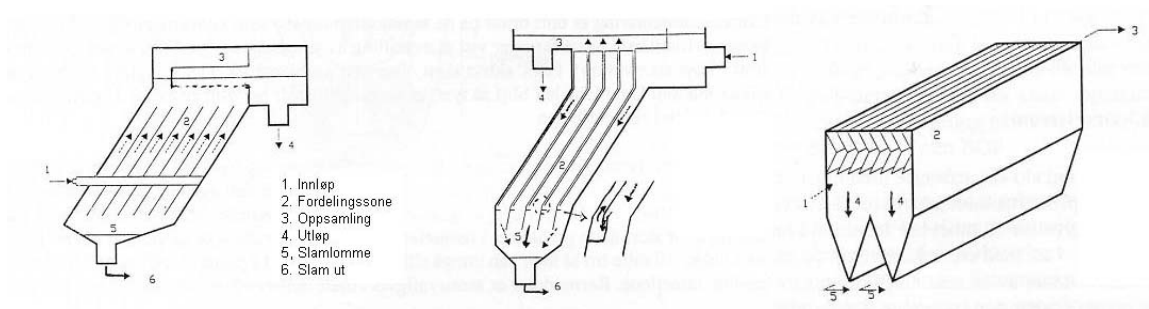
Like vanlig som å benytte plater i lamellsonen er det i dag å benytte rør, gjerne sammensatt i moduler. Det kan vises at det største projiserte areal på en gitt hydraulisk diameter av røret, får man ved bruk av rør med sekskantet tverrsnitt, sammensatt i rørpakker.

Lamellsedimenteringstanker kan bygge på tre ulike prinsipper (se Figur 3.15):

1. Motstrømsprinsippet
2. Medstrømsprinsippet
3. Tverrstrømsprinsippet (egentlig en avart av motstrømsprinsippet)

#### Motstrømsprinsippet:

Dette fungerer ved at slamsuspensjonen blir tilført i bunnen av lamellene og stiger oppover. Under transporten vil partiklene eller fnokker i suspensjonen sedimentere kontinuerlig. Slammet vil gli nedover på lamellene og ned i slamlommen. Slamlommen tømmes intermitterent. Effluenten trekkes av i lamellenes øvre del. Lamellenes vinkel til vertikalplanet er vanligvis  $60^\circ$ .



Figur 3.15 De ulike prinsippene for lamellsedimentering

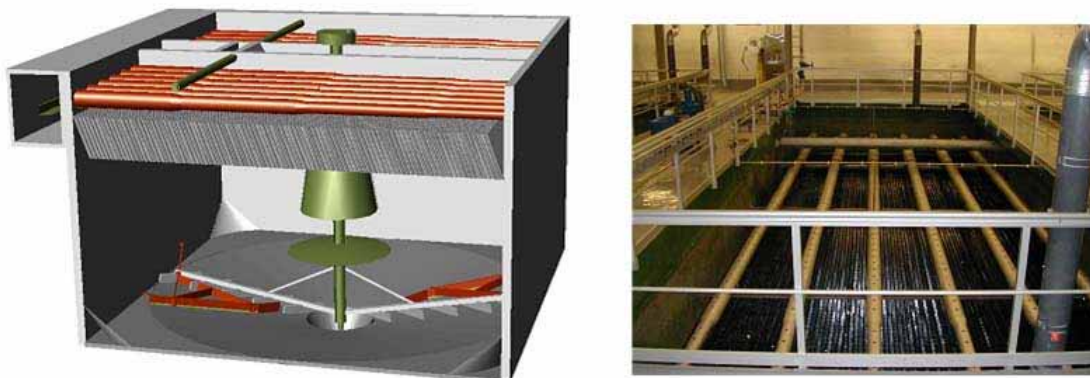
*Medstrømsprinsippet:*

Dette fungerer ved at slamsuspensjonen blir tilført i toppen av lamellene og strømmer nedover mellom disse. Det suspenderte materiale avsetter seg på lamellene og glir nedover slamlommen pga tyngden. Effluenten trekkes av gjennom rør, med innløp ved lamellenes nedre del, som leder vannet opp til overflaten. Lamellhelning kan her være lavere 35-45°.

*Tverrstrømprinsippet:*

Dette er egentlig en avart av motstrømsprinsippet. Forskjellen er at vannet blir tilført inn på tvers av vannets strømning oppover mellom lamellene. Slamsuspensjonen vil bevege seg oppover mens partiklene fra suspensjonen vil sedimentere og "gli" ned i den underliggende slamlommen. Hensikten med dette er å minske konflikten mellom strømmen av slam som skal ut mellom lamellene og strømmen av vann som skal inn mellom lamellene.

Lamellsedimentering er mest brukt på kjemisk slam. Ved primærrensing har én av bekymringene vært at man får avsetning og biofilmvekst på lamellene. Dette vil kunne medføre et rengjøringsbehov. Lamellsedimentering er blitt brukt i utstrakt grad i anlegg basert på primærrensing med kjemikalietilsetning, som forbehandling for tertiærrensing. I slike tilfeller utformes bassengene oftest som en kombinasjon av et vertikalstrømningsbasseng og lamellsedimentering ved at lamellene bare brukes i øvre lag av bassenget. Sedimenteringsbassengene ved VEAS og ved Høvringen rensing i Trondheim (se Figur 3.16) er bygget på denne måten.



Figur 3.16 Lamellsedimenteringsbassenget ved Høvringen RA

a) Tredimensjonal skisse som viser utformingen av bassenget

b) Foto som viser avdragsrenner og toppen på lamellpakker i tomt basseng

Lamellsedimenteringsbasseng er svært kompakte. De egner seg best ved relativt lave konsentrasjoner av slam og skulle i det perspektivet egne seg godt for primærrensning. Man har imidlertid vært redd for biologisk vekst på lamellene. Ved Høvringen RA i Trondheim, som benytter rørmøbler og som i dag kjøres som et primærrensning, er erfaringen at rørlamellpakkene må spyles fra tid til annen, men at det for øvrig ikke har vært driftsproblemer av betydning. Rensning ved Høvringen er det eneste kjente lamellsedimenteringsanlegg i Norge som for tiden drives som primærrensning.

### 3.4.2 Dimensjonering av sedimenteringsbasseng for primærrensning

I henhold til de tidligere norske dimensjoneringsretningslinjene TA-525 (SFT, 1983) bør sedimenteringsanlegg for primærrensning dimensjoneres for en overflatebelastning ( $v_f$ , m/h):

Bassengdybde	$v_f$ ved $Q_{dim}$	$v_f$ ved $Q_{maksdim}$
2 m	1,3 m/h	1,9 m/h
$\geq 2,5$ m	1,6 m/h	2,4 m/h

Dersom primærtrinnet er forsedimentering foran andre, videregående trinn, kan man benytte høyere dimensjoneringsverdier. De fleste rensanlegg med primærtrinn i Norge, har et sekundær- og/eller et tertiærtrinn i tillegg og er derfor dimensjonert for en høyere belastning.

Lamellsedimenteringsbasseng dimensjoneres ved etterfelling for en overflatebelastning på projisert flate på 0,5 m/h. Dersom lamellsedimentering benyttes for primærrensning vil vi anbefale en dimensjonerende overflatebelastning på 0,8 m/h ved  $Q_{dim}$  og 1,2 m/h ved  $Q_{maksdim}$ . Med en vinkel på platene på 60 ° og en avstand mellom lamellene på 5-10 cm, vil anleggene bli svært kompakte.

### 3.4.3 Faktorer som innvirker på rensningseffekt når sedimentering benyttes for primærrensning

Ettersom det finnes svært få primærrensning basert på sedimentering i drift i dag, foreligger det sparsomt med dokumentasjon av rensningseffekter ved slike anlegg. De fleste sekundær- og tertiærrensning som benytter sedimentering som forbehandling, dokumenterer normalt ikke hvilke effekter de har over primærsteget. Ettersom sedimentering representerer selve utgangspunktet for kravet til primærrensning, er det imidlertid rimelig å anta at man med denne metoden vil klare kravet i de fleste tilfeller. Rensningseffekten vil avhenge av:

- Sammensetningen av i avløpsvannet, spesielt partikkelstørrelsesfordelingen og andelen av løst organisk stoff
- Overflatebelastningen (og til dels oppholdstiden)
- Sedimenteringsbassengets utforming
- Graden av forbehandling av vannet

#### Sammensetningen av avløpsvannet

Ettersom synkehastigheten i henhold til Stoke's lov er avhengig av partikkelstørrelsen, er det åpenbart at partikkel-størrelsesfordelingen er av avgjørende betydning ved sedimentering. Det er sammenheng mellom synkehastigheten (og dermed akseptabel overflatebelastning) og størrelsen på de partikler som lar seg fjerne. Med de overflatebelastninger som benyttes ved primærrensning, kan man regne med at partikler ned til 70-90  $\mu\text{m}$  vil kunne fjernes i et godt planlagt og drevet sedimenteringsbasseng.

På samme måte som ved finsiling, vil man noen ganger kunne få problemer med rensekravet mht  $\text{BOF}_5$  selv om man klarer SS-kravet. I disse tilfellene er gjerne andelen av løst organisk stoff i innløpsvannet særlig høyt pga tilførsel av industrivann eller slamvannretur.

#### Overflatebelastningen

Det overraskende med overflatebelastningsteorien er at bassengets dybde, og dermed oppholdstiden i bassenget, ikke inngår. Erfaringsmessig bør imidlertid oppholdstiden i et basseng for primærrensing være minst 2 timer ved dimensjonerende vannføring. Dette fører til at dybden i sedimenteringsbasseng for primærrensing bør være minst 2 m. Skal man utnytte den fleksibilitet som tilsetning av en koagulant/flokkulant vil innebære (se avsnitt 3.5), bør man imidlertid legge opp til noe dypere basseng (>2.5 m). Det kan da være riktig å fordele avdraget over en større del av overflaten.

Det finnes svært lite dokumentasjon på sammenhengen mellom overflatebelastning og renseseffekt i primærrensianlegg basert på sedimentering (uten kjemikalietilsetning).

#### Sedimenteringsbassengets utforming

For å få gode hydrauliske forhold i horisontalstrømningsbassenger bør forholdet mellom lengde og bredde i rektangulære basseng være 4-6 og forholdet diameter/dybde i sirkulære bassenger være 5-7.

Når koagulant-tilsetning benyttes for å øke separasjonen av små partikler (se avsnitt 3.5), vil flokkulering være en viktig faktor for separasjonsresultatet og da blir også oppholdstiden i bassenget (dvs dybden) viktigere. Derfor benytter man i disse tilfellene gjerne dypere bassenger (3–5 m) hvor en kombinasjon av vertikal og horisontal strømming etterstrebes. I enkelte tilfeller har svært dype vertikalstrømningsbassenger (7-10 m) blitt benyttet, for eksempel ved VEAS i Asker og Høvingen.

#### Graden av forbehandling

I mindre anlegg med integrert slamlagring (større slamavskillere/Imhofftanker) benyttes vanligvis ikke noen form for forbehandling. Avløpssjøppel, sand og fett fjernes sammen med slammet, som er å betrakte som et septikslam som må viderebehandles dersom det skal brukes som jordforbedringsmiddel. Dette er kun aktuelt på mindre anlegg (< 2000 pe). Større anlegg med integrert slamlagring (type Imhoff-tank, Clarigester og lignende) bør ha samme forbehandling som tradisjonelle anlegg.

### **3.4.4 Renseresultater ved norske primærrensianlegg**

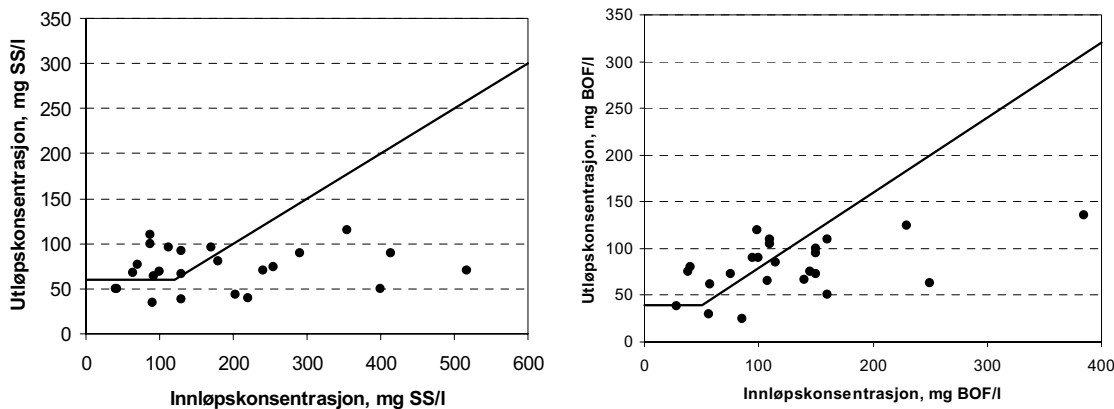
Det finnes svært få primærrensianlegg basert på sedimentering i Norge. Det som gis av data i det følgende er derfor hentet fra anlegg som på et tidligere tidspunkt ble drevet som primærrensianlegg (og siden ombygd til kjemiske anlegg) eller fra primærsteget i sekundær- eller tertiærrensianlegg. Som nevnt har disse primærstegene vanligvis en betydelig høyere overflatebelastning enn hva nye primærrensianlegg vil bli dimensjonerte for. Disse anleggene har også en annen sammensetning og mengde av slamvann, som vil belaste primærsteget, noe som også kan bidra til at sammenligningen med nye primærrensianlegg ikke blir helt god.

I det følgende skal vi se på renseresultatet ved noen anlegg der data har vært fremskaffet gjennom PRIMÆRRENS (Misund et al, 2004). Resultatene presenteres i diagrammer som tar utgangspunkt i primærrensekravet slik det nå foreligger og presenteres med de samme typer av figur som ble benyttet foran og som vil bli brukt også senere i denne rapporten.

Stjørdal RA

I Figur 3.17 har man bearbeidet data fra Stjørdal RA for perioden 1999-2000 da anlegget ble drevet som primærrensaneanlegg. Anlegget er i dag et kjemisk primærfellingsanlegg. Den midlere overflatebelastningen i prøvetakingsdøgnene var 0,7 m/h (varierende i området 0,4 – 1.0 m/h). Anlegget var altså ikke belastet opp til dimensjonerende mengde.

Generelt sett viser figuren at det er for mange prøvetakingsdøgn som ligger over streken til at dette anlegget ville ha klart primærrensekravet i denne perioden.



Figur 3.17 Renseresultater fra Stjørdal RA 1999-2000 da anlegget ble drevet som primærrensaneanlegg

Figur 3.17 viser at utløpskonsentrasjonen ved dette anlegget var betydelig mindre påvirket av innløpskonsentrasjonen enn det man ofte finner i primærrensaneanlegg. Vi ser at anlegget ved en rekke anledninger ikke klarte primærrensekravet mht SS-konsentrasjonen ved tynt vann (når innløpskonsentrasjonene var mindre enn 60 mg SS/l), mens anlegget i de aller fleste tilfellene klarte SS-kravet mht renseeffekt så lenge innløpskonsentrasjonen var over 60 mg SS/l. Derimot klarte anlegget ikke kravet til BOF ved en rekke anledninger selv om innløpskonsentrasjonen mht BOF var relativt høy (>80 mg BOF<sub>7</sub>/l). Organisk stoff ble målt som BOF<sub>7</sub>. Noen flere prøvedøgn ville klart seg dersom man hadde basert seg på BOF<sub>5</sub>.

En analyse av hhv renseeffekt og utløpskonsentrasjon som funksjon av overflatebelastning, viser ingen klare trender, noe som tyder på at spredningen i resultatene mer skyldes avløpsvannets sammensetning enn belastningen på anlegget. Når det gjelder SS-kravet, er det døgnene med svært tynt avløpsvann som mislykkes, mens årsaken til at man ikke klarer BOF-kravet nok mer er å finne i at andelen av løst organisk stoff er relativt høy.

Enga RA og TAU RA

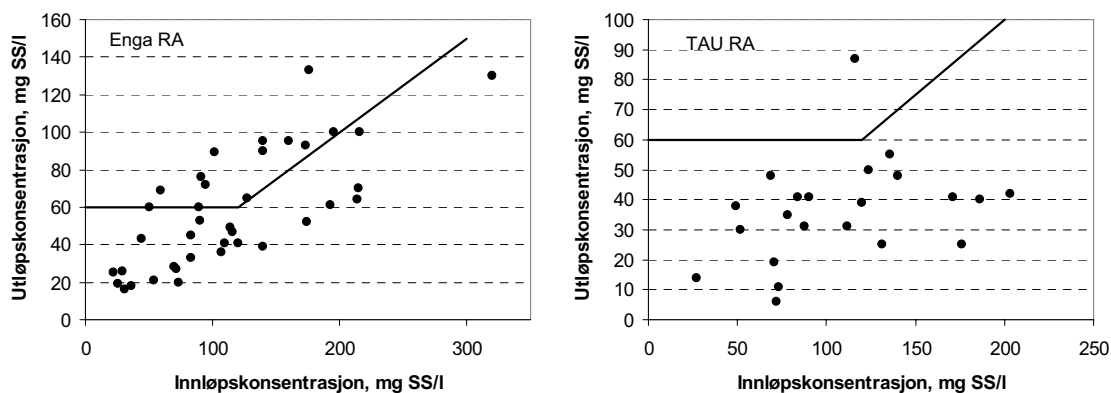
Dette er to renseanlegg i Vestfold (Enga RA for Sandefjord og TAU RA for Tønsberg) som i perioden 1989-90 ble drevet som primærrensaneanlegg. De drives i dag som kjemiske primærfellingsanlegg. Det foreligger kun data for suspendert stoff.

Vi ser av Tabell 3.2 at hadde man lagt midlere rensesultat til grunn, så hadde både Enga og TAU klart primærrensekravet, Enga mht utløpskonsentrasjon og TAU mht både renseeffekt og utløpskonsentrasjon.

Tabell 3.2 Midlere renseresultater (med standardavvik) i 19 prøvedøgn ved Enga og TAU RA

	Antall prøver	SS ved Enga RA (1989-1990)	Antall prøver	SS ved TAU RA (1989)
Innløp, mg/l	38	114 ± 65	22	120 ± 72
Utløp, mg/l	38	58 ± 31	22	37 ± 17
Renseeffekt, %	38	43 ± 25	22	69 ± 19

Det fremgår at avløpsvannet var tynt ved begge renseanleggene. Av Figur 3.18 fremgår det at TAU RA ville klart primærrensekravet idet det kun var et prøvepunkt (av 22) som lå utenom kravlinjene. Enga ville ikke klart kravet ettersom det er 11 av 38 prøvepunkt som ligger over kravlinjen.



Figur 3.18 Renseresultater ved (a) Enga RA i Sandefjord, 1989-90 og (b) TAU RA i Tønsberg, 1989 da disse ble drevet som primærrenseanlegg i 1989-1990.

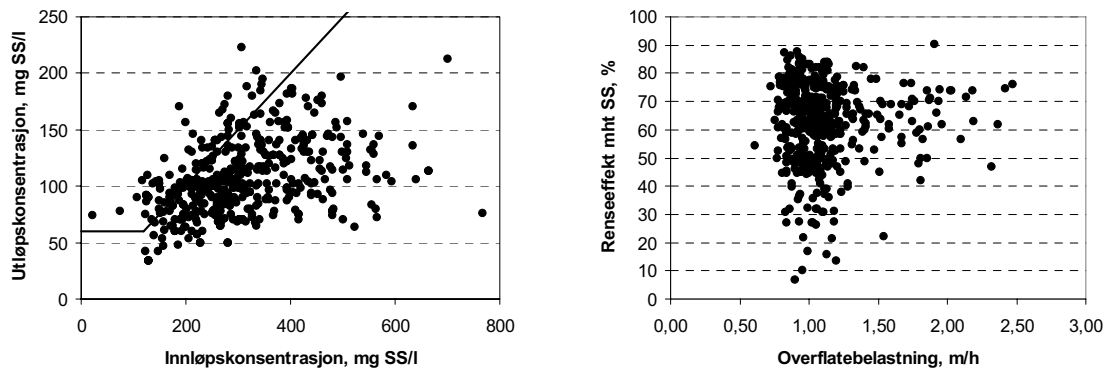
TAU RA oppfører seg mye likt Stjørdal RA ettersom utløpsverdien synes å være relativt lite avhengig av innløpsverdien, mens der er en klar sammenheng mellom innløp og utløp på Enga RA.

Midlere overflatebelastning over døgnet ved Enga RA varierte mye (fra 0,8 til 5,5 m/h) med et middel på ca 2 m/h, mens ved TAU RA lå overflatebelastningen i gjennomsnitt på 1,1 m/h (varierende i området 0,7 til 1,5 m/h). Man kan regne med at den maksimale overflatebelastningen på timebasis har vært minst to ganger høyere enn dette. Enga RA har altså vært høyt belastet i forhold til dimensjonerende overflatebelastninger mens TAU RA har ligget omlag på dimensjonerende belastning. Men heller ikke ved disse renseanleggene kan man finne noen signifikant korrelasjon mellom renseseffekt og overflatebelastning.

#### Gardermoen RA

Gardermoen RA er et tertiærrenseanlegg som har et primærsteg basert på sedimentering. Anlegget mottar avløpsvann fra Gardermoen RA og fra de omliggende kommuner. Avløpsvannet er derfor ganske konsentrert og med svært varierende sammensetning blant annet fordi det inneholder glykol fra avisingsvæske som brukes ved Gardermoen lufthavn. Primærsteget mottar også betydelige mengder slamvann

Det foreligger et stort antall data for SS inn og ut for perioden 1998 – 2001 og i Figur 3.19 er disse fremstilt.



Figur 3.19 Renseresultater fra primærsteget ved Gardermoen RA i perioden 1998-2001  
 (a) Renseresultatet i forhold til primærrensekravene for SS  
 (b) Renseeffekt mht SS som funksjon av midlere overflatebelastning i prøvedøgnene

Det fremgår av innløpsverdiene at vi her har å gjøre med et svært konsentrert avløpsvann og at det således i de aller fleste tilfeller ville være kravet til renseseffekt som ville bli det avgjørende for å nå primærrensekravet for dette avløpsvannet. Tar vi utgangspunkt i midlere verdier for innløps- og utløpskonsentrasjon på hhv  $318 \pm 135$  mg SS/l og  $111 \pm 46$  mg SS/l, ville dette gitt en midlere renseseffekt mht SS på 65 %. Vi ser imidlertid at det er et stort antall prøver (flere enn det som kan aksepteres ut fra kravet) som ikke klarer 50 % renseseffekt.

I Figur 3.19b er renseseffekt mht SS vist som funksjon av midlere overflatebelastning i de enkelte prøvedøgn. Overflatebelastningen på anlegget over disse prøvedøgnene var i gjennomsnitt 1,1 m/h, (med variasjonsområde 0,7 – 2,5 m/h). Hovedtyngden av de midlere overflatebelastningene ligger fra 0,8 – 1,3 m/h. Det er grunn til å regne med at overflatebelastningen ved maksimal timevannføring i prøvedøgnene (tilsvarende overflatebelastning ved  $Q_{dim}$ ) er 1,5 – 2 ganger høyere enn de midlere over døgnnet, slik at anlegget har vært belastet tilnærmet slik et korrekt dimensjonert primærrenseanlegg ville være det. Vi ser imidlertid at det ikke er noen signifikant korrelasjon mellom renseseffekt og overflatebelastning og at overflatebelastninger opp til 2,5 m/h ved midlere vannmengde ikke har vært noe problem.

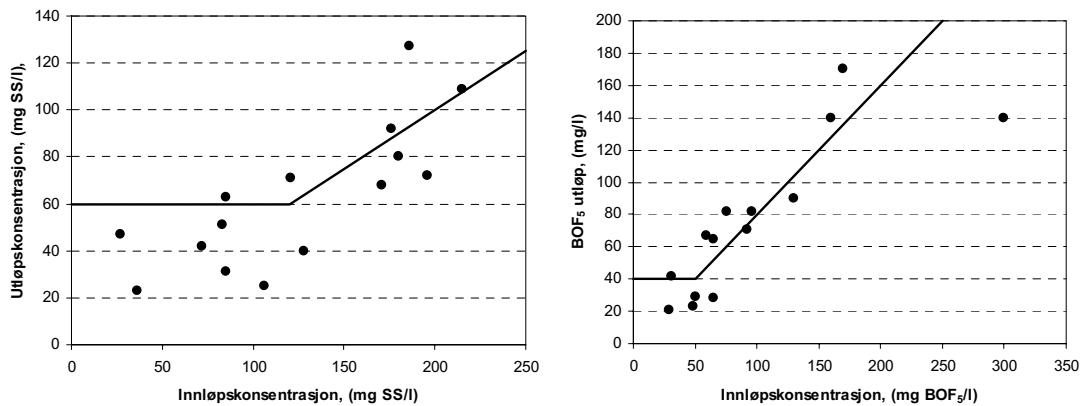
#### Høvringen RA m/lamellsedimentering

Vi har tidligere beskrevet Høvringen RA Trondheim (se Figur 3.16). Dette anlegget er i utgangspunktet prosjektert som et høybelastet primærfellingsanlegg, men har vært drevet en tid som primærrenseanlegg i påvente av en søknad om unntak fra sekundærrensekravet.

I Figur 3.20 er døgnprøveresultater fra høsten 2004 vist da anlegget ble drevet som primærrenseanlegg uten kjemikalietilsetning (Helness, 2004). Resultatene viser at primærrensekravet ikke oppfylles i 4 av 13 prøver, men vi ser at overskridelsene for 3 av de fire prøvene er svært små.

Det kan synes som om anlegget har større problemer med å klare BOF-kravet enn SS-kravet. Det kan ha å gjøre med at slamvann fra slambehandlingen (pateurisering, anaerob stabilisering og avvanning) påvirker innholdet av løst organisk stoff så mye at forholdet mellom løst og partikulært organisk stoff blir ufordelaktig for primærrensing.





Figur 3.20 Renseresultater ved Høvringen RA i Trondheim (anlegg med lamellsedimentering) høsten 2004 da anlegget ble drevet som primærrensaneanlegg

### Oppsummering av erfaringer fra norske primærrensaneanlegg basert på sedimentering

De foreløpige resultatene viser at primærrensekravene ikke nødvendigvis er enkle å klare selv i moderne sedimenteringsbasseng. Sammensetningen av avløpsvannet er av avgjørende betydning, mens overflatebelastningen er av mindre betydning så lenge variasjonene i vannmengde holder belastningen innenfor det anlegget er dimensjonert for.

Resultatene viser imidlertid at det kan bli nødvendig med tiltak for å bedre renseeffekten for å være sikker på å klare kravet. Det mest nærliggende tiltaket er å koagulere/flokkulere slampartiklene som skal separeres gjennom tilsetning av koagulant.

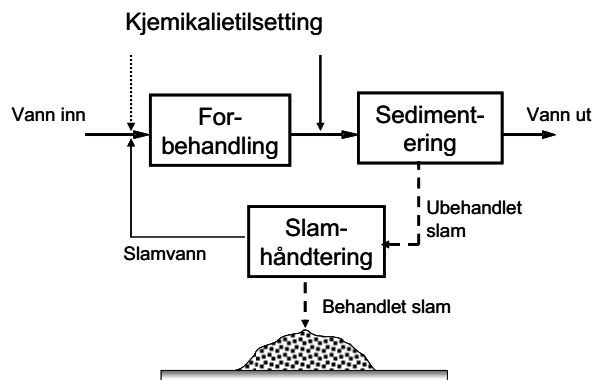
### 3.5 Tiltak for å forbedre renseeffekten ved primærrensaneanlegg basert på sedimentering – tilsetning av koagulant

Hovedårsaken til at primærrensaneanlegg basert på sedimentering eventuelt ikke klarer primærrensekravet når anlegget ellers er fornuftig dimensjonert og utformet, er at partikkelstørrelsesfordelingen er ugunstig, dvs at en for stor andel av slampartiklene er så små og lette at synkehastigheten blir for lav. Den tradisjonelle måten å bøte på dette innen renseteknikken er å tilsette en koagulant (og evt flokkulant) som bidrar til at små partikler løper sammen til større aggregater av små partikler (fnokker) som har høyere synkehastighet.

Denne teknologien utnyttes ved kjemiske rensaneanlegg i Norge. Da er hovedhensikten i tillegg å fjerne fosfor og det tilsatte fellingskjemikaliet er da gjerne et salt av aluminium eller jern (aluminiumsulfat, prepolymerisert aluminiumklorid, jernklorid etc). Ved primærrensing er det ikke behov for fosforfelling og man kan da velge en annen strategi enn den som må brukes ved kjemiske anlegg som vanligvis tar sikte på å klare sekundærrenningskravet. For eksempel kan det være aktuelt å benytte en polymer som koagulant/flokkulant, eventuelt en kombinasjon av polymer og metallsalt (Al/Fe).

#### 3.5.1 Definisjoner

Amerikanerne bruker begrepet “advanced primary treatment” eller “chemically enhanced primary treatment (CEPT)” om det vi her snakker om. Vi skal bruke begrepet ”primærrensing med kjemikalietilsetning”. Et anlegg for primærrensing med kjemikalietilsetning basert på sedimentering, vil vanligvis være oppbygget som vist i Figur 3.21.



Figur 3.21 Oppbygning av anlegg for primærrensing med kjemikalietylsetting basert på sedimentering

Forskjellen fra et tradisjonelt primærrensianlegg er altså tilsetningen av et kjemikalium (evt flere) som virker som en koagulant og flokkulant. Kjemikalietyl kan tilsettes på ulike steder: før forbehandlingen, i forbehandlingen (for eksempel etter rister men før sandfang) og etter forbehandlingen.

Forskjellen fra et tradisjonelt primærfellingsanlegg er at man ikke tar sikte på å fjerne fosfor og at man derfor prioriterer koagulering av partikler fremfor felling av fosfor når det gjelder kjemikalietylvalget. I tillegg benyttes vanligvis ikke separate flokkuleringstanker ettersom man søker å oppnå flokkulering ad kjemisk veg, dvs ved tilsetning av polymer.

### 3.5.2 Koagulanter og flokkulanter

De mindre partiklene i avløpsvann er negativt ladet. Dette innebærer at de er ”stabile”, dvs. at de pga frastøtningkrefter ikke løper sammen. For å få de ”ustabile” kan vi tilsette et kjemikalium med motsatt ladning (positiv). Den positive ladningen vil nøytralisere de negative ladningene på slampartiklene og de kan løpe sammen til aggregater (fnokker) med større synkehastighet enn enkeltpartiklene hadde. Dette kalles koagulering. En koagulant er altså et kjemikalium med positiv ladning.

I kjemiske rensianlegg hvor fosfor skal utfelles, benyttes salter av aluminium eller jern (vanligvis treverdige) som tilfører positive metallioner ( $Al^{3+}/Fe^{3+}$ ) til vannet. Dette fører til koagulering av partikler, men også til utfelling av metallfosfat og metallhydroksyd. Det utfelte produktet er et kompleks av metall ( $Al/Fe$ ) hydroksydfosfat adsorbent til partikler. Dette betyr at produksjonen av slam blir langt høyere (opp til dobbelt så høy) sammenlignet med en situasjon hvor tilsvarende mengde slampartikler hadde utgjort slamproduksjonen alene.

Ved primærrensing med kjemikalietylsetting er det ikke et mål å fjerne fosfor. Hovedmålet er å fjerne nok slampartikler til å klare primærrensikravet, men samtidig er det et mål å produsere så lite slam som mulig. Et alternativ til å benytte et metallsalt som koagulant, er å benytte en organisk polymer med positiv ladning (en kationisk polymer). Slike polymerer er industrielt fremstilt og består normalt av langkjedede organiske molekyler med positivt ladede grupper på en kjede av monomerer som utgjør polymeren. Det finnes tusenvis av organiske polymerer på markedet. Mange av dem er imidlertid bygget opp på samme måte. I Tabell 3.3 er det gitt en oversikt over de tre vanligst brukte typer av syntetisk fremstilte kationiske polymerer.

Tabell 3.3 De vanligste benyttede typer av organiske polymerer til avløpsrensing

Vanlig navn og (forkortelse)	Kjemisk struktur på monomer	Lading
Polyacrylamid (PAM)	$(C_3H_5NO)_n$	Nonionisk, anionisk og kationisk
Diallyldimethyl ammonium klorid (Poly-DADMAC)	$(C_8H_{16}N \cdot Cl)_n$	Kationisk
Epiklorohydrin-dimethylamine (Poly-amin)	$(C_5H_{12}ON \cdot Cl)_n$	Kationisk

Polyakrylamid er i utgangspunktet en nonionisk polymer, men kan modifiseres ved å henge på ladede grupper til å bli både anionisk og kationisk. De fleste polyakrylamider har høye molekylvekter og er altså langkjedede. De kan ha varierende ladningstetthet, fra svært lav til svært høy, avhengig av hva polymeren skal brukes til. Det er grunn til å tro at kationiske polyakrylamider med medium til høy ladning er mest hensiktsmessig ved primærrensing med kjemikalietilsetning.

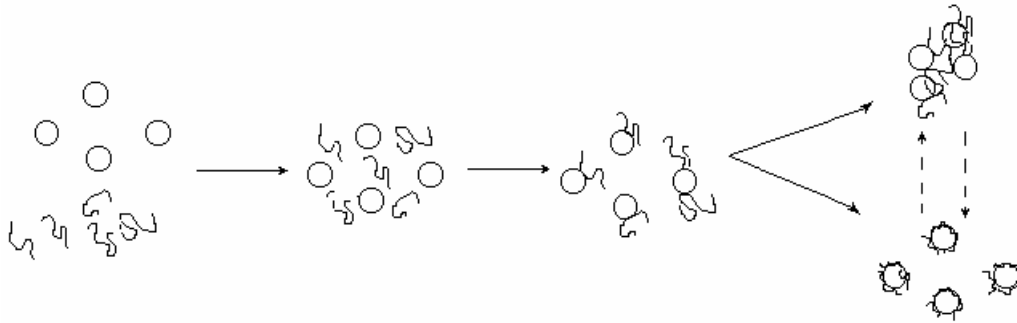
Poly-DADMAC er en kationisk polymergruppe med lav molekylvekt og svært høy ladningstetthet. Det er primært en koagulant som skaper stort sett mindre fnokker enn en polyakrylamid.

Polyamin er en kationisk polymergruppe som har lignende egenskaper som poly-DADMAC ved at den har høy ladningstetthet. Molekylvekten ligger vanligvis mellom den for poly-DADMAC og polyakrylamid.

Figur 3.22 viser hvordan en kationisk polymer virker. De langkjedede polymermolekylene (med positiv ladning) befinner seg i vannet sammen med de negativt ladede partiklene. De motsatte ladninger tiltrekkes hverandre og polymerkjeder henger seg på (adsorberes til) partikler og ladningsnøytraliserer partikkelen. Dersom det er en riktig balanse mellom mengde polymer tilsatt og mengde partikler i vannet, vil de ladningsnøytraliserte partiklene med polymerkjede hengende på, vikle seg inn i andre polymerkjeder og danne større aggregater. Blir det for mye polymer, kan partiklene få en overveiende positiv ladning og på nytt bli stabile. Da kan man eventuelt bringe dem sammen til aggregater ved å tilsette en anionisk polymer, som i så fall vil virke som en flokkulant, dvs et kjemikalium som aggregerer nøytraliserte partikler. Anioniske polymerer benyttes ofte som flokkulant i vanlige kjemiske anlegg der partiklene er destabiliserte av metallsalt.

Prosessforløpet ved koagulering/flokkulering med polymerer er ikke alltid lett å beskrive ettersom det er en rekke mekanismer som gjør seg gjeldende, som ladningsnøytralisering, omsvøpning, brobygging osv. Derfor kan man oppleve at man kan få partikler til å løpe sammen både med kationiske, anioniske og non-ioniske polymerer.

Ved bruk av de to siste polymertypene er det primært flokkulering gjennom brobygging som skjer mens det ved bruk av kationiske polymerer er destabiliseringsmekanismen som dominerer.



Figur 3.22 Skjematisk beskrivelse av aggregeringen av slampartikler ved tilsetning av kationisk polymer

Det kan derfor være nyttig å prøve ut flere typer av polymerer når disse skal brukes til primærrensing, men det er naturlig å ta utgangspunkt i en kationisk polymer.

Det finnes også kationiske biopolymerer som kan brukes, for eksempel kitosan som er laget ved polymerisasjon av kitin, som blant annet finnes i reke- og krabbeskall. Ulempen med kitosan er at denne polymeren vanligvis faller betydelig dyrere enn en syntetisk polymer. Polymerer er generelt relativt dyre og for å redusere forbruket av polymer, kan man også velge å kombinere en kationisk polymer med en lav dose av metallsalt (for eksempel jern). Forsøk (Melin et al, 2005) tyder på at man ved tilsetning av ca 5 mg Fe/l sammen med ca 1 mg polymer/l i et vann med ca 150 mg SS/l vil kunne gi minst like god eller bedre koagulering som tilsetning av over 5 mg polymer alene.

### 3.5.3 Valg av koagulant/flokkulant

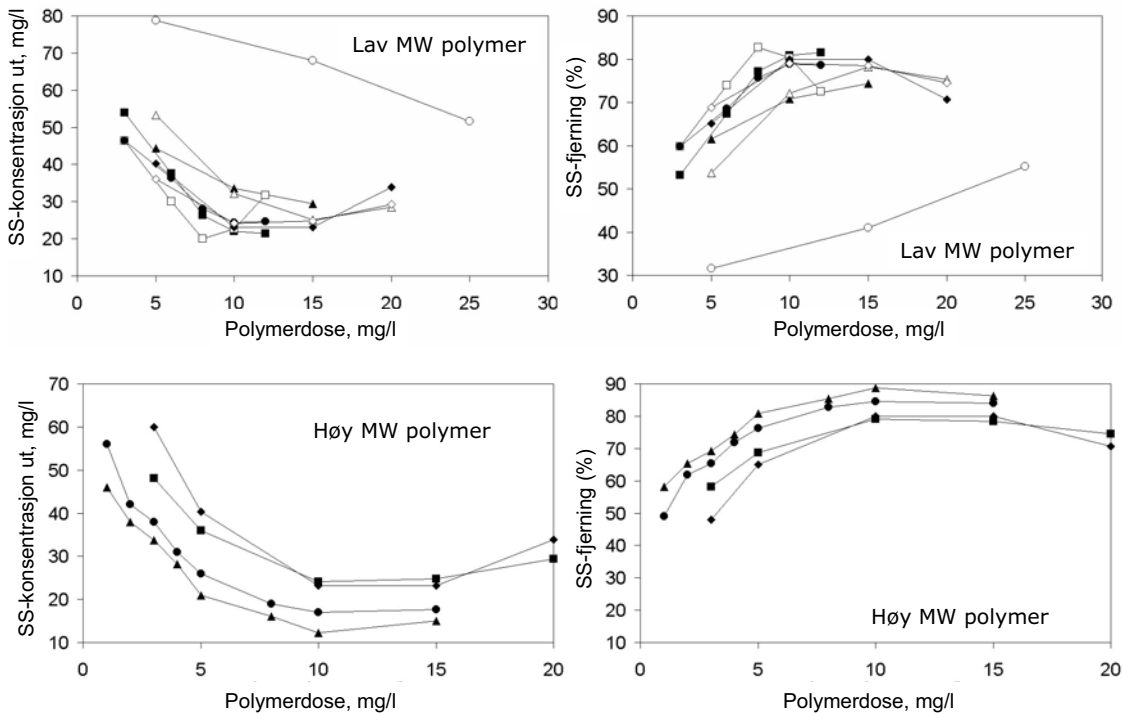
Når det gjelder valg av koagulant og/eller flokkulant er det mange forhold som det må tas hensyn til, for eksempel:

- Nødvendig doseringsmengde i forhold til koagulerings- og flokkuleringseffektiviteten
- Polymerens mulige påvirkning på miljøet i resipienten
- Slamproduksjon
- Totalkostnad som kjemikalietilsettingen innebærer

#### Nødvendig doseringsmengde

For å finne ut hvor stor doseringsmengde av polymer som er nødvendig, må man gjøre forsøk. Innledende forsøk kan mest hensiktsmessig skje i begerforsøk ("jar-test" forsøk). Når man har peilet seg noenlunde inn på riktig type polymer og doseringsmengde, bør man kjøre forsøk i full skala for å optimalisere doseringsmengde og doseringsstrategi ikke minst med tanke på å utprøve sedimenteringseffektiviteten av flokkene som man bare kan få et visuelt inntrykk av i en jar-test.

Figur 3.23 viser eksempler på resultater fra jar-test forsøk med polymertilsetning på avløpsvann fra Høvringen RA i Trondheim (Pilipenko, 2003) i en situasjon med relativt tynt vann (innløpskonsentrasjonen av SS var ca 110 mg SS/l). De ulike kurvene i figurene representerer ulike polymerer. Vi kan se at renseeffekt og restkonsentrasjon er sterkt avhengig av dosen. Den dosen som gir best effekt (renseeffekt > 70-80 %) ligger rundt 10 mg/l, men mer enn 50 % renseeffekt mht SS ble oppnådd med doser så lave som 1-2 mg/l. Vi ser at høymolekylære polymerer (polyakrylamider) ga best absolutt renseeffekt ved høye doser, men at forskjellen i forhold til lavmolekylære polymerer (polyDADMAC og polyamin) var liten ved lave doser.



Figur 3.23 Eksempel på resultater fra polymertilsetning i jar-test på vann fra Høvringen RA  
De ulike linjer representerer ulike polymerer (SS i råvann: ca 110 mg SS/l)

Dersom man velger å redusere polymerdosen ved å tilsette en lav metaldose, har forsøk vist (riktignok ved koagulering etter høybelastet biofilmreaktor og med flotasjon for separasjon) at man vil kunne oppnå god koagulering med en dosering på ca 35 mg Fe/gSS<sub>råvann</sub> kombinert med 5 mg kationisk polymer/mg SS<sub>råvann</sub> (Melin et al, 2005). For et avløpsvann med 150 mg SS/l i råvannet vil dette tilsvare doseringer på ca 5 mg Fe/l og 1 mg polymer/l.

#### Polymerens mulige påvirkning på miljøet i resipienten

Når man skal velge polymer, bør man også ta hensyn til at det etter koagulering/ flokkulering kan finnes rester av polymer i utslippsvannet som i så fall vil kunne påvirke miljøet i resipienten. Mulige effekter av polymerer på miljøet i resipienten vet man forholdsvis lite om, men det er ønskelig at innholdet av monomerer av polymeren er så lite som mulig i det vannet som slippes ut og at polymerrester som slippes ut er biologisk nedbrytbare.

Undersøkelser viser at polymerer knytter seg sterkt til partikler og at svært lave restkonsentrasjoner finnes i vannfasen når det er mye partikler i vannet slik tilfellet vil være ved primærrensing. Generelt er det slik at vannløselige organiske polymerer har den fordel at de gir lavere restkonsentrasjon og dette favoriserer bruk av poly-DADMAC. Denne polymeren er også lettere biologisk nedbrytbar enn for eksempel polyakrylamider.

#### Slamproduksjon

Fordelen med å benytte polymerer fremfor metallsalter ved primærrensing, er at det ikke felles ut slam. Koaguleringen bidrar kun til å separere slampartikler som allerede er i avløpsvannet. Bedret separasjon bidrar selvsagt til en mindre økning av slamproduksjonen (kg TS/d) men denne er ønsket. Polymeren bidrar også til at slamkonsentrasjonen i slammet øker slik at slamvolumproduksjonen ( $m^3_{\text{slam}}/d$ ) vanligvis vil minke.

Dersom man bruker metallsalt i tillegg til polymer, er det viktig at man begrenser seg til en lav dose metall salt. Så lenge man ligger under ca 5 mg Fe/l, vil ekstraproduksjonen av slam pga jerntilsetningen bli minimal.

#### Totalkostnad som kjemikalietilsetningen innebærer

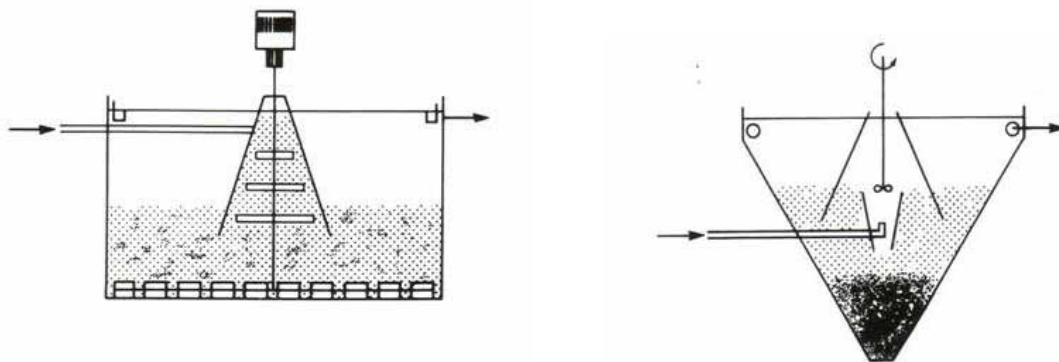
Polymerer er dyre (30-40 kr/kg) og polymertilsetning vil representere en betydelig ekstrakostnad i forhold til om polymer ikke ble tilsatt (ca 5-10 øre/m<sup>3</sup> bare i driftskostnader). Det trengs også utstyr for dosering av polymer slik at også investeringskostnaden vil øke.

Det fremgår imidlertid av erfaringene med primærrensing i Norge at enkelte anlegg vil måtte ty til kjemikalietilsetning for å klare primærrensekravet. Det at primærrensekravet er såpass beskjedent som det er, tilsier imidlertid at mange anlegg vil klare seg med å tilsette kjemikalier bare i perioder (når man ellers ikke ville klart kravet) og dette vil i så fall redusere den årlige driftskostnaden.

#### **3.5.4 Utforming av anlegg**

Som nevnt innledningsvis, kan koagulant(e) tilsettes på ulike steder i anlegget. Det er svært viktig at man får til en god innblanding av koagulant(e) og denne bør derfor tilsettes i et tilløpsrør eller i et punkt med god blanding. Det er fordel om man får en viss reaksjonstid (minst 1 min) før sedimenteringsbassenget. Det er også en fordel å legge til rette for en flokkuleringsone. Har man rist og luftet sandfang kan det være hensiktsmessig å tilsette koagulant(e) foran sandfanget som da vanligvis vil gi tilstrekkelig lang tid for flokkulering selv om blandingsforholdene ikke er optimale for flokkuleringen.

Selvsagt kan man sette inn tradisjonelle omrørte flokkuleringsbasseng (oppholdstid 10-15 min, helst oppdelt i minst to kammer), men dette er mindre vanlig i primærrensianlegg med kjemikalietilsetning pga de ekstra kostnader dette medfører. Et annet alternativ er å legge til rette for at flokkulering skal finne sted i sedimenteringsbassenget, slik det ofte gjøres i dype sedimenteringsbassenger med slamteppe, se prinsippskisser i Figur 3.24 som eksempler.



*Figur 3.24 Prinsipputforminger av sedimenteringsbassenger med integrert flokkulering i slamteppe*

Legger man først til rette for primærrensing med kjemikalietilsetning, er det ikke urimelig å benytte høybelastede sedimenteringsbassenger gjerne med lamellsedimentering, for eksempel slik sedimenteringsbassenget ved det nye rensianlegget ved Høvringen RA i Trondheim er bygget opp (se Figur 3.16). Man kan da oppnå en mer kompakt løsning med lavere investeringskostnad som kan oppveie den høyere driftkostnad som kjemikalietilsetningen innebærer.

### 3.6 Oppsummering vedrørende primærrensing ved sedimentering

Sedimenteringsanlegg kan baseres på to ulike prinsipper:

1. Anlegg basert på diskontinuerlig (satsvis) uttak av slam
2. Anlegg basert på kontinuerlig uttak av slam

I den første gruppen finner vi store slamavskillere som kan benyttes for små renseanlegg (<1.000 pe) og sedimenteringsanlegg med integrert slamlager som kan benyttes for anlegg opp til ca 5.000 pe. Anlegg basert på kontinuerlig uttak av slam er mest aktuelt for mellomstore og store anlegg (> 10.000 pe).

Slamavskillere med flat bunn bør kun brukes på små anlegg ettersom slamtømmingen i større flatbunnede anlegg blir svært vanskelig. Det er presentert forslag til utforminger som kan bidra til forenkling av tømmingen av store slamavskillere og også tiltak som kan settes inn for å forbedre renseseffekten ved store slamavskillere.

Sedimenteringsanlegg med integrert slamlager (type Imhoff-tank) blir svært dype dersom anleggsstørrelsen blir større enn ca 5.000 pe. For anlegg under denne størrelsen, bør denne utformingen vurderes. For større sedimenteringsanlegg vil lamellsedimentering bli langt mer kompakt enn tradisjonell sedimentering.

En rekke faktorer innvirker på renseseffekten i primærrensing basert på sedimentering, herunder sammensetningen av avløpsvannet, den hydrauliske belastningen (overflatebelastningen og til dels oppholdstiden). Inn- og utløpsarrangement, bassengets utforming og graden av forbehandling av vannet.

Det finnes få store eller mellomstore primærrensing anlegg basert på sedimentering i Norge i dag. Gjennom PRIMÆRRENS har man innsamlet erfaringer fra anlegg som senere er oppgradert til høygradig rensing samt fra primærrensetrinnet i høygradige renseanlegg og fra Høvringen RA som nå drives som primærrensing anlegg. Disse resultatene viser at primærrensekravene ikke nødvendigvis er enkle å klare selv i moderne sedimenteringsbasseng. Sammensetningen av avløpsvannet er av avgjørende betydning, mens overflatebelastningen er av mindre betydning så lenge variasjonene i vannmengde holder belastningen innenfor det anlegget er dimensjonert for.

Resultatene viser imidlertid at det kan bli nødvendig med tiltak for å bedre renseseffekten for å være sikker på å klare kravet. Det mest nærliggende tiltaket er å koagulere/flokkulere slampartiklene som skal separeres gjennom tilsetning av koagulant. Som koagulant kan både metallsalt (som i fellingsanlegg) og kationiske polymerer benyttes. Ettersom det ikke er noe mål å fjerne fosfor, bør man ta sikte på å bruke så lite koagulant som mulig for å minimalisere slamproduksjonen og holde driftskostnadene nede.

## 4 Siling

### 4.1 Definisjoner

Det er flytende overganger mellom siling og filtrering. I vannrenseteknikken tenker vi på siling som separering i et plan og kunne gjerne kalt dette planfiltrering - i motsetning til dybdefiltrering som skjer når vannet strømmer gjennom en seng av filtermateriale av en viss dybde. Begrepene siling og filtrering (i betydningen planfiltrering) brukes da også om en annen. I denne veiledningen skal vi bruke begrepet siling om separering som i all vesentlig grad foregår ved separering gjennom en separasjonsflate med ubetydelig dybde i forhold til sidekantene i separasjonsflaten.

Det finnes en rekke type siler og de benyttes til ulike formål. En sentral parameter for å karakterisere en sil, er dens lysåpning. Lysåpningen er her definert som spaltebredden i en spaltesil eller maskevidden i en duksil. Vi kan skille mellom grovrister, finrister, grovsiler, finsiler og mikrosiler avhengig av hvilken lysåpning vi snakker om i silflaten. I denne veiledningen benyttes følgende definisjoner:

- Grovrister – lysåpning  $\geq 10$  mm
- Finrister – lysåpning 10 mm - 2 mm
- Grovsiler – lysåpning 2 mm - 0,5 mm
- Finsiler – lysåpning 0,5 mm - 0,1 mm
- Mikrosiler – lysåpning  $< 0,1$  mm

Som vi skal se nedenfor er imidlertid silåpningen ikke den eneste parameter som har betydning for separasjonseffekten i en sil.

### 4.2 Utforming av siler

Det finnes en rekke utforminger av siler. Her skal noen av de mest benyttede prinsippene omtales. Oversikten tar ikke sikte på å være fullstendig.

#### 4.2.1 Stasjonære siler

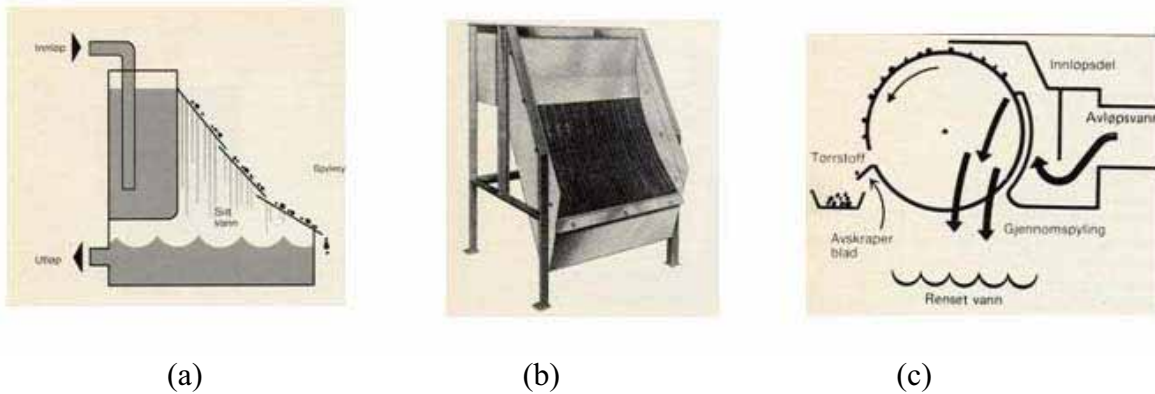
Vi skal her skille mellom stasjonære spaltesiler, stasjonære rørsiler, roterende trommelsiler, roterende skivesiler og roterende båndsiler.

##### Stasjonære spaltesiler

Stasjonære spaltesiler ligger typisk innenfor grovsildefinisjonen mht lysåpning. Figur 4.1a og b viser en type som består av skråstilte, stasjonære silflater med spalteformede silåpninger. Avløpsvannet tilføres et innløpskammer og fordeles over hele silens bredde. Herfra renner det nedover via en akselerasjonsflate slik at avløpsvannet tilføres med stor hastighet i plan med silflaten. Vannet nærmest silflaten bryter av og strømmer gjennom spaltene til et underliggende oppsamlingskammer, mens utskilte partikler blir igjen på silflaten. På grunn av silflatens helning, vil silen teoretisk sett fjerne partikler som er mindre enn lysåpningen..

Figur 4.1c viser en annen type stasjonær spaltesil (lysåpning 0,5-1 mm) der vannet ledes inn mot silflaten (utformet som en trommel) fra utsiden. Silflaten består av en kontinuerlig kileformet stav som er viklet i spiralform rundt trommelens periferi og sveiset til langsgående støttestaver montert parallelt til trommelens akse. Silflaten rengjøres kontinuerlig, ettersom vann som har passert silflaten utenfra også må passere gjennom silflaten innenfra og dermed spyles av avsatt materiale som ikke har blitt fjernet av avskraperbladet.

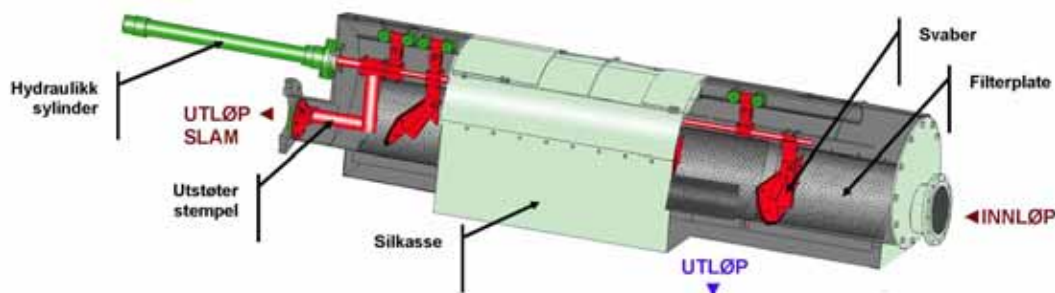




Figur 4.1 Eksempler på stasjonære spaltesiler

### Stasjonære rørsiler

Figur 4.2 viser en stasjonær rørsil. Enheten består av et hellende rør, der sektorer i nedre halvdel av røret er fjernet og erstattet med perforerte silplater. I den øvre halvdel er det montert inspeksjonsluker. Innvendig i røret er det flere mekaniske gummisvabere montert i serie på en stang, og hengslet med vogner i en overliggende skinne. Svaberne skyver det avsatte materiale medstrøms oppover langs silplatene mens vannet passerer disse. Ved utløpet av silen trykker et utstøtstempel silslammet ut gjennom slamrøret. Bevegelsen av svaberne og utstøtstempelen drives frem og tilbake ved hjelp av en hydraulisk sylinder

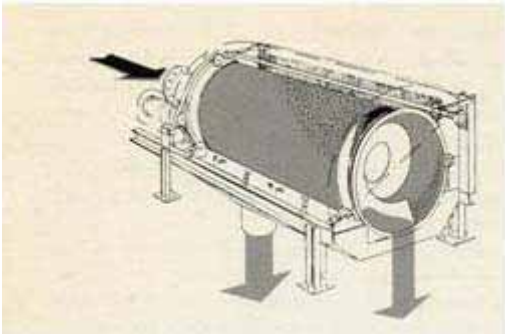


Figur 4.2 Stasjonær rørsil

De stasjonære silene har lysåpninger som ligger i grovsilområdet. Erfaringene med stasjonære siler tilsier da også at man ikke vil klare primærrensing i normalt avløpsvann med stasjonære siler. Disse siltypene benyttes derfor primært som forbehandling i primærrensing

### 4.2.2 Roterende trommelsiler

Roterende trommelsiler består av en horisontalt liggende, roterende trommel hvor trommelperiferien består av perforerte plater eller silduk. Et eksempel på en grovsil innenfor denne kategorien er vist i Figur 4.3.



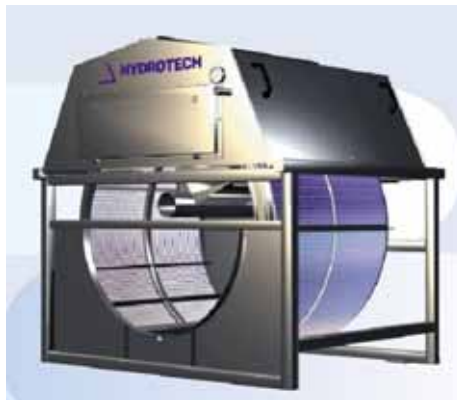
Figur 4.3 Eksempel på grovsil av typen roterende trommelsil

Avløpsvannet ledes inn i trommelen og strømmer ut gjennom silflaten (lysåpning 1-1,5 mm). Silflaten består av en perforert plate og det avsatte silgodset transporteres ut av siltrommelen ved hjelp av en skrue inne i siltrommelen.

Det finnes også trommelsiler på markedet som er oppbygget på samme måten og arbeider etter samme prinsippet som nevnt over, men hvor silflaten er en silduk (lysåpning 0,2 – 1 mm) (Figur 4.4a). I en tredje siltype er trommelen delt opp i seksjoner og silduk er lagt over periferiflaten i hver seksjon (se Figur 4.4b). Disse silene leveres også med lysåpninger i finsilområdet.



(a)

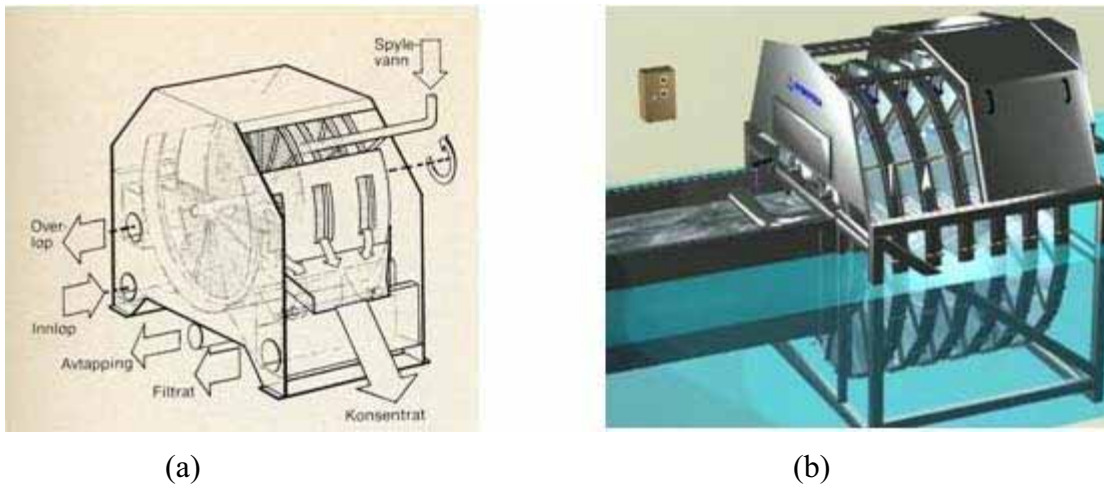


(b)

Figur 4.4 Eksempler på finsiler av typen roterende trommelsil

#### 4.2.3 Roterende skivesiler

Roterende skivesiler består av et antall roterende, sirkulære rammer som det er spent silduk over. Det finnes flere forskjellige utforminger. I én, som bl.a. er benyttet ved flere rensanlegg i Norge (se Figur 4.5a) er skivene festet på en horisontal aksel gjennom sentrum og innebygd i et silkammer av stål. Vannet som skal renses føres inn mellom de vertikaltstilte skivene. To og to silflater danner en kanal hvor sideveggene består av silflaten som vannet strømmer gjennom. Silslammet holdes tilbake i kanalen og det bygges opp en stadig høyere slamkonsentrasjon her. Pga strømretningen på det tilførte avløpsvannet og silskivenes rotasjonsretning, føres silslammet opp mot en utløpsåpning på motsatt side av innløpsåpningen, hvor det presses over en overløpskant og faller ned i en container. Denne type sil benytter oftest en silduk med maskeåpning på 0,2 - 0,5 mm og faller derfor inn under finsildefinisjonen.

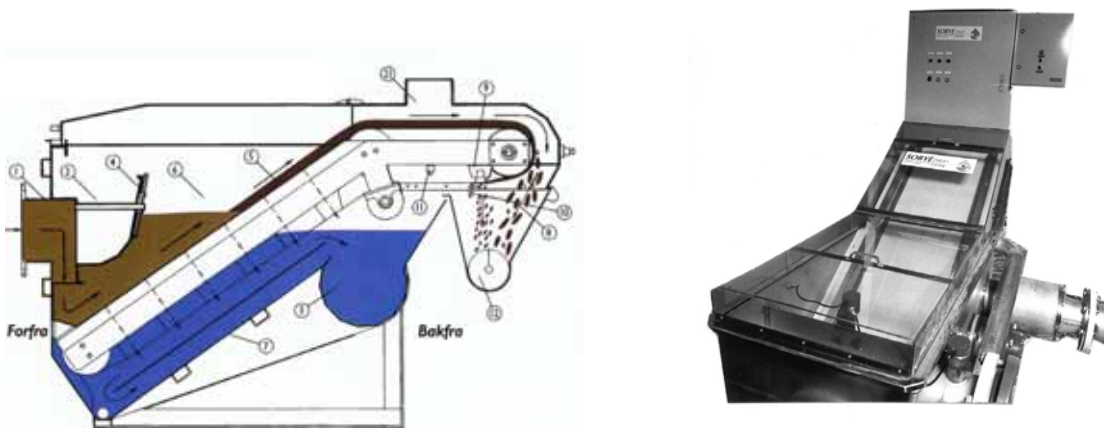


Figur 4.5 Eksempler på finsiler av typen skivesiler

I en annen skivesil (a) (b) Figur 4.5b), som leveres med lysåpning 10-1000  $\mu\text{m}$ , er silduken spent over det sirkulære arealet på begge sider av rammen som utgjør skiven og vannet bringes sentralt inn i rommet i skiven som utgjøres av de to silflatene. Vannet strømmer gjennom sileflaten fra innsiden og ut, og silgodset avsettes på innsiden. Silslammet spyles av med fastmonterte dyser for høytrykkspyling fra utsiden og inn.

#### 4.2.4 Roterende båndsil

Roterende båndsil (se Figur 4.6a og b) skiller seg fra de roterende trommelsilene ved at silflaten utgjør et uendelig bånd som beveger seg (roterer) rundt en ramme. Silflaten er delvis neddykket i vannet og partikler separeres fra vannet ved at dette passerer silflaten mens silslammet blir liggende igjen på silflaten. Silduken kan være spunnet av en tråd av rustfritt stål eller vanligst av et plastmaterial, og den kan ha en lysåpning i området 0,2 – 0,8 mm. Silslammet som legger seg på silflaten og blir med denne oppover skråplanet, vil virke som et påleggsfilter og delvis avvannes på sin veg opp mot topp-punktet av silen der det separeres fra silduken ved at det børstes eller blåses av.



Figur 4.6 Eksempler på finsiler av typen roterende båndsil

Silslammet faller ned i en avvanningsenhet (skrueavvanner) hvor det avvannes før det faller ned i en container. Silflaten reingjøres med kaldt eller varmt høytrykkesvann fra innsiden av silduken og ut eller den blåses ren for slam ved hjelp av bare trykkluft.

### 4.3 Faktorer som har innvirkning på renseresultatet i silanlegg

Erfaringene i PRIMÆRRENS har vist at renseresultatet i silanlegg er avhengig av en rekke faktorer. De viktigste er:

- Sammensetningen av avløpsvannet
- Silflatens lysåpning (maskevidde)
- Tilrettelegging for dannelse av "filtermatte"
- Graden av forbehandling av vannet
- Graden av mekanisk påvirkning på separerte slampartikler på silflaten
- Silens dimensjonering, konstruksjon og driftsmåte

Vi skal diskutere disse forholdene nærmere etter å ha analysert erfaringene som er innsamlet gjennom PRIMÆRRENS (se senere) men for at leseren skal ha best utbytte av denne gjennomgangen, skal vi kort diskutere betydningen av disse forholdene.

#### 4.3.1 Sammensetningen av avløpsvannet

Partikkelstørrelsesfordelingen i avløpsvannet som skal renses er av svært avgjørende betydning for muligheten til å klare primærrensekravet. Erfaringsmessig vil denne variere mye, både fra sted til sted, fra et tidspunkt til et annet over året og fra ett tidspunkt til et annet over døgnet. F.eks. vil avløpsnettets lengde og beskaffenhet, tilførsel av industriavløp og anleggets størrelse kunne forventes å ha stor innflytelse og det er ikke gitt hvordan innflytelsen er, i retning av forskyvning mot større eller mindre partikler.

Primærrensekravet omhandler både suspendert stoff og organisk stoff. Selv om kravet til  $BOF_5$  – fjerning (20 % reduksjon eller 40 mg/l) kan synes lavt, vil dette kunne bli vanskelig å klare dersom tilførselen av løst organisk stoff, f.eks fra næringsmiddelindustri eller slamvann er høy.

Erfaringer fra PRIMÆRRENS viser at dersom mindre enn 20 % av SS i råavløpsvannet består av partikler større enn 350  $\mu\text{m}$  og forholdet mellom løst KOF og total KOF (evt løst  $BOF_5$  og total  $BOF_5$ ) er  $> 0,4$ , vil det bli svært vanskelig å klare primærrensekravet i finsilanlegg.

#### 4.3.2 Silflatens lysåpning (maskevidde)

Selv om maskevidden på silflaten ikke er den eneste faktor som påvirker muligheten til å klare renskravet, så er den utvilsomt en viktig parameter. De erfaringene som foreligger, tyder på at silåpningen/maskevidden bør være  $< 0,5$  mm (dvs i finsil-området) for at man skal kunne klare primærrensekravet under normale forhold. Dette er imidlertid ikke en tilstrekkelig betingelse. Erfaringene fra PRIMÆRRENS kan tyde på at de øvrige faktorene vedrørende silens konstruksjon og driftsmåte også kan ha stor betydning.

I avsnitt 2.4.1 ble det vist en prosedyre som man kan følge for å fastslå hvordan partikkelstørrelsen i avløpsvannet er. Ved å gjennomføre analyser av partikkelstørrelsesfordelingen i avløpsvannet etter denne prosedyren kan man finne ut hvilken separasjonseffekt en silflate uten filtermatte kan forventes å gi på det aktuelle vannet.

#### 4.3.3 Tilrettelegging for dannelse av "filtermatte" på silflaten

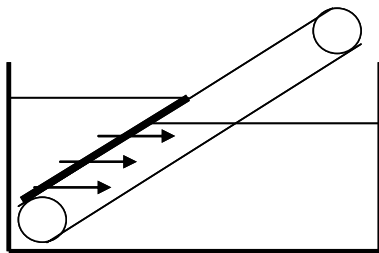
Erfaringene fra PRIMÆRRENS viser at renseseffekten i silanlegg vil være svært avhengig av i hvilken grad det er lagt til rette for at det dannes en "filtermatte" på silflaten. En slik filtermatte vil virke som et "påleggsfilter" av slam som vil separere slampartikler av en

størrelse som ellers (i en ren silflate) ikke ville bli separert. Om en filtermatte lar seg bygge opp er i høy grad avhengig av silens oppbygning og driftsmåte.

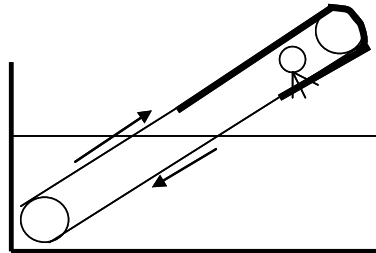
Bevegelse av silflaten i forhold til vannet (eller vannet i forhold til silflaten) har betydning for en eventuell etablering av filtermatte. På en stasjonær silflate som ikke rengjøres vil det fort etableres en filtermatte, dersom lysåpningen er liten nok, men kapasiteten vil etter hvert synke mot null (silen går tett). Ulike sil-leverandører har løst dette på ulike måter. I noen siler sørges det for kontinuerlig borttransport av avsatt materiale. Dette er tilfelle for de fleste grovsilene. Renseeffekten vil da i all vesentlig grad kun være avhengig av lysåpningen i silflaten. Kun partikler større enn lysåpningen fjernes. Andre sil-leverandører har bevisst lagt til rette for at avsatt materiale skal beholdes på silflaten en viss tid, nettopp for at en filtermatte skal kunne etablere seg.

For eksempel kan man i roterende båndsilere oppnå dette gjennom periodevis lav hastighet på silduken eller ved å stoppe silduken helt i en tidsperiode, bestemt av falltapet over silen. Når dette overstiger en viss verdi, settes silbåndet igjen i bevegelse og blir vasket rent. Falltapet synker da raskt og etter slamavdrag kan silbåndet stoppes igjen og en ny syklus startes. Dette er illustrert i Figur 4.7.

Silsyklus pågår - silbåndet står stille eller roterer langsomt. Filtermatte avsettes og falltapet øker



Silbåndet starter ved gitt falltap. Filtermatten trekkes ut av vannet og spyles av båndet. Falltapet synker og ny syklus startes



Figur 4.7 Illustrasjon av hvordan filtermatte kan etableres ved drift av båndsilanlegg

Figur 4.8 viser etablering av filtermatte på Breivika RA i Tromsø. Bilde (a) viser silflaten stasjonær i starten av syklus. Etter en tid øker falltapet over silen til det nivå som avsetningene på bassengveggen antyder. Da starter silbåndet og filtermatten blåses av med trykkluft. Bilde (b) viser silflaten like etter at den er satt i bevegelse. Vi ser tydelig skillet der filtermatten slutter og rengjort silflate begynner.

I tillegg til silens virkemåte vil silens konstruksjon ha betydning. Det er sannsynlig at en silflate som står på skrå i forhold til gjennomstrømningsretningen (som i roterende båndsilere) vil gi bedre anledning til dannelse av filtermatte enn en silflate som står vinkelrett på gjennomstrømningsretningen. Det er viktig å være klar over at økt filtermattedannelse gir lavere kapasitet slik at ønsket om høyere renseseffekt vil kreve redusert filterhastighet og dermed redusert hydraulisk kapasitet på silen.





Figur 4.8 Eksempel på dannelse av filtermatte (Breivika RA, Tromsø)

#### 4.3.4 Graden av forbehandling av vannet

Man kan tenke seg at forbehandlingen kan påvirke rensesresultatet ved finsiling på to måter:

1. Gjennom fjerning av større partikler (f.eks. gjennom grovsiling) kan muligheten til dannelse av en filtermatte på silflaten reduseres slik at rensesresultatet vil kunne forverres.
2. Gjennom koagulering (tilsetning av koagulant) kan man få flokkulering av små partikler til større – som lar seg separere ved siling slik at rensesresultatet vil kunne forbedres.

Dersom man ønsker å legge til rette for dannelse av filtermatte, bør regelen være at man kun fjerner større partikler som vil kunne skape driftsproblemer (slitasje etc) i finsilanlegget og unngå fremmedlegemer i slammet, dvs at man benytter finsrist (3-4 mm lysåpning) og sand-/fettfang. Dersom hovedprosessen er forutsatt å bestå av et finsilanlegg, kan det stilles spørsmålsteget ved om grovsilanlegg er en hensiktsmessig forbehandling.

Dersom partikkelstørrelsesfordelingen i avløpsvannet er slik at en finsil (med gitt lysåpning) ikke vil kunne klare primærrensekravet, bør man undersøke muligheten av om tilsetning av en koagulant vil hjelpe. En koagulant vil både kunne øke partikkelstørrelsen og bidra til dannelse av filtermatte. Imidlertid er dette et tveegget sverd ettersom feil bruk av polymer (feil polymer eller for stor dose) kan føre til for rask falltapsøkning med det resultat at silanleggets hydrauliske kapasitet blir redusert.

#### 4.3.5 Graden av mekanisk påvirkning på separerte slampartikler på silflaten

Skånsom behandling av separert masse påvirker graden av knusing av partikler, tetting og renhold av silflaten samt partikkeltap gjennom siloverflaten. Dersom partiklene blir for små vil de lettere gå gjennom silduken eller tette den. Dette vil altså både påvirke renseeffekt og kapasitet. Det er altså svært viktig at silen gis en utforming som i så liten grad som mulig knuser partikler som en følge av mekanisk slitasje.

#### 4.3.6 Silens dimensjonering, konstruksjon og driftsmåte

Dimensjoneringen av silanlegget samt silens konstruksjon og driftsmåte innvirker på i hvilken grad det vil dannes et påleggsfilter på silflaten. Dette er avhengig av slike faktorer som:

- Silflatens lysåpning (maskevidde)
- Hydraulisk belastning/filterhastighet ( $\text{m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$ )
- Silflatens posisjon i forhold til det tilførte vannet
- Silflatens bevegelse i forhold til vannet

I avsnitt 4.4 er det vist en prosedyre for utprøving av med tanke på finsiling der man får utprøvd hvilken innflytelse av en filtermatte kan forventes å ha på rensesresultatet.

#### 4.4 Forundersøkelser med tanke på utforming, dimensjonering og drift av finsilanlegg.

Vi har sett foran at det er rekke faktorer som har innvirkning på rensresultatet ved finsiling. Det anbefales derfor at man gjør forundersøkelser for å kartlegge:

- om det er sannsynlig at man klarer primærrensekravet med de aktuelle avløpsvannet,
- hvilken silåpning som må til for å klare kravet,
- hvilken driftsmåte (med eller uten etablering av filtermatte) som kreves for å klare kravet,
- hvilken silingshastighet man må dimensjonere for, dersom kravet skal nås.

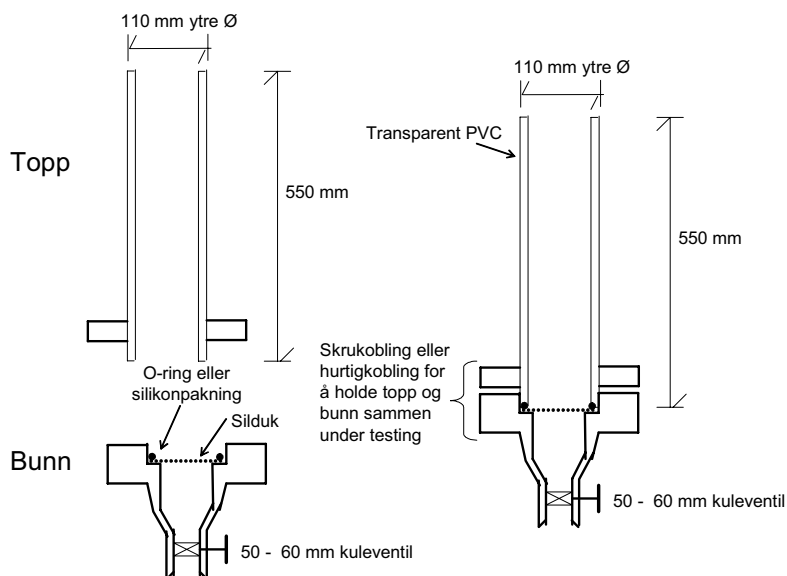
Aquateam AS har utviklet en testprosedyre i benkeskala for båndsilanlegg. Denne ble benyttet i PRIMÆRRENS og viste seg å kunne gi mye informasjon med hensyn på de spørsmål som er stilt over. Vi skal i det følgende kort beskrive denne testprosedyren samt se på de erfaringer som bruk av denne metoden ga i PRIMÆRRENS.

##### 4.4.1 Beskrivelse av testprosedyren

Aquateam AS har utviklet den prosedyren og det testutstyr i liten skala som er brukt for karakterisering og testing av avløpsvann med tanke på finsiling (Rusten og Lundar, 2004).

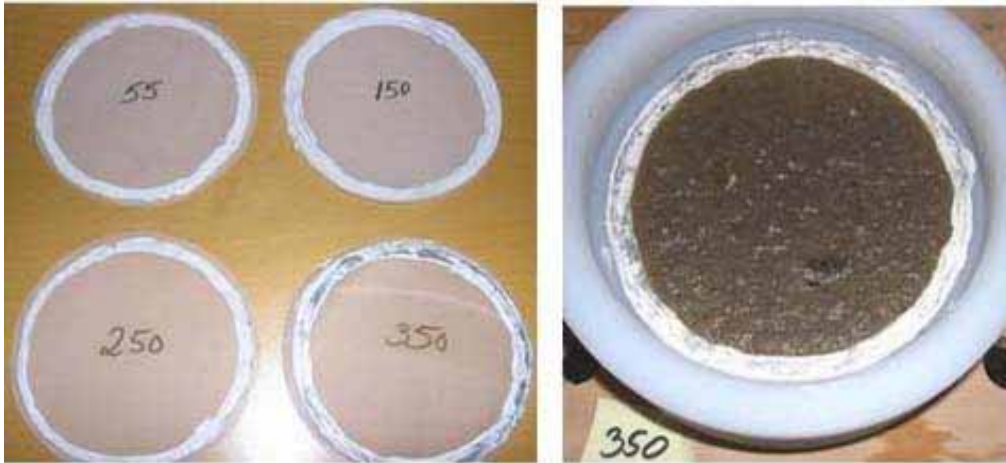
##### Forsøksutrustning

En prinsippskisse av utstyret er vist i Figur 4.9.



Figur 4.9 Skisse av apparatur for karakterisering og testing av avløpsvann med tanke på finsiling

Eksempler på testede silduker er vist i Figur 4.10 og bilder fra forsøkskjøring er vist i figur Figur 4.11.



Figur 4.10 (a) Bilder av noen av sildukene brukt i forsøkene. Tallene angir lysåpning i  $\mu\text{m}$   
 (b) Eksempel på en filtermatte etablert på en silduk med 350  $\mu\text{m}$  lysåpning



Figur 4.11 Bilder som viser oppfylling av testapparatet med avløpsvann

Man velger de sildukene man vil kjøre testene med. Det kan være silduker av den type som er beskrevet i kapittel 2 eller aller helst den samme silduk som benyttes i den eller de siler som er aktuelle for det anlegget man vurderer. To forskjellige testprosedyrer ble utprøvet i PRIMÆRRENS, kalt henholdsvis ”stikkprøvetesten” og ”blandprøvetesten”. Blandprøvetesten viste seg å være meget arbeidskrevende og det viste seg også at den ikke ga noe særlig tilleggsinformasjon i forhold til ”stikkprøvetesten” og derfor beskrives bare denne her.

#### Testprosedyre

Nok avløpsvann til å kjøre tester med alle de aktuelle sildukene samles i en tank med et totalt volum på minst 120 l. Hver gang det tas prøver ut av denne tanken, enten for analyse eller for å helle opp i testapparatet, skal det foretas en kraftig omrøring for å være sikker på at partikulært materiale er homogent fordelt i hele volumet.



Hver test startes med en ren silduk. Det tas prøve av den første literen med avløpsvann som går gjennom silduken. Deretter helles det på mer avløpsvann, slik at man etter hvert får dannet en filtermatte på silduken. Testing med filtermatte skal simulere det som forventes å skje i et fullskala anlegg når en finsil driftes med stort trykktap over silduken og med en lav hydraulisk belastning.

PVC-røret på testapparatet merkes henholdsvis 200 mm og 300 mm over overflaten på silduken. Etter at den første literen har gått gjennom silduken, lukkes bunnventilen og mer avløpsvann tilføres. Deretter åpnes ventilen delvis, slik at vannivået i PVC-røret får synke med en hastighet på ca. 3-4 cm/s. Når en filtermatte er utviklet, kan ventilen åpnes helt. Silt avløpsvann blir samlet i en prøveflaske mens vannstanden synker fra 300 mm merket til 200 mm merket. Samtidig registreres tiden det tar for vannstanden å synke fra 300 mm til 200 mm. Denne prosedyren bør gjentas en eller flere ganger, med gradvis tykkere filtermatte på silduken.

Alle vannprøvene analyseres med hensyn på total KOF (TKOF) og suspendert stoff (SS). I tillegg bør prøvene analyseres med hensyn på filtrert KOF (FKOF). Analysene utføres umiddelbart etter prøvetaking. KOF kan måles på stedet med kolorimetri (for eksempel Dr. Lange analyseinstrument). Glassfiberfiltre, type Whatman GF/C, brukes til all filtrering og til måling av SS.

Det ble gjort en rekke utprøvinger av testprosedyren i PRIMÆRRENS (Rusten og Lundar, 2004 a og b) først på en del anlegg i Osloområdet (Gardermoen RA, Nordre Follo RA og TAU RA) og i Namsos-regionen (Bangsund RA, Guldholtstranda RA og Tiendeholmen RA) og endelig ble testprosedyren brukt for å analysere de 8 anlegg (i Tromsø-regionen, Bergens-regionen og Stavanger-regionen) som var med i full skala langtidsforsøk under PRIMÆRRENS. Resultatene fra de siste blir kommentert under pkt 4.5.

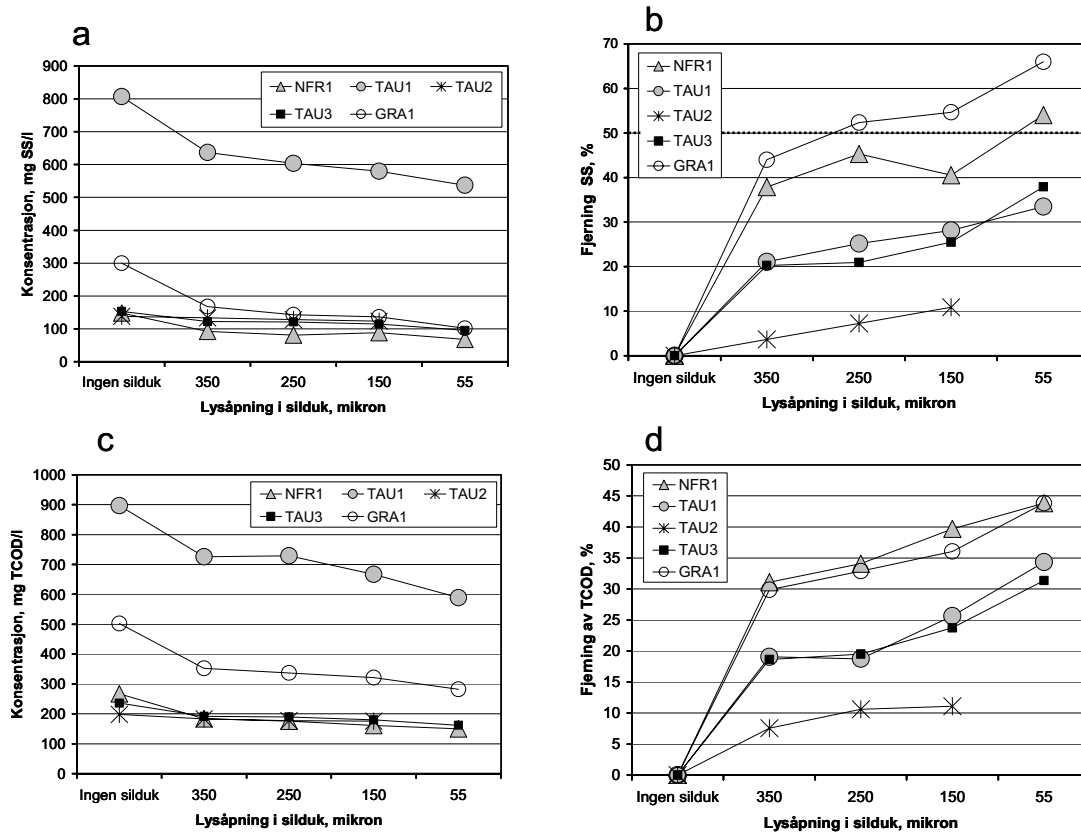
Her skal vi se nærmere på enkelte av de faktorene som har innflytelse på rensresultatet med utgangspunkt i de først nevnte utprøvingene.

#### **4.4.2 Innflytelse av lysåpning i sildukåpning uten filtermatte på silflaten**

For den første literen med avløpsvann som går gjennom en renvasket silduk i testapparatet, vil det være ingen eller kun en ubetydelig filtermatte på silduken. Dermed vil bare partikler som er større enn lysåpningen i silduken bli fjernet, og analyser av disse prøvene skulle derfor gi en indikasjon på partikkelstørrelsesfordelingen i avløpsvannet.

Figur 4.12 viser henholdsvis SS konsentrasjon (a) og prosentvis fjerning av SS (b), ved bruk av silduker med lysåpninger på henholdsvis 350, 250, 150 og 55  $\mu\text{m}$  (mikron). "Ingen silduk" gjelder for innkommende avløpsvann (etter grovriv) til rensanleggene. Det var store forskjeller mellom de forskjellige satsene av avløpsvann, både med hensyn på konsentrasjoner og partikkelstørrelsesfordeling.

Generelt sett var de fleste partiklene enten mindre enn 55  $\mu\text{m}$  eller større enn 350  $\mu\text{m}$ . Unntaket var den satsen med relativt tynt avløpsvann som er kalt TAU 2, hvor mindre enn 4 % av partiklene var større enn 350  $\mu\text{m}$ . Konsentrasjonskurvene for SS var overraskende flate i området fra 350  $\mu\text{m}$  til 55  $\mu\text{m}$  lysåpning, og andelen av partikler i dette området var fra 12 % til 22 %, med en middelvei på 17 %.



Figur 4.12 SS- (a) og KOF (c)-konsentrasjoner for ubehandlet avløpsvann og fjerning av SS (b) og KOF (d) etter passering gjennom silduker med angitt lysåpning. Målt med rene silduker, uten filtermatte på avløpsvann fra 3 rensesanlegg i Oslo-området

For de testede vanttypene viser dette at det er begrenset hvor mye renseseffekten kan økes ved å velge en silduk med en mindre lysåpning. Bare dersom avløpsvannet har en stor andel partikler som er større enn 350  $\mu\text{m}$ , vil det være mulig å oppnå over 50 % fjerning av SS ved bruk av silduk uten filtermatte. Med en 250  $\mu\text{m}$  silduk var det kun én sats (GRA 1) som oppnådde mer enn 50 % fjerning av SS. Selv med en silduk på 55  $\mu\text{m}$  var avløpsvannet fra TAU (TAU 1 og TAU 3) ikke i nærheten av å klare 50 % fjerning av SS. Renseseffekten for SS økte bare fra ca. 20 % med 350  $\mu\text{m}$ , til ca. 35 % med 55  $\mu\text{m}$  duk.

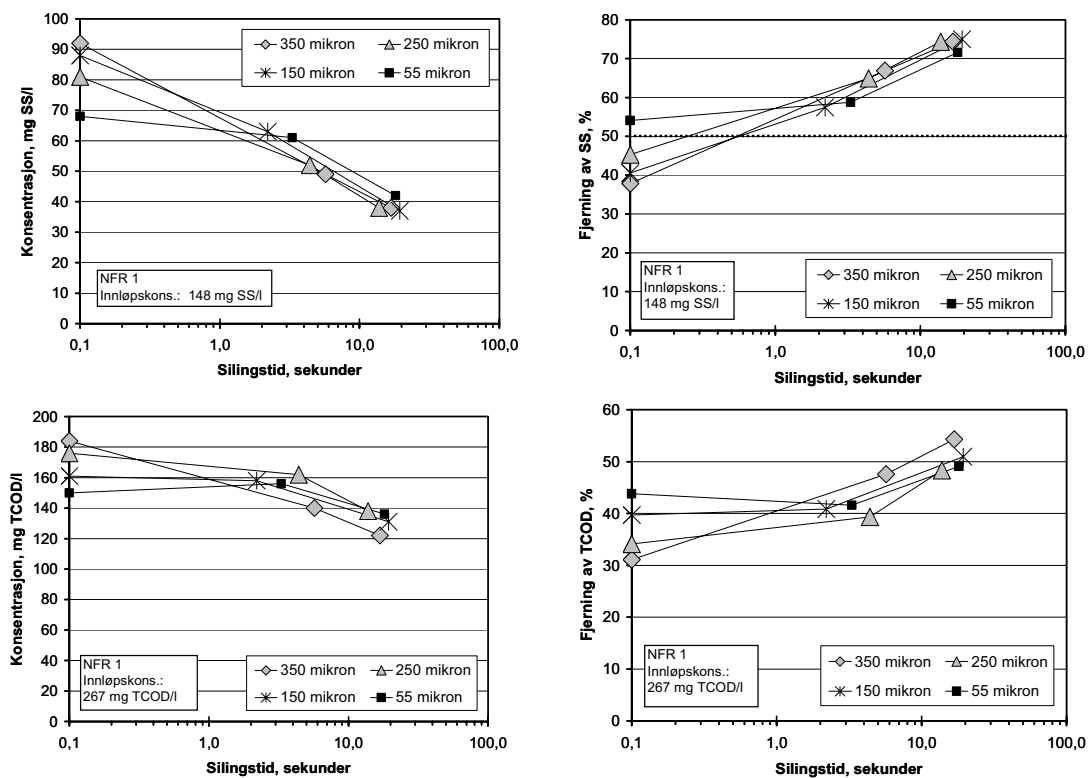
Den store betydningen avløpsvannets sammensetning har for renseseffekten kan illustreres ved at fjerningen av SS varierte fra 7 % til 52 % ved bruk av en og samme silduk på 250  $\mu\text{m}$ .

Figur 4.12c og d viser tilsvarende kurver for KOF (COD). Av praktiske grunner benyttes KOF analysen i stedet for  $\text{BOF}_5$ -analysen i denne testprosedyren. Kravet om 20 %  $\text{BOF}_5$ -reduksjon tilsvarer om lag 25 % KOF-reduksjon. Som det fremgår av Figur 4.12 var det lettere å oppnå 25 % fjerning av KOF enn 50 % fjerning av SS. To av avløpsvannssatsene (NFR 1 og GRA 1) oppnådde 30 % fjerning av KOF med 350  $\mu\text{m}$  silduk. Begge disse satsene hadde et lavt FKOF/TKOF-forhold på 0,24.

#### 4.4.3 Innflytelse av filtermatte på silduken

I det følgende skal vi bruke resultatene fra benkeforsøkene fra Nordre Follo RA for å illustrere den innflytelse dannelse av filtermatte kan ha på rensesresultatet.

For satsen med avløpsvann fra Nordre Follo RA (NFR 1), er konsentrasjoner og renseeffekter for SS og KOF vist som en funksjon av silingstid i Figur 4.13. Silingstiden er den tiden det tok for vannivået i testapparatet å synke fra 300 mm merket til 200 mm merket. Når partikler har blitt avsatt på silduken og dannet en filtermatte, vil denne filtermatten redusere vannstrømmen gjennom silduken. Jo tykkere og tettere denne filtermatten blir, jo lengre tid vil det ta for vannivået å synke fra 300 mm til 200 mm merket. Silingstiden blir dermed et mål for graden av dannelse av filtermatte.



Figur 4.13 SS (a) og KOF (c) og fjerning av SS (b) og KOF (d) som funksjon av silingstid for ubehandlet avløpsvann (sats fra Nordre Follo RA)

For prøvene tatt med rene silduker (plottet i figurene som 0,1 sekunder silingstid) viste silen med minst lysåpning (55  $\mu\text{m}$ ) som ventet de laveste konsentrasjonene og høyeste renseeffektene. Med filtermatte økte imidlertid renseeffekten med økende silingstid og var helt uavhengig av sildukens lysåpning. Ved en såpass kort silingstid som 2 sekunder ble det oppnådd mer enn 50 % SS-reduksjon med alle sildukene. En gjennomsnittlig renseeffekt på ca. 65 % for SS ble oppnådd ved 5 sekunders silingstid. Denne økte til ca. 75 % renseeffekt ved 20 sekunders silingstid.

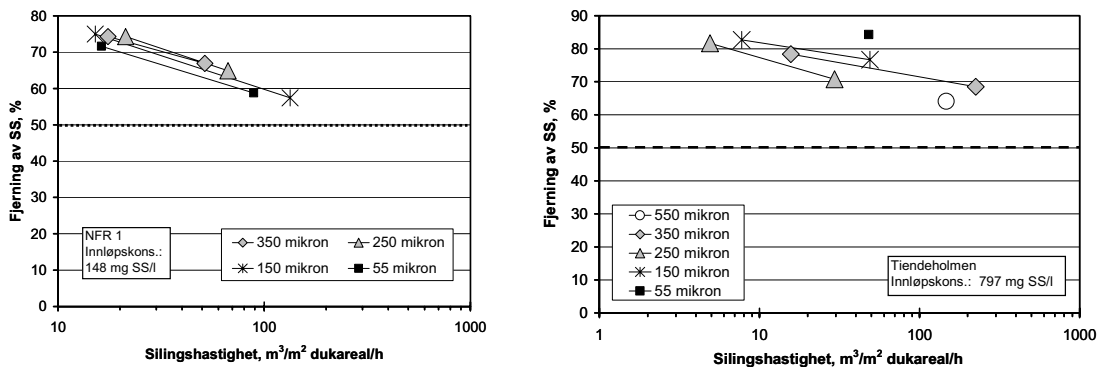
Prøvene tatt med rene silduker viste mer enn 30 % fjerning av KOF. Ved 5 sekunders silingstid var midlere KOF-fjerning i overkant av 40 %, og renseeffekten økte til ca. 50 % ved 20 sekunders silingstid.

#### 4.4.4 Innflytelse av silingshastighet

Silingshastigheter for ”stikkprøvetesten” er ikke middelerverdier for den totale vannmengden som har gått gjennom silduken i den aktuelle testen, men øyeblikks- hastigheten på det tidspunkt den enkelte vannprøve ble tatt. Silingshastighetene er beregnet basert på vannmengden mellom 200 mm og 300 mm merket på testapparatet, sildukens overflateareal

og tiden det tok for vannvået å synke fra 300 mm til 200 mm merket. Silingshastighetene er oppgitt som  $\text{m}^3/\text{m}^2$  avløpsvann pr.  $\text{m}^2$  sildukareal pr. time ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ dukareal} \cdot \text{h}$ ).

Vi skal også her bruke undersøkelsen ved Nordre Follo RA som eksempel. Fjerning av SS som funksjon av silingshastighet vist i Figur 4.14a. De forskjellige sildukene viste svært like resultater. Basert på Figur 4.14a skulle enhver silduk med lysåpning fra 55 til 350  $\mu\text{m}$  kunne brukes for å oppnå 60 % fjerning av SS ved en silingshastighet på  $90 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ dukareal} \cdot \text{h}$ . Dersom vi ønsket å øke fjerningen av SS til ca. 70 % indikerer figuren at silingshastigheten måtte reduseres til  $25 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ dukareal} \cdot \text{h}$ . Videre indikerer en ekstrapolering av dataene at 50 % fjerning av SS kan oppnås med silingshastigheter opp mot  $300\text{-}400 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ dukareal} \cdot \text{h}$ . I Figur 4.14b er vist tilsvarende resultater fra Tiendeholmen RA i Namsos. Det er god overensstemmelse mellom de to figurene.



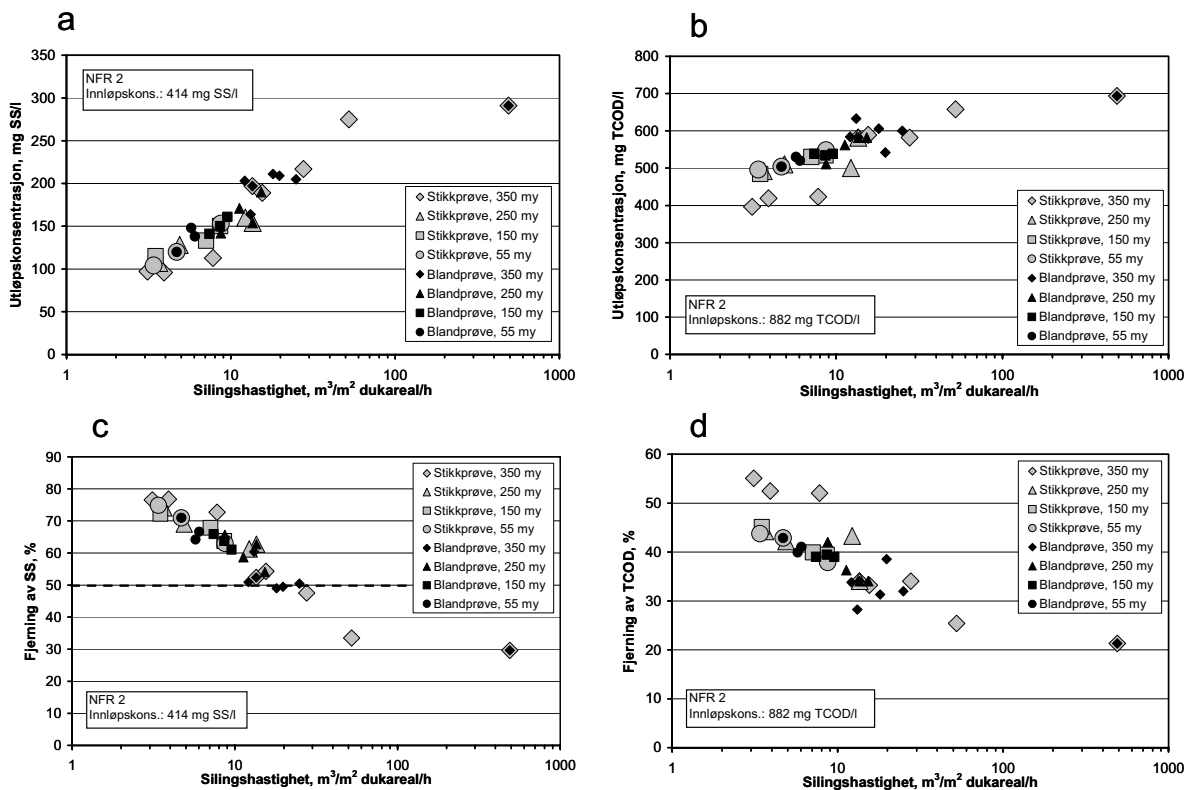
Figur 4.14 Fjerning av SS som funksjon av silingshastighet for avløpsvann fra Nordre Follo RA (NFR1) og Tiendeholmen RA i Namsos

Figur 4.15 viser utløpskonsentrasjoner for henholdsvis SS (a) og KOF (b) og renseseffekter for SS (c) og KOF (d), som funksjon av silingshastighet (dataene er fra sats 2 ved NFR). Med filtermatte på silduken var det svært liten spredning i resultatene. Alle datapunktene falt langs en rett linje. Utløpskonsentrasjoner og renseseffekter var kun en funksjon av silingshastighet og praktisk talt uavhengig av sildukens lysåpning. De to datapunktene lengst ut til høyre i figurene ble i praksis kjørt uten (eller med svært tynn) filtermatte ved en silingshastighet på  $490 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ dukareal} \cdot \text{h}$ . Sammenlignet med resultatene fra sats 1 med avløpsvann fra NFR (se Figur 4.14), var fjerningen av SS ved like silingshastigheter lavere for sats 2 (Figur 4.15). En av årsakene til dette var lavere andel i sats 2 av partikler som var større enn 350  $\mu\text{m}$ .

Figur 4.15 viser at såpass høye renseseffekter som 75 % for SS ville kunne oppnås når silingshastigheten var såpass lav som  $3,5\text{-}4,0 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ dukareal} \cdot \text{h}$ . Ved silingshastigheter over  $25 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ dukareal} \cdot \text{h}$  falt renseseffekten for SS under 50 %. Spredningen i resultatene var noe større for KOF enn for SS. Det var imidlertid en meget klar tendens til at utløpskonsentrasjoner og renseseffekter for KOF kun var en funksjon av silingshastighet og praktisk talt uavhengig av sildukens lysåpning.

I Figur 4.15 er resultater både fra "stikkprøvetest" og "blandprøvetest" tatt med. Som nevnt tidligere ser vi at "stikkprøvetesten" og "blandprøvetesten" i praksis ga helt like resultater.

Dermed kan vi beregne renseseffekter som funksjon av silingshastighet, ved kun å ta stikkprøver av vannet som siles gjennom en sildeuk i testapparatet.



Figur 4.15 SS- (a) og KOF (b) konsentrasjoner og fjerning av SS (c) og KOF (d) som funksjon av silingshastighet for avløpsvannssats fra NFR

#### 4.4.5 Anbefalte kriterier for dimensjonering, utforming og drift av finsilanlegg

For å finne ut om et avløpsvann i det hele tatt egner seg for primærrensing med finsilanlegg vil vi anbefale at følgende forundersøkelser gjennomføres:

1. Bestemmelse av innløpsvannet innhold av suspendert stoff (SS) samt løst og totalt organisk stoff, filtrert KOF (FKOF) og total KOF (TKOF)
2. Partikkelstørrelsesfordeling.
3. Benkeskalaforsøk etter de anvisninger som er gitt foran i dette kapitlet

#### Avløpsvannets innhold av suspendert og organisk stoff

Her bør man følge anvisningene i pkt 2.4.1 med hensyn til hvor mange prøver man bør basere undersøkelsen på og under hvilke omstendigheter (mht klimasituasjon etc) prøvene bør tas. Selv om primærrensing er knyttet til  $BOF_5$ , anbefales det å benytte KOF i forundersøkelser fordi det er en parameter som raskt kan måles i felten eller i laboratoriet, og mer pålitelig enn  $BOF_5$ .

Dersom man finner at forholdstallet mellom filtrert KOF og total KOF (FKOF/TKOF) er høyere er 0,4 vil det sannsynligvis bli svært vanskelig å oppnå primærrensing mht organisk stoff ( $BOF_5$ ) ved finsiling. Forholdstallet bør være  $\leq 0,3$  for at man skal kunne karakterisere vannet som egnet for finsiling. Jo dette forholdstallet er, jo mer velegnet er vannet.

Partikkelstørrelsesfordelingen

Forundersøkelser med tanke på å bestemme partikkelstørrelsesfordelingen kan gjennomføres i lab-skala etter de anvisninger som er gitt i pkt 2.4.1, eller i benkeskala. Det siste er aktuelt dersom man likevel skal gjennomføre benkeskalaforsøk med tanke på å bestemme andre forhold (se under). Da kan den apparaturen som er beskrevet foran i dette avsnittet benyttes.

Dersom man finner at mindre enn 20 % av SS består av partikler større enn 350  $\mu\text{m}$ , vil det bli meget vanskelig å klare primærrensekravet til SS-fjerning ved bruk av finsil. Innholdet av store partikler vil da være for lavt til å få etablert en skikkelig filtermatte på silduken, hvilket vil være nødvendig for å oppnå høye nok renseeffekter for SS og organisk stoff. Unntaket vil være avløpsvann hvor en spesielt stor andel (>30 %) av partiklene finnes i området fra 50 til 350  $\mu\text{m}$ . For slike avløpsvann kan man få etablert en nødvendig filtermatte ved å bruke en tilstrekkelig finmasket silduk ( $\leq 350 \mu\text{m}$ ).

Benkeskalaforsøk

Dersom man i de innledende benkeskalaforsøkene oppnår  $\geq 50$  % SS fjerning og tilstrekkelig fjerning av organisk stoff ved siling gjennom rene silduker, er man i den heldige situasjon at man kan kjøre et finsilanlegg uten filtermatte. Dimensjoneringen vil da bestå av å velge riktig duk og en sil som har tilstrekkelig hydraulisk kapasitet for det aktuelle vannet når duken vaskes så ofte som mulig for den aktuelle siltypen. Dette kan det ikke gis generelle anvisninger for ettersom det vil avhenge av silens utforming.

Dersom man ikke oppnår så mye som 50 % fjerning av SS med rene silduker, må man gå videre og kjøre tester med filtermatte på sildukene. Slike tester anbefales kjørt etter de prosedyrene som i denne rapporten er beskrevet over. For hver sats med avløpsvann som testes, plottes fjerningen av SS og KOF som funksjon av silingshastigheten. Deretter går man inn på disse kurvene for å finne hvilke lysåpninger i silduken og hvilke silingshastigheter som vil gi tilstrekkelig høye renseeffekter. Forsøkene i PRIMÆRRENS indikerer at lysåpningen i silduken har mindre betydning for resultatet når silen kjøres med filtermatte. Dette forutsetter selvfølgelig at det er nok store partikler i avløpsvannet og lav nok lysåpning til å danne den nødvendige filtermatten på den aktuelle silduken. Under disse forutsetningene vil det normalt lønne seg å velge en relativt grovmasket silduk, som forventes å ha større styrke og lengre levetid enn en finmasket silduk. I utgangspunktet vil vi imidlertid anbefale at man velger duker i finsilområdet ( $< 500 \mu\text{m}$ ) selv om man satser på etablering av filtermatte.

Jo lavere silingshastighet man må ha for å oppnå tilstrekkelig høy renseeffekt, jo større silanlegg må man bygge. Kommer man fram til at man trenger lave silingshastigheter ( $< 20\text{-}30 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$ ) bør man vurdere om andre former for primærrensing vil være mer økonomisk. Det er imidlertid helt klart at akseptabel silingshastighet er svært avhengig av avløpsvannets sammensetning. For de satsene med avløpsvann som har blitt testet i PRIMÆRRENS har silingshastighetene for å oppnå 50 % fjerning av SS variert fra under 2 til over  $300 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$ . Det normale vil likevel være at dimensjonerende silingshastighet bør ligge i området  $20\text{ - }80 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$ .

Fordi det vil være store variasjoner i avløpsvannets sammensetning, må det legges inn en sikkerhetsfaktor i dimensjoneringen. Denne sikkerhetsfaktoren kan gjøres mindre jo flere tester man baserer dimensjoneringen på. Etter hvert som man vinner erfaringer og får et tilstrekkelig datagrunnlag, kan nødvendig sikkerhetsfaktor bestemmes statistisk. Inntil videre vil vi anbefale at man bruker en sikkerhetsfaktor på minst 2 ved beregning av dimensjonerende dukareal.

#### Drift for etablering av filtermatte

Det har vært vanlig å kjøre eksisterende silanlegg med renest mulig silduker og med høyest mulig hydraulisk belastning. På større anlegg med flere siler i parallell, har man startet sil 2 eller 3 først når vannet begynner å gå i overløp på sil 1. For anlegg med én sil har man ofte pumping inn på silen, slik at denne belastes maksimalt i en kort periode og deretter har null belastning. Erfaringene fra benkeskalaforsøkene i PRIMÆRRENS viser at renseeffekter for SS og organisk stoff kan økes betydelig ved å kjøre silene med en filtermatte på silduken. Dette betyr at vi ønsker lavest mulig hydraulisk belastning på silene og at sildukene ikke skal reingjøres oftere enn høyst nødvendig. For siler med bevegelige (roterende) silduker betyr dette at sildukene bør stå i ro, eller bevege seg så sakte som mulig, inntil trykktapet over sildukene er slik at man må fjerne mer slam fra sildukene for å opprettholde nødvendig hydraulisk kapasitet.

For å oppnå høyest mulige renseeffekter kan man forenklet si at silanlegg skal drives slik at de behandler minst mulig vann over lengst mulig tid. I praksis betyr dette at alle silanlegg bør ha frekvensstyrte innløpspumper, slik at man unngår av/på drift. På anlegg med flere siler i parallell bør alle silene være i drift samtidig, selv ved små vannmengder. Dermed kan silene driftes med en tykk filtermatte og oppnå høye renseeffekter.

#### **4.5 Erfaringer med finsilanlegg**

De tidligere erfaringer med grovsilanlegg samt de erfaringer som ble innhentet gjennom PRIMÆRRENS, har klart dokumentert at man ved grovsilanlegg normalt ikke vil klare primærrensekravene og vi skal derfor her konsentrere oss om finsilanlegg. Etter det som er anført om etablering av filtermatte over, må vi foreta en viss redefinisjon av begrepet finsilanlegg. Erfaringene viser nemlig at siler med lysåpning  $> 0,5$  mm vil kunne oppnå primærrensekravet dersom det legges til rette for at filtermatte får la seg etablere på silflaten. Vi vil likevel ikke anbefale at man legger seg i finsil området i primærrenseanlegg basert på siling.

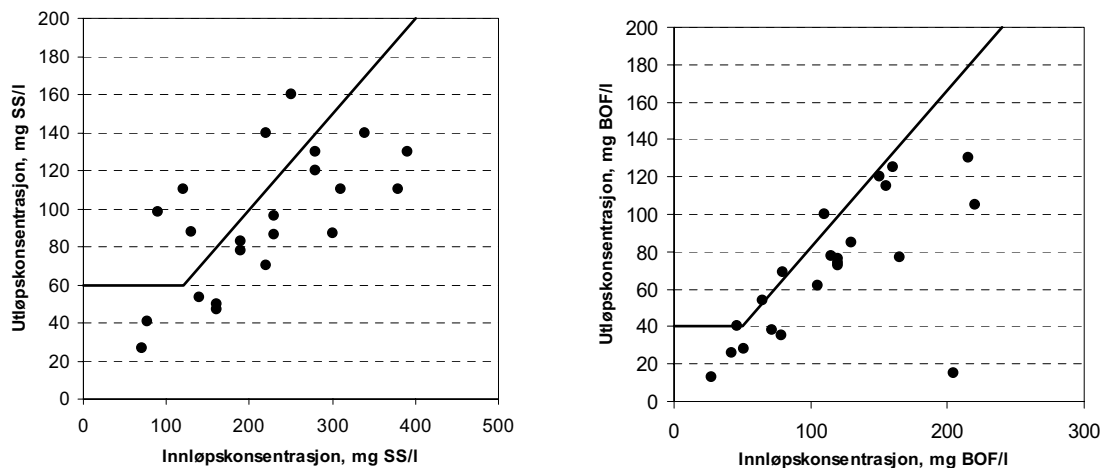
Gjennom PRIMÆRRENS ble det utført fullskala forsøk på noen utvalgte anlegg hvor det også ble gjennomført benkeskala forsøk etter den prosedyre som er beskrevet i pkt 4.4.1. Dette gav anledning til å prøve ut om det var mulig å forutsi hvilke renseeffekter som vil kunne forventes basert på forsøk i benkeskala.

Det ble gjennomført full-skala studier på finsilanlegg i tre regioner, Tromsø, Bergen og Stavanger. Hensikten med prosjektene var dels å få et bedre grunnlag for å fastslå om slike anlegg ville kunne klare primærrensekravet og dels analysere hvilke faktorer som i størst grad påvirket rensegraden (referer pkt. 1.3). Det vil føre for langt her å gå i detalj på erfaringene ved de ulike anlegg, men resultatene mht SS og  $\text{BOF}_5$  skal presenteres og etterfølges av en kort diskusjon for hvert anlegg som analyserer årsakene til de oppnådde resultatene i prøveperioden.

Ved flere av anleggene var opplegget for prøvetaking ugunstig og anleggseierne gjorde endringer før forsøksperioden startet med tanke på å få prøvetakingen best mulig (se vedlegg 1). Ved enkelte anlegg var det imidlertid ikke fysisk mulig å få prøvetakingsopplegget optimalt. Det ble etablert et prøvetakings- og analyseopplegg som ble gjennomført

på samme måte ved alle anleggene. Prøvene ble sendt til ett og samme laboratorium for analyse. Resultatene fra de ulike anleggene skulle dermed være sammenlignbare. I Tromsø-området var tre anlegg med på undersøkelsen, nemlig Breivika RA og Selnes RA i Tromsø kommune og Skjærvika RA i Lenvik kommune (Berg, 2004). I Bergens-området var tre anlegg med, Holen RA, Kvernevik RA og Flesland RA (Akervold, 2004) og i Stavanger-området var to anlegg med; Bore RA og Sirevåg RA (Ree, 2004).

Renseresultatene vil som tidligere bli presentert i diagrammer som vist i Figur 4.16. Utløpskonsentrasjonene er plottet mot innløpskonsentrasjonene. Linjene representerer grensene for primærrensekravet. For innløpskonsentrasjoner av hhv SS og BOF<sub>5</sub> mindre enn 120 mg SS/l og 50 mg BOF<sub>5</sub>/l, vil konsentrasjonskravet (60 mg SS/l og 40 mg BOF<sub>5</sub>/l) bli lettest å oppnå. For innløpskonsentrasjoner av hhv SS og BOF<sub>5</sub> større enn 120 mg SS/l og 80 mg BOF<sub>5</sub>/l, vil prosent-kravet (50 % og 20 %) bli lettest å oppnå. Dersom punktene ligger under linjene i figuren er altså enten konsentrasjonskravet eller prosentkravet oppnådd. Punktene som ligger over linjene klarer altså ikke kravverdien.



Figur 4.16 Presentasjonsmåte av renseresultater fra fullskala forsøkene i PRIMÆRRENS

#### 4.5.1 Breivika RA

Breivika avløpsrenseanlegg ble satt i drift i januar 2004, og er det største anlegget i Tromsø kommune.

##### Kort beskrivelse av anlegget

Figur 4.17 viser interiør og eksteriør av anlegget Ved full belastning skal anlegget motta avløpsvann fra 18.700 pe.





Figur 4.17 Breivika renseanlegg med tre silmaskiner av typen Salsnes filter

I prøveperioden har belastningen vært ca 1/3 av dimensjonert mengde. Anlegget mottar avløpsvann fra husholdninger, sykehus og universitet samt en del bedrifter. Anlegget har separatsystem, og blir i svært liten grad påvirket av regnvann. Utslipp skjer på dypt vann til Tromsøysundet. Slammet transporteres til slammottak på Stormoen i Balsfjord hvor det gjennomgår langtidskompostering. Ferdig produkt brukes som toppdekke på fyllinger.

Anlegget har tre roterende båndsilere av Salsnes Filter type SF 4000 med filteråpning 0,35 mm og helning filterduken på 35° (Figur 4.17). Dykket filterareal er teoretisk maksimalt 1,0 m<sup>2</sup>, men var i prøveperioden noe mindre pga den driftsmåten som ble valgt for silene.

Avløpsvannet går via et langsandfang på ca 10 m før det fordeles inn på silene. Silene reingjøres primært med trykkluft, og spyles periodevis med rent varmt vann (i 3 minutt 2-6 ganger per døgn). Spyling med vann bestemmes av type belastning på anlegget. Anlegget styres etter trykktap/ nivå i filterkassen. Vannføringsmåler er plassert på ledningen mellom sandfanget og silene. Silgodset transporteres via en slamskrue til container.

Tilførsel av avløpsvann til silene skjer via frekvensstyrte pumper, slik at det alltid er vann i siltankene. I prøveperioden ble alle tre silene belastet samtidig, dermed ble belastningen på hver sil langt lavere enn det silene er dimensjonert for. Innløpsprøven ble tatt ved utløpet av langsandfanget mens utløpsprøven ble tatt på felles utløpsrør fra de tre silene.

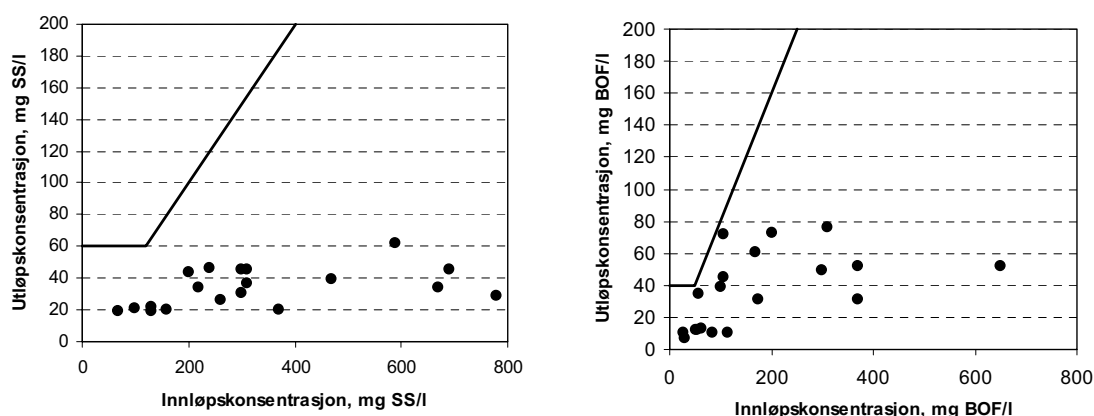
#### Renseresultater i langtidsperioden

Det ble i alt gjennomført 23 prøvedøgn. I fire av disse døgnene var innløpskonsentrasjonene unormalt høye og disse prøvedøgnene er derfor holdt utenfor i analysen under. I Tabell 4.1 er vist midlere verdier og standardavvik for SS, BOF<sub>5</sub> og KOF.

Tabell 4.1 Midlere renseresultater (med standardavvik) i 19 prøvedøgn ved Breivika RA

	Antall prøver	SS	BOF <sub>5</sub>	KOF
Innløp, mg/l	19	331 ± 212	176 ± 160	471 ± 370
Utløp, mg/l	19	34 ± 12	36 ± 24	122 ± 53
Renseeffekt, %	19	87 ± 6	73 ± 17	64 ± 16

Figur 4.18 viser at renseresultatene er oppsiktsvekkende gode. Breivika RA klarte renskravene i alle prøvene både mht til SS og BOF<sub>5</sub>. SS-kravet ble oppnådd med svært god margin.



*Figur 4.18 Renseresultatene ved Breivika RA i langtidsperioden*

Utløpskonsentrasjonene er langt lavere og renseeffektene er langt høyere enn det som er rimelig å forvente av et finsilanlegg med 350 µm lysåpning i silduken. Årsaken til de gode resultatene må dels være å finne i avløpsvannets sammensetning, dels i anleggets utforming, dels i driften av anlegget og dels i den lave belastningen. Den lave hydrauliske belastningen på anlegget er en følge av at alle silene ble drevet i parallell i forsøksperioden, noe som innebar en silhastighet på bare ca  $25 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$ .

Resultat av benkeskalaforsøk og intensivforsøk i fullskala

På Breivika RA ble det gjennomført forsøk i benkeskala for sammenligning med full-skala over 3 døgn. Avløpsvannet var i denne perioden tynnere enn normalt. De to første dagene var kun én av de tre silene i drift noe som ga en silhastighet på ca  $72 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$ .

Benkeforsøkene (se prosedyre i pkt 4.4.1) viste at vannet ikke var spesielt velegnet for primærrensing med finsiler ettersom forholdet mellom løst KOF og total KOF, FKOF/TKOF, var 0,26 – 0,49. Med et driftsregime som etablerte filtermatte på silduken, burde man likevel kunne oppnå akseptable renseeffekter. I benkeforsøkene (350 µm silduk) oppnådde man da også 50-60 % fjerning av SS. Det viste seg at silingshastigheten var avgjørende for å kunne klare over 50 % SS-reduksjon og benkeforsøkene indikerte at kritisk silingshastighet var mellom 60 og  $70 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$ .

I full-skala forsøkene viste resultatene fra fire prøveserier med stikkprøver tatt ved utløpet av sandfanget, et veid middel på 51 % SS-fjerning og 33 % KOF – fjerning. Virkelig renseeffekt over hele anlegget var høyere ettersom noe SS også må forventes fjernet i forbehandlingen. Resultatene fra fire prøveserier tatt ved innløpet til sandfanget viste en midlere renseeffekt over sandfanget på hhv 9 % for SS og 5 % for KOF.

Silingshastighet var i disse prøveseriene tilnærmet konstant på  $92 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$  og man kunne observere dannelse av filtermatte i alle forsøksseriene. I det siste prøvedøgn var alle silene i drift, noe som innebar en lavere silingshastighet ( $26 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$ ). Man oppnådde da 76 mg SS/l og 227 mg KOF/l i utløpet tilsvarende 51 % SS-reduksjon og 36 % KOF – reduksjon i stikkprøven.

Samlet vurdering av renseeffektene ved anlegget

Benkeforsøkene og fullskala-forsøkene ved Breivika RA viste god overensstemmelse idet fullskala forsøkene (med filtermatte) ga tilnærmet de samme renseeffekter som benkeforsøkene når disse ble drevet slik at filtermatte ble etablert. Benkeforsøkene viste imidlertid også at dersom silen ikke var blitt kjørt med filtermatte, ville renseeffekten på det vannet man kjørte forsøket med, ikke vært tilstrekkelig til å klare primærrensekravet.

Årsaken til at renseresultatene var betydelig bedre i middel i perioden med langtidsforsøk enn i intensivperioden med benkeforsøk, må først og fremst være å finne i det faktum at avløpsvannet i middel var mer konsentrert og filterhastigheten lavere under langtidsforsøkene.

**4.5.2 Selnes RA**

Selnes avløpsrenseanlegget ble satt i drift i 1981, og er det eldste anlegget i Tromsø kommune.

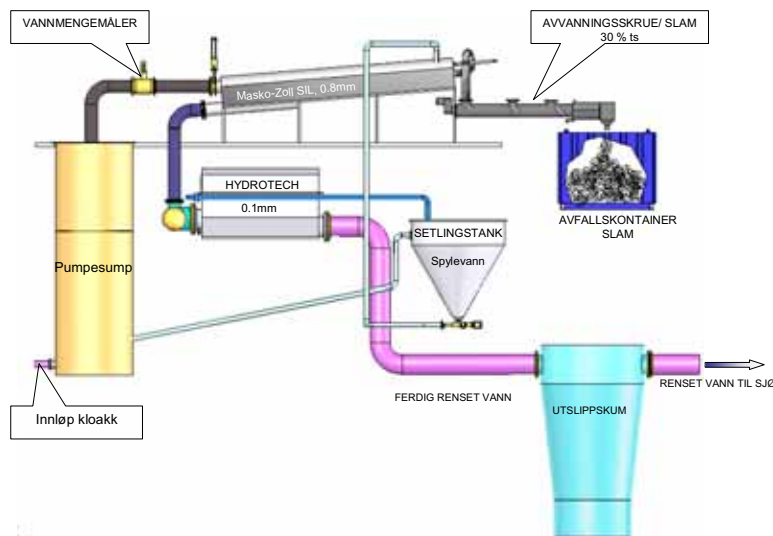
### Kort beskrivelse av anlegget

Anlegget er dimensjonert for 5.200 pe, men dagens belastning ligger på ca 3200 pe, og kommer i hovedsak fra vanlige husholdninger. Ledningssystemet er basert på separatsystem, men ved kraftig regnvær påvirkes vannmengden på anlegget betydelig. Anlegget har utslipp på dypt vann til Sandnessundet og slammethåndteres på samme måte som det fra Breivika RA (se over).

Anlegget er oppbygget som et to-trinns sil-anlegg med en MaskoZoll-grovsil (silåpning 0,8 mm) som etterfølges i serie av en Hydrotech (1605-1H) trommelfilter finsil (silåpning 0,08 mm) med et filterareal på 9,0 m<sup>2</sup>. MaskoZoll silen har en diameter på 0,5 m og er 6 m lang. To pumper med kapasitet 58 l/s pumper avløpsvannet inn i anlegget. Dykket silareal i trommelfilteret er anslått til ca 40 % noe som tilsvarer et silareal på ca 3,6 m<sup>2</sup>.

Vannmengdemåler er plassert på innløpsrøret mellom pumpesump og MaskoZoll-sil. De to silene går alltid samtidig. Flytskjema for anlegget er vist i figur 4.17.

Trommelfilteret har en hydraulisk kapasitet på 120-180 l/s. Det er utstyrt med anordning for spyling av filterduken. Det benyttes rensed avløpsvann til spyling, bl.a. fordi vannforbruket til spyling er høyt. Spyledysene har åpning på 1,3 mm og et spyletrykk på ca 8 bar.



Figur 4.19 Flyteskjema fra Selnes RA med MaskoZoll- og Hydrotech-sil i serie

Anlegget har prøvetaker som tar innløpsprøver på innløpsrøret mellom pumpesump og MaskoZoll sil når innløpspumpa går. Innløpsprøven suges opp 1,5 m og inn på prøvetakeren. Prøvetaker for utløp tar prøver fra utløpskassa etter Hydrotech trommelfilter.

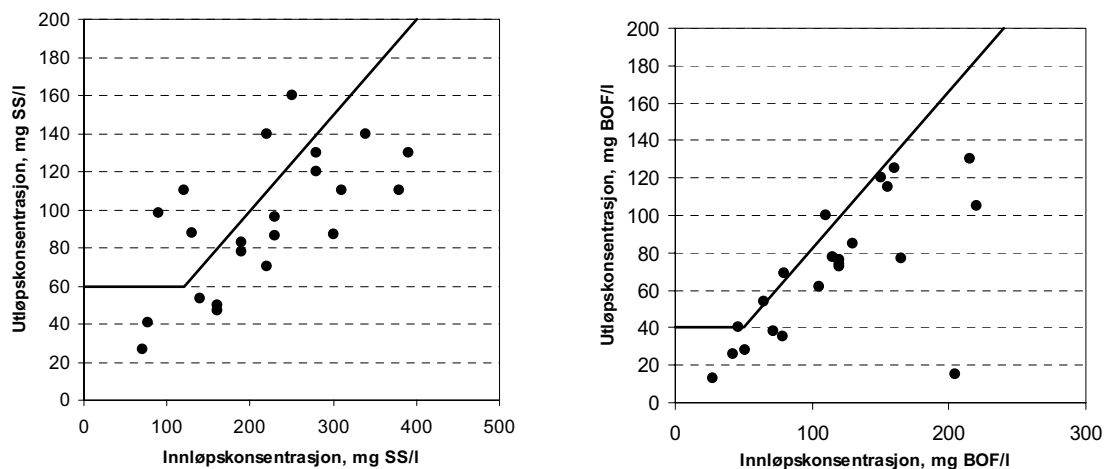
### Renseresultater i langtidsperioden

Det ble i alt gjennomført 22 prøvedøgn. I Tabell 4.2 er vist midlere verdier og standardavvik for SS, BOF<sub>5</sub> og KOF. Vi ser av tabellen at dersom man legger midlere renseresultat til grunn, så hadde Selnes RA klart kravverdiene i primærrensekravet. Figur 4.20 viser imidlertid at anlegget i langtidsperioden ikke klarte kravverdiene ofte nok.

Vi ser av Figur 4.20 at det er for mange av døgnpøverne som ligger utenfor kravverdiene, spesielt når det gjelder SS, til at resultatene tilfredsstillere rensekravet. Legg merke til at det er en klar sammenheng mellom utløps- og innløpskonsentrasjon.

Tabell 4.2 Midlere renseresultater (med standardavvik) i 22 prøvedøgn ved Selnes RA

	Antall prøver	SS	BOF <sub>5</sub>	KOF
Innløp, mg/l	22	216 ± 94	116 ± 56	307 ± 148
Utløp, mg/l	22	93 ± 36	70 ± 36	162 ± 73
Renseeffekt, %	22	53 ± 21	37 ± 19	45 ± 18



Figur 4.20 Renseresultatene ved Selnes RA i langtidsperioden

Det er i og for seg overraskende at et anlegg som har en så fin sil (0,08 mm) ikke har et bedre resultat, noe som dokumenterer at det ikke nødvendigvis er sammenheng mellom renseseffekt og silåpning. Årsakene til dette resultatet diskuteres nedenfor.

#### Resultat av benkeskalaforsøk og intensivforsøk i full skala

Forsøk i benkeskala ble gjennomført med avløpsvann som var noe tynnere enn normalt (gitt ved middelerdiene i Tabell 4.2). Benkeforsøkene viste at vannet var velegnet for primærrensing med finsiler. Uten silmatte ble det målt 33 % (550 µm silduk) til 72 % (55 µm silduk) renseseffekt mht SS og 25 % (550 µm silduk) til 48 % (55 µm silduk) renseseffekt mht KOF. Benkeforsøkene med det aktuelle vannet skulle tilsi at man skulle kunne oppnå minst 50 % renseseffekt mht SS og 40 % renseseffekt mht KOF med silåpning ≤ 250 µm.

Forsøkene indikerte som ventet at enda høyere renseseffekter skulle kunne oppnås dersom man hadde drevet silen med filtermatte. Resultatene fra benkeforsøkene viste at lysåpningen på silen hadde mindre betydning (i det undersøkte området 550 – 55 µm) dersom man la til rette for at filtermatte ble etablert, men at silhastigheten ville ha en viss betydning. Prøvevannet på Selnes var imidlertid av en slik beskaffenhet at primærrensekravet skulle kunne oppfylles selv ved svært høye filterhastigheter (> 75 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup><sub>dukareal</sub>·h).

Vannmengdene (94-170 m<sup>3</sup>/h) under intensivforsøkene i full skala ved Selnes RA var langt under det som er oppgitt som kapasitet for trommelfilteret (< 30 %). Uten spesielt verneutstyr var det ikke mulig å registrere trykktapet over trommelfilteret eller få en visuell sjekk av om

silduken hadde filtermatte. Filteret ble imidlertid spylt kontinuerlig og roterte med 3 omdreininger pr. minutt. Dette sammen med de resultatene som ble oppnådd i langtidsforsøkene tyder ikke på at filtermatte ble etablert på silflaten.

Med unntak av prøveserie 1, hvor det ble målt 39 % fjerning av SS, var renseseffektene over MaskoZoll silen meget lave. På grunn av begrenset analysenøyaktighet ble det i enkelte tilfeller registrert negative renseseffekter over denne silen. Veid middel av de 4 prøveseriene viste midlere renseseffekter på 17 % for SS og 5 % for KOF.

For renseanlegget som helhet, med de to silene med silåpninger på henholdsvis 800 og 80  $\mu\text{m}$  koblet i serie, ble imidlertid primærrensekravet til fjerning av SS oppfylt for alle 4 prøveseriene i intensivforsøksperioden. Benkeskalatestingen indikerte at minst 60 % fjerning av SS burde kunne oppnås med en silduk på 80  $\mu\text{m}$ , når denne ble kjørt uten filtermatte. Veid middel av de 4 prøveseriene viste 60 % fjerning av SS og 38 % fjerning av KOF.

Utløpskonsentrasjonene for SS varierte fra 43 til 57 mg/l, med en veid middelveid på 51 mg SS/l. Det vil si at avløpsvannet under intensivforsøkene var så tynt at man for samtlige utløpsprøver også oppfylte det alternative primærrensekravet om en utløpskonsentrasjon under 60 mg SS/l. Det var likevel svært god overensstemmelse mellom de rensesultater som skulle kunne forventes basert på benkeskalaforsøkene, og de som faktisk ble oppnådd i full skala i det aktuelle prøvedøgnet.

#### Samlet vurdering av renseseffektene ved anlegget

Silingshastighetene i fullskalanlegget var under  $50 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}/\text{h}$ . Forsøkene i benkeskala viste over 70 % fjerning av SS, selv ved den høyeste silingshastigheten på  $76 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}/\text{h}$ . Benkeforsøkene viste at vannet var godt egnet for finsiling og finsilen hadde meget liten maskeåpning (0,08 mm). Verken for høy hydraulisk belastning, for stor lysåpning i silduken eller avløpsvannets sammensetning kan derfor forklare de dårlige rensesultatene i langtidsperioden.

Noe av forklaringen kan sannsynligvis finnes i driftsproblemer som har sitt utspring i at dette anlegget er et "forsøksanlegg" og ikke optimalt utformet. Men hovedårsaken ligger nok mer i et prosessmessig forhold. Som det fremgår av flyteskjemaet i Figur 4.19, blir alt slam i anlegget tatt ut fra MaskoZoll-silen. Spylevannet fra trommelfilteret samles opp i en spylvannstank der slammet separeres fra spylevannet ved sedimentering. Slammet pumpes tilbake til innløpet på grovsilen mens spylevannet ledes tilbake til innløpskummen. De fine partiklene som ikke separeres blir altså ledet tilbake til innløpet og øker fraksjonen av partikler som ikke lar seg separere ved finsling, mens de partiklene som er så store at de er separerte i finsilen returneres til grovsilen. Denne er basert på en "svaber"-funksjon som kan innebære at disse grovre partiklene "males" ned til finere som i neste omgang ikke lar seg separere i finsilen. Spesielt kan dette finne sted siden finsilen ikke kan drives slik at en filtermatte etableres. Dette pga det spylesregimet som er lagt opp eller kreves for denne finsilen som har svært lav lysåpning og ellers ville tettes fort. Denne effekten ble ikke innbefattet i intensivforsøkene simpelthen fordi tilbakepumpingen av returstrømmer fra spylekummen ikke foregikk i den korte tiden intensivforsøkene pågikk.

Dette viser at man skal være svært forsiktig med returstrømmer i finsilanlegg. Vi tror at rensesultatet ved langtidsforsøkene ved Selnes RA ville vært betydelig bedre dersom man ikke hadde ført returstrømmene tilbake fra spylevannsbassenget, men derimot ført vannfasen til utløp og slamfasen til en egen slamkum.

### 4.5.3 Skjærvika RA

Skjærvika RA ligger i Finnsnes i Lenvik kommune og er dimensjonert for 5.000 pe.

#### Kort beskrivelse av anlegget

Anlegget er utstyrt med 2 stk båndsilere av typen Soby Miljøfilter PZ-6955/740 med lysåpning på 750  $\mu\text{m}$  (se Figur 4.21). Dykket silareal oppgis å være ca 1,5  $\text{m}^2$  pr maskin mens totalt silareal er ca 3,6  $\text{m}^2$ . De to silmaskinene drives vekselvis. Innløpspumpene har av/på-styring slik at den hydrauliske belastningen er meget varierende.



Figur 4.21 Skjærvika renseanlegg med to silmaskiner av typen Soby Miljøfilter

På innløpet er det montert vannmåler og en kum som skal fungere som sandfang. Motor til filterbelte drives av en frekvensomformer. Start/stopp av filterbelte skjer på signal fra nivågiver som er plassert i silkasse. Filtrene er utstyrt med spyleutrustning som spyle i intervaller når filtret er i drift (30 sek på, 30 sek av). Det benyttes rent vann til spyling. Filterbeltene er utstyrt med roterende kost som går når filtret er i drift. Når avløpsvann går i overløp, registreres dette (både antall og varighet) av føler montert i overløpsrenne.

Ledningssystemet foran anlegget er basert på fellessystem, og tilløpsvannmengden påvirkes sterkt av regnvann. Sandfang (kum på innløp) tømmes med slambil. Slam fra silene transporteres via en avvanningspresse og slamskruer til en container. Slammet leveres til deponering i Målselv.

Prøvetakingspunkt for uttak av innløpsprøve ble etablert på felles innløpsrør til silene. Vannet kommer med selvføll inn på anlegget, og det var derfor vanskelig å finne et punkt med god turbulens. Prøvepunktet ble etablert i en horisontal sving på innløpsrøret. Utløpsprøven ble tatt fra utløpssumpen fra silene hvor det er god turbulens.

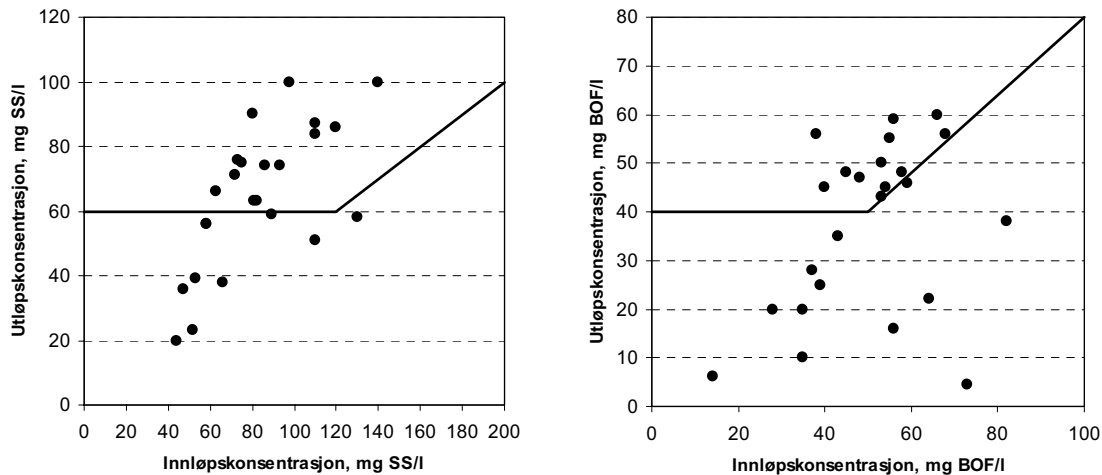
#### Renseresultater i langtidsperioden

Det ble i alt gjennomført 24 prøvedøgn. I Tabell 4.3 er vist midlere verdier og standardavvik for SS,  $\text{BOF}_5$  og KOF. Vi ser at det var meget tynt avløpsvann ved Skjærvika RA i hele prøveperioden. Tabell 4.3 viser at selv om man legger midlere rensresultat til grunn, så hadde ikke anlegget klart kravverdiene for SS, mens man derimot hadde klart  $\text{BOF}$ -kravet (hhv 40 mg  $\text{BOF}_5/\text{l}$  eller 20 % renseeffekt).

Tabell 4.3 Midlere renseresultater (med standardavvik) i 22 prøvedøgn ved Skjærvika RA

	Antall prøver	SS	BOF <sub>5</sub>	KOF
Innløp, mg/l	24	83 ± 27	50 ± 15	160 ± 32
Utløp, mg/l	24	64 ± 22	37 ± 17	114 ± 47
Renseeffekt, %	24	21 ± 21	25 ± 32	29 ± 28

Figur 4.22 viser imidlertid at anlegget i langtidsperioden ikke klarte kravverdiene ofte nok – verken når det gjelder SS eller BOF<sub>5</sub>.



Figur 4.22 Renseresultatene ved Skjærvika RA i langtidsperioden

#### Resultat av benkeskalaforsøk og intensivforsøk i full skala

Forsøk i benkeskala ble gjennomført med avløpsvann som var noe mer konsentrert enn normalt (gitt ved middelverdiene i Tabell 4.3). Benkeforsøkene viste at vannet var velegnet for primærrensing med finsiler og at meget høye renses effekter ville kunne oppnås med en skikkelig filtermatte på silduken. Uten filtermatte ble det i benkeforsøkene målt fra 30 % (550 µm silduk) til 42 % (55 µm silduk) renses effekt mht SS og 37 % (550 µm silduk) til 44 % (55 µm silduk) renses effekt mht KOF. Forsøkene viste at det var primært fett i de store partiklene som ble fjernet, mens de mindre partiklene som gikk gjennom sildukene hadde lavt innhold av fett.

Resultatene fra forsøk med filtermatte viste meget høye renses effekter. Fjerningen av SS var så høy som 80 % ved en lav silingshastighet ( $9 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$ ). Denne ville synke til 50 % ved en silingshastighet på ca.  $80 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$  (med 550 µm silduk). For KOF ble det i alle benkeforsøk målt renses effekt større enn 50 %, og den var fra 67 til 72 % ved silingshastigheter under  $40 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$ .

Intensivforsøkene i full skala ble gjort under meget variable vannføringer og silen gikk med silingshastigheter fra 24 til  $150 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$ . Netto trykktap over silduken varierte fra 29 cm til 55 cm. Hastigheten på silduken varierte fra snaut 3 cm/sekund til snaut 12 cm/sekund. Filtermatten på silduken ble visuelt bedømt til å være svært tynn.

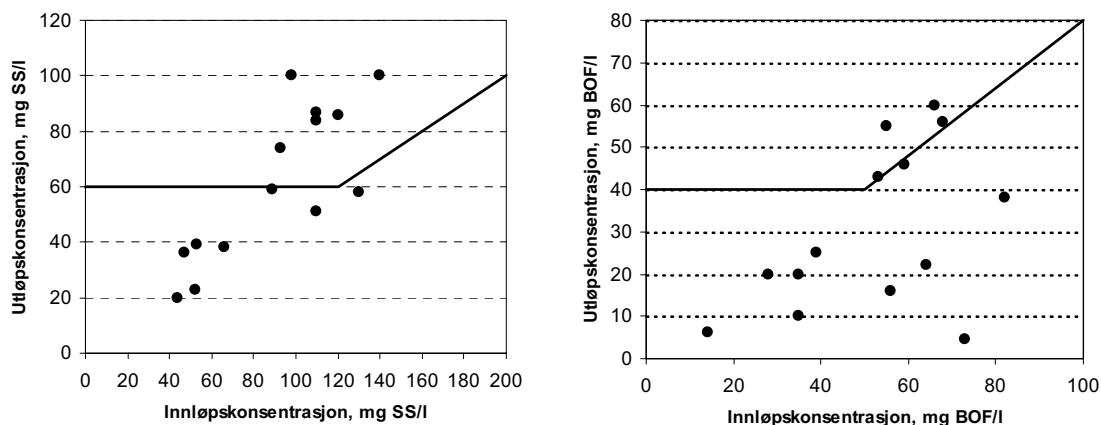
I disse intensivforsøkene var det ingen av prøveseriene som klarte kravet til primærrensing på 50 % fjerning av SS. Den prøveserien som var nærmest (48 % SS-reduksjon) hadde lavest silingshastighet ( $24 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$ ) og lavest FKOF/TKOF-forhold (0,15).

#### Samlet vurdering av renseeffektene ved anlegget

Benkeforsøkene ved Skjærvika RA viste at selv om lysåpningen i silduken er relativt høy ( $750 \mu\text{m}$ ), burde det være potensial til å kunne klare primærrensekravet dersom en filtermatte kunne la seg bygge opp. Sammenligningen mellom benkeskalaforsøkene og full-skala forsøkene indikerte at duken i Skjærvika RA beveget seg for raskt (duk hastighet på  $5,2 \text{ cm/sekund}$ ) til å få bygd opp en tilstrekkelig filtermatte.

I løpet av langtidsforsøkene ble det derfor satt i gang tiltak for å prøve å få etablert en filtermatte. Vann-nivået i silene, som bestemmer når silduken skal begynne å rotere, ble øket slik at det tar lengre tid før silduken starter å gå. Duken ble dermed stående stille i en lengre periode enn tidligere. Resultatet var at silingen ble mer statisk, og det ble bygd opp en tykkere filtermatte på silduken. Dette tiltaket (heving av vann-nivået) førte også til at man unngikk at vann fra innløpsrøret ”spylte” silduken hver gang vannet kom inn i silkassen.

I Figur 4.23 er det bare tatt med data fra etter at denne endringen ble gjort. Vi ser at andelen av resultater som ligger på den rette siden av kravet har øket betraktelig selv om anlegget fortsatt ikke klarer kravet ettersom antall prøver over kravlinjen er for høyt).



Figur 4.23 Renseresultater fra Skjærvika RA etter endringer i driften av anlegget

Det er grunn til å tro at fortsatte endringer på Skjærvika RA som vil bidra til å redusere dukhastigheten, samt skifte av silduk ned i finsilområdet ( $< 0,5 \text{ mm}$ ) vil kunne føre til at dette anlegget vil kunne klare primærrensekravet.

#### 4.5.4 Holen RA

Holen avløpsrensaneanlegg ble satt i drift i 1997 og er dimensjonert for 100.000 pe. Anlegget er noe påvirket av industri (verksteder, garveri, og lignende) og mottar blant annet avløpet fra Haukeland sykehus.

##### Kort beskrivelse av anlegget

Det avløpsvannet som ble undersøkt passerte først to Meva Rotoscreen rister med spalteåpning på  $6 \text{ mm}$  og ble deretter ført via sand- og fettfang til en kanalmontert roterende båndsil av type Soby filter med lysåpning  $0,35 \text{ mm}$  (se Figur 4.24). Avløpsvannet slippes ut i



Byfjorden på dypt vann. Rist- og silgods presses med stempel og skrues opp i containere. Fra containerne blir rist- og silgodset kjørt til forbrenning.

Den kanalmonterte båndsil (Sobye filter) hadde en silbåndbredde på 1380 mm og et våtareale på 2,58 m<sup>2</sup>. Hastigheten på silbåndet ble styrt av vann-nivået foran silen. Båndsilen er en pilotmodell og det ble kjørt forsøk både med og uten tilsetning av koagulant foran silen. Man gjorde tilpasninger av prøvetakingsopplegget for å få det så godt som mulig.



Figur 4.24 Hølen RA med kanalmontert båndsil (Sobye filter) i forsøkslinje

#### Renseresultater i langtidsperioden

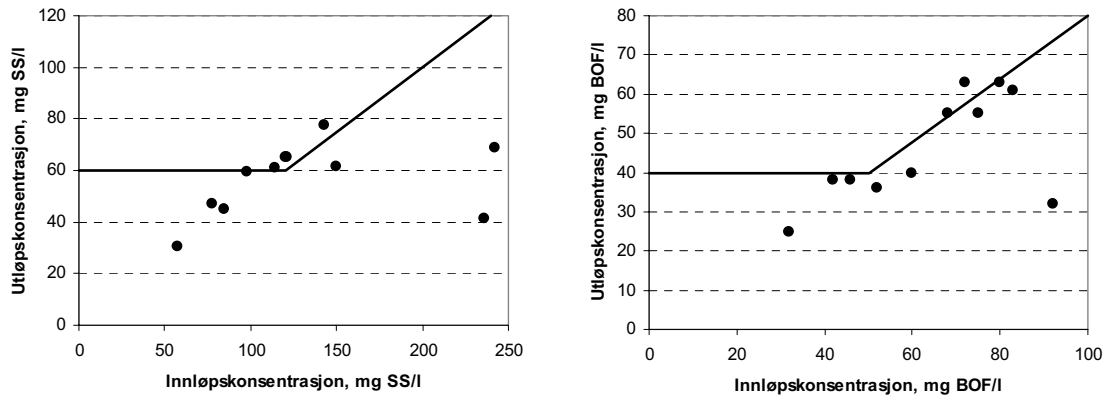
Det ble kun gjennomført 11 prøvedøgn ettersom anlegget også ble brukt senere til forsøk med kjemisk forbehandling. I Tabell 4.4 er vist midlere verdier og standardavvik for SS, BOF<sub>5</sub> og KOF. Vi ser at det var meget tynt avløpsvann ved Hølen RA i hele prøveperioden for langtidsforsøkene. Vi ser også at dersom man hadde lagt midlere renseresultat til grunn så hadde Hølen RA klart primærrensekravene.

Tabell 4.4 Midlere renseresultater (med standardavvik) i 22 prøvedøgn ved Hølen RA

	Antall prøver	SS	BOF <sub>5</sub>	KOF
Innløp, mg/l	11	131 ± 60	64 ± 19	207 ± 80
Utløp, mg/l	11	57 ± 14	46 ± 14	134 ± 34
Renseeffekt, %	11	52 ± 14	26 ± 15	33 ± 12

Når renseresultatene plottes som vist i Figur 4.25, ser vi at det er 9 av 11 prøvedøgn (82%) der renskravet (enten mht konsentrasjon eller mht renseseffekt) oppnås. Dette er litt lavere enn det som er nødvendig, men det er klart at Hølen RA har potensial til å klare kravet dersom en finsil med 0,35 mm lysåpning benyttes.

Bortsett fra to døgnprøver med unormalt høye innløpsverdier for SS og én med unormalt høy BOF<sub>5</sub>-verdi (som kan skyldes prøvetakings- eller analysefeil), ser vi av Figur 4.25 at det var svært god sammenheng mellom utløps- og innløpskonsentrasjon tilsvarende en renseseffekt mht SS på ca 45 % og ca 25 % mht BOF<sub>5</sub>, noe som kan tyde på anlegget ligger i grenseland når det gjelder å oppå renskravet med den aktuelle prosessløsningen.



Figur 4.25 Renseresultater fra langtidsforsøkene ved Holen RA

#### Resultat av benkeskalaforsøk og intensivforsøk i full skala

Avløpsvannet ved Holen RA var ekstremt tynt da benkeskala forsøkene og intensiv-forsøkene i full skala ble gjennomførte (pga sterk nedbør). Alle prøvene av innkommende avløpsvann oppfylte primærrensekravet for SS for utløpsvann (< 60 mg SS/l).

I benkeforsøkene ble det oppnådd fra ca 20 % SS- og 5 % KOF-reduksjon (ved 350  $\mu\text{m}$  silduk) til 40 % SS- og 30 % KOF-reduksjon (ved 55  $\mu\text{m}$  silduk) når forsøket ble kjørt uten filtermatte. På grunn av det store vannforbruket ble benkeskala forsøk med filtermatte på silduken kjørt kun med silduker med 150 og 350  $\mu\text{m}$  lysåpninger. For å få en meget tynn matte, tilsvarende en silingstid på ca. 1 sekund, var det behov for ca. 80 l avløpsvann pga det tynne vannet. Fjerningen av SS var 55 % med 150  $\mu\text{m}$  silduk og en silingshastighet på 130  $\text{m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}\text{h}$ , mens den var så vidt over 40 % med samme silingshastighet med 350  $\mu\text{m}$  silduk. Det ble fjernet mindre enn 20 % KOF. Disse resultatene indikerer at det kan bli vanskelig å nå renseskravene med så tynt vann, men i en slik situasjon vil jo konsentrasjonskravet være lettere å nå.

Intensivforsøkene i full skala ble gjennomførte med silingshastigheter varierende fra 265 til 308  $\text{m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}\text{h}$ , og det ble målt trykktap over silduken fra 92 til 101 cm. Sildukens hastighet varierte fra 15 til 20 cm/sekund. Veide middelerverdier av de 6 prøveserier (tilsvarende en vannmengdeproporsjonal blandprøve) viste et innkommende avløpsvann med 39 mg SS/l, 94 mg KOF/l og et FKOF/TKOF-forhold på 0,45. Renseeffektene var 38 % for SS og 15 % for TKOF ved en silingshastighet på 295  $\text{m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}\text{h}$ . Dette stemte meget godt med resultatene fra benkeskala forsøk med 350  $\mu\text{m}$  silduk.

#### Samlet vurdering av renseskravene ved anlegget

Totalt sett er det grunn til å anta at man ved Holen RA ligger i grenseland mht å kunne klare kravet til primærrensing med en finsil med lysåpning på 350  $\mu\text{m}$ . Dersom silen drives slik at man oppnår dannelse av filtermatte og dersom man dimensjonerer for en silhastighet < 100  $\text{m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}\text{h}$ , synes det å være brukbare muligheter for å klare kravet. Det er imidlertid til tider svært tynt avløpsvann ved anlegget noe som kan vanskeliggjøre etablering av slik filtermatte.

#### **4.5.5 Kvernevik RA**

Kvernevik renseanlegg er dimensjonert for 30.000 pe og ble satt i drift i 1978. Det tilføres hovedsaklig husholdningsavløpsvann.

Kort beskrivelse av anlegget

Avløpsvannet passerer først 2 grovrister Meva rotoscreen RS 21 med 3 mm spalteåpning og deretter 4 finsiler av typen Anebra skivefiltre (modell 415) (se Figur 4.26) med lysåpning på 0,4 mm før dyptvannsutslipp i Kvernevik.

Ristgods blir presset med stempelpresse til container. Silgodset presses på ruller, skrues opp mot container og blir presset med skrupresse til container. Rist- og silgodset blir fraktet videre for kompostering og/eller forbrenning.



Figur 4.26 Skivefiltre ved Kvernevik RA

De 4 finsilene er av typen Anebra skivefiltre (modell 415) med lysåpning på 0,4 mm, montert i parallell med 8 skiver pr. sil. Skivediameteren er 1,5 meter, det totale silarealet/filterarealet er 13 m<sup>2</sup> og det dykkede silarealet er 5,4 m<sup>2</sup> pr sil. Spylesystemet er nivåstyrt og basert på spyling med rent vann.

Renseresultater i langtidsperioden

Det ble gjennomført 24 prøvedøgn. I Tabell 4.5 er vist midlere verdier og standardavvik for SS, BOF<sub>5</sub> og KOF. Sammensetningen av innløpsvannet er typisk for det som kan forventes av byavløp i Norge. Vi ser av tabellen at selv om man hadde lagt midlere rensresultat til grunn, så hadde ikke Kvernevik RA klart primærrensekravene på tross av at anlegget er forsynt med finsiler.

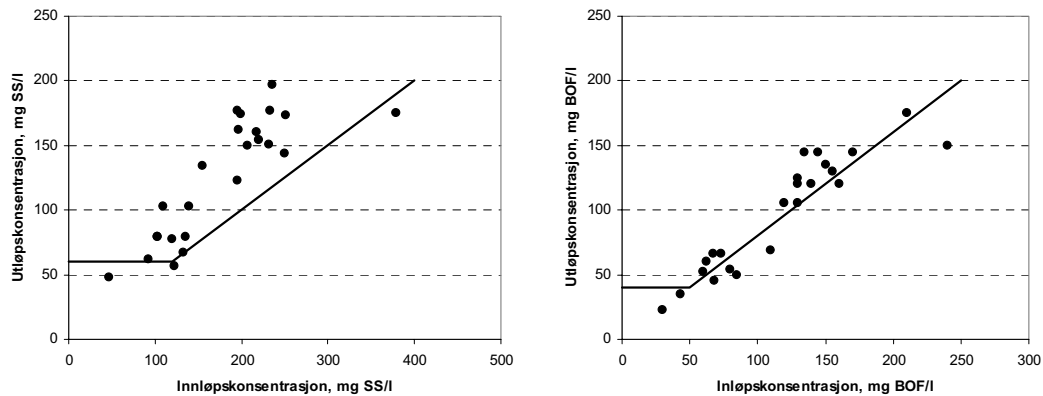
Tabell 4.5 Midlere rensresultater (med standardavvik) i 24 prøvedøgn ved KvernevikRA

	Antall prøver	SS	BOF <sub>5</sub>	KOF
Innløp, mg/l	24	178 ± 72	117 ± 53	337 ± 123
Utløp, mg/l	24	125 ± 47	94 ± 46	261 ± 85
Renseeffekt, %	241	28 ± 14	17 ± 13	19 ± 11

Når rensresultatene plottes som vist i Figur 4.27, ser vi at det er kun et fåtall av prøvene som ligger under primærrensekravet, noen flere når det gjelder BOF<sub>5</sub> enn SS.

Resultat av benkeskalaforsøk og intensivforsøk i fullskala

Benkeskala forsøkene og intensivforsøkene i full skala også ved Kvernevik RA ble gjennomført på dager med store mengder nedbør og unormalt tynt avløpsvannet.



Figur 4.27 Renseresultater fra langtidsperioden ved Kvernevik RA

I benkeforsøkene ble det oppnådd fra ca 37 % SS- og 31 % KOF-reduksjon (ved 350  $\mu\text{m}$  silduk) til 44 % SS- og 45 % KOF-reduksjon (ved 55  $\mu\text{m}$  silduk) når forsøket ble kjørt uten filtermatte. Dette indikerer at avløpsvannet som forsøkene ble gjort med var velegnet for primærrensing med finsil. Når forsøkene ble kjørt med filtermatte, oppnådde man meget høye renses effekter for både SS og KOF. Med silingshastigheter fra 39 til 86  $\text{m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}\text{h}$  ble det målt renses effekter fra 58 til 65 % for SS, og fra 48 til 57 % for KOF. For samtlige silduker, både med og uten filtermatte på dukene, var utløpskonsentrasjonene under det alternative primærrensingskravet på 60 mg SS/l.

Intensivforsøkene i full skala (6 serier med stikkprøver tatt foran grovrister og etter finsiler) ble kjørt med silingshastigheter fra 38 til 45  $\text{m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}\text{h}$ . For prøveserie 1 var trykktapet over silene på 56 cm. For de resterende prøveseriene varierte trykktapet fra 36 til 41 cm. Finsilene roterte med en fast hastighet på 6,1 omdreininger pr. minutt.

Som eksempel kan nevnes at avløpsvannet i prøveserie 1 hadde omtrent samme karakteristik som avløpsvannet brukt til benkeskala tester, hvilket vil si at det var velegnet for finsiling. Ved en silingshastighet på 82  $\text{m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}\text{h}$  indikerte benkeskala resultatene minst 55 % fjerning av SS. I fullskalaanlegget ble det imidlertid målt bare 32 % SS-fjerning. Nå hadde riktignok fullskalaanlegget en silduk med lysåpning på 0,4 mm, men uansett viser dette at anlegget gikk uten filtermatte på silduken og at renses effektene sannsynligvis vil tilsvare det man måler med rene duker i en benkeskala test. Reduksjonen av KOF var på 38 %, og en såpass høy reduksjon er bare mulig dersom de partiklene som ble fjernet hadde et betydelig høyere enn gjennomsnittlig innhold av organisk stoff. Unormalt høye reduksjoner av KOF er imidlertid i tråd med resultatene fra forsøkene i benkeskala, og dette indikerer at det er en god del fett i det slammet som fjernes ved finsiling ved Kvernevik rensenanlegg.

Selv om de ulike prøveseriene ved intensivforsøkene i full skala ved Kvernevik RA ga noe varierende resultater, var det rimelig god overensstemmelse mellom de konklusjoner som kunne trekkes fra benkeforsøkene og fra intensivforsøkene i full skala.

#### Samlet vurdering av renses effektene ved anlegget

Benkeforsøk og intensivforsøk i full skala viste at avløpsvannet ved Kvernevik RA skulle være godt egnet for finsiling og at primærrensingskravet skulle kunne oppnås dersom en drev

finsilanlegget slik at filtermatte ble etablert på silduken. Når renseeffekten i langstidsperioden var langt unna primærrensekrevet, på tross av at lysåpningen på silen ligger i finsilområdet (0,4 mm), skyldes dette, mest sannsynlig, utformingen på den silen som brukes (roterende skivefilter). For det første drives denne silen slik at filtermatte ikke får etablere seg ettersom silflaten beveger seg og blir spylt kontinuerlig. For det andre blir silslammet liggende mellom to silflater og ”malt” i stykker slik at partikler som er store nok til å bli separert i første omgang, muligens blir malt ned til mindre partikler som passerer silen i annen omgang.

Det er tvilsomt om denne siltypen kan drives slik at filtermatte etableres og dermed er det tvilsomt om primærrensekrevet vil kunne oppnås med denne siltypen.

#### 4.5.6 Flesland RA

Flesland RA er dimensjonert for 46.000 pe og ble satt i drift i 1986. Avløpsvannets sammensetning er i stor grad påvirket av ulike typer industri (blant annet et bryggeri). Tilførselstunnelen er svært lang (ca 12 km), og det er derfor betydelig sedimentering i tunnelen ved lav vannføring, mens det ved kraftig nedbør skjer en utspyling av tunnelen.

##### Kort beskrivelse av anlegget

Avløpsvannet passerer først 2 grovrister av typen Silmattan med 6 mm spalteåpning før det blir pumpet opp til 2 finsiler av typen Anebra skivefiltre (se Figur 4.28) før dyptvannsutslipp i Raunefjorden. Noe av avløpsvannet ledes utenom finsilene til en finrist før utslipp. Ristgodset fra grovristene skrues til container, mens ristgoods fra siler og finrist skrues opp i en silo. Alt rist- og silgoods transporteres bort for kompostering.



*Figur 4.28 Anebra skivefilter ved Flesland RA*

De to finsilene som er montert i parallell, er roterende skivesiler av typen Anebra (modell 818) med 0,5 mm lysåpning. Det er 16 skiver pr. sil, skivediameteren er 1,8 meter, det totale silarealet er 40 m<sup>2</sup> pr sil, og det dykkede silarealet er 14 m<sup>2</sup>. Spylesystemet er nivåstyrt og basert på rentvannspyling.

Ved Flesland RA ble det ikke gjennomført benkeskalaforsøk eller intensivforsøk i full skala. Vi skal her ta med resultatene fra langstidsperioden og sammenligne disse med de resultatene som ble oppnådd ved Kvernevik RA, som er svært likt i oppbygning og utforming.

##### Renseresultater fra langtidsforsøkene

Det ble gjennomført 28 prøvedøgn. I

Tabell 4.6 er vist midlere verdier og standardavvik for SS, BOF<sub>5</sub> og KOF. Sammensetningen av innløpsvannet ved Flesland RA er sterkt preget av industriavløp (bl.a. Hansa Bryggerier). Avløpsvannet inneholder derfor langt mer organisk stoff enn det de andre rensanleggene i Bergen gjør og variasjonene i sammensetning er også langt høyere, noe som fremgår av

Tabell 4.6.

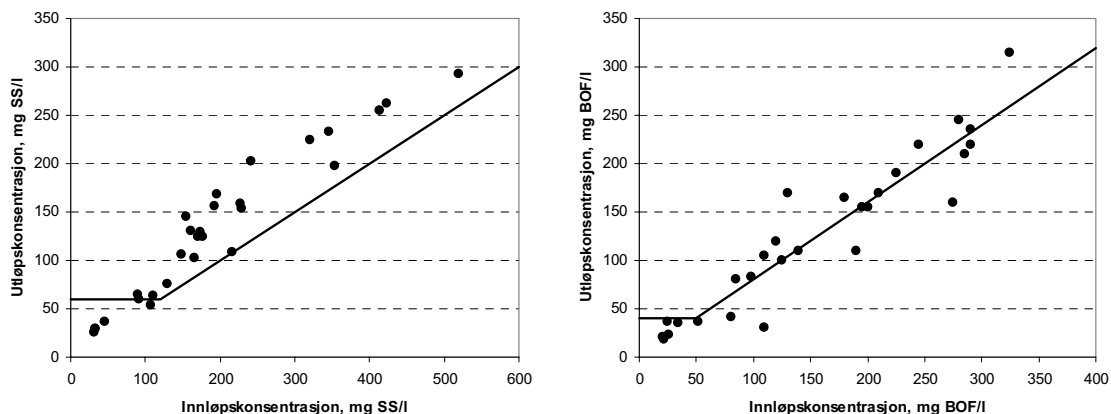
Innløpskonsentrasjonene i prøveperioden varierte mye, fra 31 til 519 mg SS/l, fra 21 til 325 mg BOF<sub>5</sub>/l og fra 80 til 770 mg KOF/l. Dette gjør at dette vannet ikke er særlig velegnet for primærrensing med siling.

Vi ser av tabellen at selv om man hadde lagt midlere renseresultat til grunn så hadde Flesland RA vært langt unna å klare primærrensekravene selv om anlegget er forsynt med finsiler (lysåpning 0,5 mm).

Tabell 4.6 Midlere renseresultater (med standardavvik) i 28 prøvedøgn ved Flesland RA

	Antall prøver	SS	BOF <sub>5</sub>	KOF
Innløp, mg/l	28	196 ± 125	156 ± 96	365 ± 200
Utløp, mg/l	28	133 ± 76	127 ± 81	298 ± 156
Renseeffekt, %	28	29 ± 12	16 ± 22	17 ± 11

Figur 4.29 viser at det er kun et fåtall prøvedøgn der primærrensekravene oppfylles. Det skjer primært når vannet er så tynt at innløpsprøven ligger under kravet til utløpskonsentrasjon.



Figur 4.29 Renseresultater ved Flesland RA i langtidperioden

Det er for så vidt interessant at det er flere prøvedøgn der BOF-kravet oppfylles enn SS-kravet, noe som dels har å gjøre med at BOF-kravet er mindre strengt og dels med at en relativt høy innløpskonsentrasjon av organisk stoff innebærer at en moderat renseseffekt (20 %) blir lettere å oppnå.

Også ved Flesland RA er det en klar sammenheng mellom innløps- og utløpskonsentrasjonen. En trendlinje gjennom punktene tilsier en renseseffekt på ca 35 % mht SS og ca 19 % mht BOF<sub>5</sub>, altså svært nær den tilsvarende trendlinje for resultatene ved Kvernevik RA viste.

#### Samlet vurdering av renseseffektene ved anlegget

Som nevnt over er det tvilsomt om denne siltypen kan drives slik at filtermatte etableres, og det er derfor ikke sannsynlig at man ved Flesland RA vil kunne oppnå primærrensekravet med denne prosessløsningen.

#### **4.5.7 Bore RA**

Bore renseanlegg mottar avløpsvann fra Klepp kommune. I tillegg til ca 9.000 innbyggere er det også tilknyttet tre større meierier og en potetmel-fabrikk til anlegget. Dette utgjør en svært betydelig andel av belastningen. Mengde og kvalitet på avløpsvannet svinger derfor mye over døgnet.

#### Kort beskrivelse av anlegget

Anlegget er oppbygget med forbehandling i en trapperist med 6 mm lysåpning etterfulgt av to roterende båndsilere av typen Salsnes Filter SF 5000. Oppgitt hydraulisk kapasitet for hver sil er 150 l/s. Hver finsil har et dykket sildukareal på maksimalt 2,2 m<sup>2</sup>. I forbindelse med forsøkene i PRIMÆRRENS ble alt avløpsvannet kjørt over den ene silen med 350 µm silduk. Avløpsvannet ble tilført med frekvensstyrt innløpspumpe. Ved spesielt høye vannføringer har avløpsvannet blitt ledet gjennom begge silene.

Innløps- og utløpsprøver ble tatt manuelt med prøvestusser montert på henholdsvis innløpskassen og utløpskassen av silen. Silene er plasserte i 2. etasje av bygget. Normalt alterneres driften av silene. Renset avløpsvann ledes via et svingekammer med selvfall ut i Nordsjøen, ca 1000 m fra land. Innløpsprøvene ble tatt i silkassen. Avløpsvannet har da passert innløpsrist, pumpeump og en fordelingskasse. Driften var i forsøksperioden stabil og god, dvs at prøveresultatene fra dag til dag er direkte sammenlignbare.

#### Renseresultater fra langtidsforsøkene

Det ble gjennomført 16 prøvedøgn. I Tabell 4.6 er vist midlere verdier og standardavvik for SS, BOF<sub>5</sub> og KOF. Det fremgår at sammensetningen av innløpsvannet ved Bore RA er sterkt preget av industriavløpet (bl.a. tre større meierier og en potetmelfabrikk). Det er derfor langt mer konsentrert og inneholder langt mer løst organisk stoff enn det som er normalt i kommunalt avløpsvann. Variasjonene i sammensetning er også langt høyere, noe som fremgår av Tabell 4.7 og det faktum at innløpskonsentrasjonene i prøveperioden varierte mye, fra 51 til 600 mg SS/l, fra 15 til 375 mg BOF<sub>5</sub>/l og fra 51 til 950 mg KOF/l. Dette gjør at dette vannet ikke er særlig velegnet for primærrensing med siling.

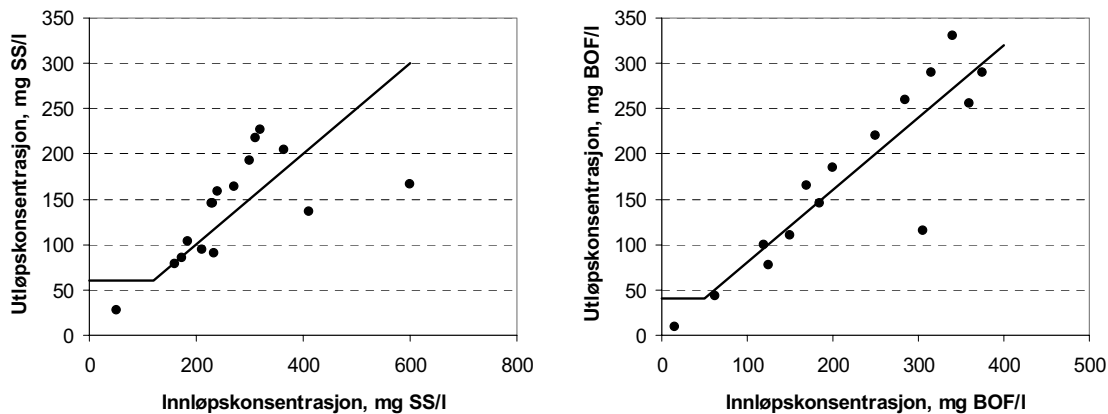
Vi ser av Tabell 4.7 at selv om man hadde lagt midlere renseresultat til grunn, så hadde ikke Bore RA klart primærrensekravet for SS mens det hadde klart det mht til BOF. Dette på tross av at anlegget er forsynt med finsiler med lysåpning 0,35 mm som i andre anlegg har klart primærrensekravet godt (for eksempel Breivika RA). Både for SS og BOF<sub>5</sub> ligger renseseffekten nærmest kravet mens utløpskonsentrasjonene ligger langt unna kravverdiene. Hovedårsaken til dette er primært å finne i avløpsvannets sammensetning.

Tabell 4.7 Midlere renseresultater (med standardavvik) i 16 prøvedøgn ved Bore RA

	Antall prøver	SS	BOF <sub>5</sub>	KOF
Innløp, mg/l	16 <sup>1</sup>	268 ± 123	217 ± 111	523 ± 2510
Utløp, mg/l	16 <sup>1</sup>	140 ± 56	173 ± 98	384 ± 190
Renseeffekt, %	16 <sup>1</sup>	46 ± 13	22 ± 17	25 ± 13

<sup>1</sup>15 prøver av BOF og KOF

Figur 4.30 viser at det er en klar sammenheng mellom utløps- og innløpskonsentrasjoner, bortsett fra et par tilfeller som kan mistenkes å representere prøvetakings- eller analysefeil. Vinkelkoeffisienten på trendlinjene for disse sammenhengene er høyere enn de som tilsvarer renseseffektene i primærrensekravet. Det betyr at dette anlegget ikke vil klare kravet som en følge av vannets sammensetning uten å ty til spesielle tiltak, for eksempel tilsetning av koagulant.



Figur 4.30 Renseresultater fra langtidsforsøkene ved Bore RA

#### Resultat av benkeskalaforsøk og intensivforsøk i full-skala

Benkeskala forsøkene og intensivforsøkene i full skala også ved Bore RA ble gjennomført med avløpsvann som var representativt for anlegget. Andelen av løst KOF i forhold til total KOF varierte i området 0,38 til 0,58, som er høyere enn normalt i kommunalt avløpsvann.

I benkeforsøkene ble det oppnådd fra ca. 17 % SS- og 19 % KOF-reduksjon (ved 550 µm silduk) til 23 % SS- og 23 % KOF-reduksjon (ved 55 µm silduk) når forsøket ble kjørt uten filtermatte. Når forsøkene ble kjørt med filtermatte, oppnådde man mer enn 50 % SS-fjerning ved filterhastigheter opp til 40 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup><sub>dukareal</sub>·h (0,35 mm lysåpning på silen). Benkeforsøkene indikerte at silingshastigheten var av avgjørende betydning. Dersom denne ble øket til 70 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup><sub>dukareal</sub>·h sank renseseffekten mht SS til under 40 %.

Det at KOF-fjerningen var om lag den samme som SS-fjerningen er bare mulig dersom de partiklene som fjernes primært består av fett. Beregninger viser at det ubehandlede avløpsvannet fra benkeforsøkene hadde et forhold mellom partikulær KOF og SS på litt under 1,3, mens det tilsvarende forhold for partikler fjernet med sildukene i benkeforsøkene var på nesten 3. Samtidig sank dette forholdet til 0,8 i det avløpsvannet som gikk gjennom silene. Dette indikerer at det var primært fett i de store partiklene som ble fjernet, mens de mindre partiklene som gikk gjennom sildukene var dominert av inert materiale.



Med filtermatte på sildukene var fjerningen av SS generelt sett 10 til 20 % høyere enn fjerningen av KOF, og differansen var økende ved økende tykkelse på filtermatten (lavere silingshastigheter). Dette skyldes at en økende andel av de små partiklene med lavt KOF-innhold ble fjernet på filtermatten.

Resultater fra intensivforsøkene i full skala ble gjennomførte med svært høye silingshastigheter (fra 116 til 161 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup><sub>dukareal</sub>·h) ettersom vannføringen inn på anlegget var høy. Netto trykktap over silduken varierte fra 12 til 18 cm. Hastigheten på silduken varierte fra 4 til 15 cm/sekund. Visuelt bedømt ble filtermatten på silduken ansett for å være svært tynn. Ingen av prøveseriene klarte kravet til primærrensing på 50 % fjerning av SS.

Fjerningen av KOF var hele tiden lavere enn fjerningen av SS. Ser vi på veid gjennomsnitt av alle prøveseriene var forholdet mellom partikulært KOF og SS 1,7 i innløpet og 1,8 i fraseparert silslam. Fjerning av store fettpartikler var følgelig ikke noen dominerende mekanisme for rensingen av avløpsvannet i disse fullskalaforsøkene.

Veid gjennomsnitt for alle prøveseriene viser at avløpsvannet hadde et forhold mellom filtrert KOF og total KOF på 0,48, dvs at løst KOF utgjorde i snitt 48 % noe som er unormalt høyt i kommunalt avløpsvann og skyldes det sterke innslaget av næringsmiddelavløp.

Det ble fjernet 32 % SS og 18 % KOF ved en silingshastighet på 137 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dukareal/h. Dette er i godt samsvar med resultatene fra forsøkene i benkeskala (hvor man opererte med langt lavere silingshastigheter) noe som fremkommer ved en ekstrapolering av dataene i benkeforsøkene (med silingshastighet fra 15 til 95 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dukareal/h) til en silingshastighet på 135 - 140 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dukareal/h.

#### Samlet vurdering av renseeffektene ved anlegget

Forsøkene ved Bore RA viser at avløpsvannet her ikke er spesielt godt egnet for siling ettersom vannet er sterkt preget av næringsmiddelavløp og har en høy andel av løst organisk stoff. Det vil bli umulig å klare konsentrasjonskravene til primærrensing, med en båndsil med 0,35 mm lysåpning, men det er muligheter til å klare renseeffekt-kravet. Dette betinger imidlertid at anlegget reduserer silingshastigheten vesentlig, sannsynligvis til under 40 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dukareal/h, noe som vil innebære at anlegget må øke kapasiteten (sette inn flere siler). Det er mulig at det i et avløpsvann som det ved Bore RA vil være mer å hente i en kjemisk forbehandling av vannet.

#### **4.5.8 Sirevåg RA**

Sirevåg renseanlegg mottar avløpsvann fra to mindre tettsteder. Avløpsvannets sammensetning er imidlertid helt dominert av industriavløp. Samlet organisk belastning fra befolkningen er mindre enn 500 personenheter. Resten av avløpsvannet kommer fra fiskeforedling og annen næringsmiddelindustri i Sirevåg. I Sirevåg er det en rekefabrikk, to bedrifter som driver med mottak, sløyning og videreføring av fisk, en pelsdyr-førfabrikk og en hundeførfabrikk. Kvaliteten på avløpsvannet svinger svært mye, avhengig av tilførsel fra bedriftene.

#### Kort beskrivelse av anlegget

Anlegget er svært likt Bore RA, oppbygget med to roterende båndsiler av typen Salsnes Filter SF 4000 (lysåpning 0,35 mm). Det viser seg at den hydrauliske kapasitet i praksis er betydelig lavere enn det som anlegget er levert for (150 l/s). Dette skyldes det spesielle avløpet og at det

er tatt høyde for fremtidig utvidelse. Det er ingen forbehandling foran finsilene. Avløpsvannet pumpes direkte inn på anlegget fra en ekstern pumpestasjon med frekvensstyrte pumper.

Silene er plassert i 2. etasje av bygget. Normalt alterneres disse. I forsøksperioden er alt avløpsvannet stort sett kjørt gjennom én sil med frekvensstyring av innløpspumpe. Innløpsprøver er tatt i silkassen.

#### Renseresultater fra langtidsforsøkene

Det ble gjennomført 16 prøvedøgn. I Tabell 4.8 er vist midlere verdier og standardavvik for SS, BOF<sub>5</sub> og KOF. Sammensetningen av innløpsvannet ved Sirevåg RA er som nevnt sterkt preget av industriavløp noe som medfører at avløpsvannet er langt mer konsentrert og inneholder langt mer løst organisk stoff enn det som er normalt i kommunalt avløpsvann. Variasjonene i sammensetning er også langt høyere, noe som fremgår av Tabell 4.8 samt det faktum at innløpskonsentrasjonene i prøveperioden varierte mye, fra 42 til 809 mg SS/l, fra 15 til 1600 mg BOF<sub>5</sub>/l og fra 85 til 2700 mg KOF/l. Dette gjør at dette vannet neppe er særlig velegnet for primærrensning med siling.

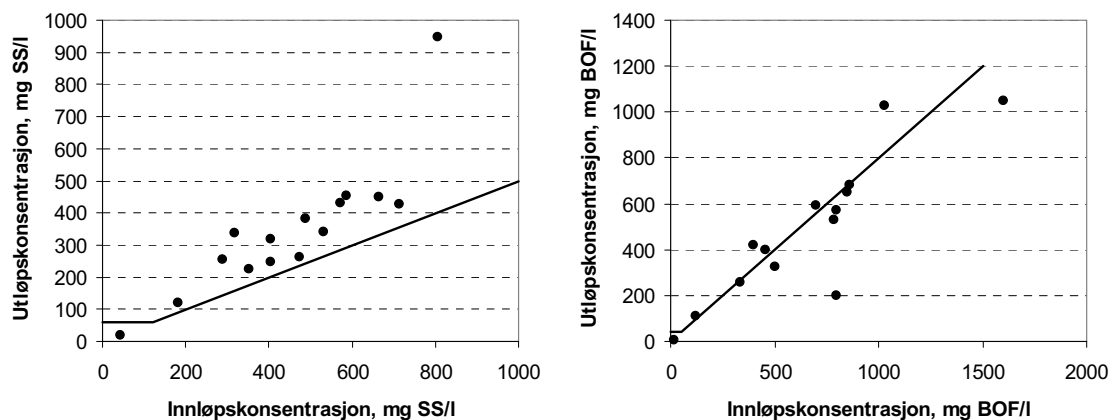
Vi ser av tabellen at selv om man hadde lagt midlere rensresultat til grunn så hadde ikke Bore RA klart primærrensekravet for SS på tross av at anlegget er forsynt med finsiler med lysåpning 0,35 mm, mens det hadde klart det mht til BOF (kravet til renseseffekt). Hovedårsaken til dette er primært å finne i avløpsvannets sammensetning.

Tabell 4.8 Midlere rensresultater (med standardavvik) i 16 prøvedøgn ved Sirevåg RA

	Antall prøver	SS	BOF <sub>5</sub>	KOF
Innløp, mg/l	16 <sup>1</sup>	455 ± 204	661 ± 402	1193 ± 645
Utløp, mg/l	16 <sup>1</sup>	381 ± 239	487 ± 309	1046 ± 726
Renseeffekt, %	16 <sup>1</sup>	26 ± 19	26 ± 22	16 ± 19

<sup>1</sup> 14 prøver av BOF og KOF

Figur 4.31 viser imidlertid at man er langt unna å klare primærrensekravene ved Sirevåg RA.



Figur 4.31 Renseresultater fra langtidsforsøkene ved Sirevåg RA

Den høye BOF-konsentrasjonen på innløpsvannet gjør at det er en del av prøvedøgnene som klarer kravet mht BOF<sub>5</sub>, men heller ikke på denne parameteren er rensresultatene gode nok

Figuren viser også at det er en klar sammenheng mellom utløps- og innløps-konsentrasjoner, bortsett fra et tilfelle som kan mistenkes å representere prøvetakings- eller analysefeil. Vinkelkoeffisienten på trendlinjene for disse sammenhengene er høyere enn de som tilsvarer renseeffektene i primærrensekravet, noe som underbygger en konklusjon om at dette anlegget ikke vil klare kravet simpelthen som en følge av vannets sammensetning.

#### Resultat av benkeskalaforsøk og intensivforsøk i full-skala

Benkeskala forsøkene og intensivforsøkene i full skala ved Sirevåg RA ble gjennomført med avløpsvann som var representativt for anlegget. Andelen av løst KOF i forhold til total KOF varierte i området 0,16 til 0,48 – med et forholdstall på ca 0,35 i de fleste prøveseriene. Dette er betydelig høyere enn det som er normalt i norsk kommunalt avløpsvann.

Uten filtermatte ble det målt fra 19 til 24 % fjerning av SS, med lysåpninger fra 550 til 150  $\mu\text{m}$  i sildukene. Dette indikerer at avløpsvannet ikke er særlig velegnet for primærrensing med finsiler, men at det kan være mulig å oppnå akseptable renseeffekter med en skikkelig filtermatte på silduken. Uten filtermatte på sildukene ble det bare målt fra 3 til 8 % fjerning av TKOF (med lysåpninger fra 550 til 150  $\mu\text{m}$ ).

Dette avløpsvannet var av en slik beskaffenhet at det tettet silduken i benkeforsøkene fort og lave silingshastigheter (under  $10 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}/\text{h}$ ) måtte benyttes. Resultatene viste vel 30 % fjerning av SS og drøyt 20 % fjerning av KOF ved silingshastigheter under  $10 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}/\text{h}$ .

Intensivforsøkene i full skala (0,35 mm silduk) ble operert med langt høyere silingshastigheter (40 til  $80 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}/\text{h}$ ) ettersom tilløpsvannmengden var stor. Filtermatten på silduken ble visuelt bedømt til å være svært tynn og transparent. Ingen av prøveseriene klarte kravet til primærrensing på 50 % fjerning av SS. Det ble imidlertid målt fra 45 til 47 % fjerning av SS ved silingshastigheter fra 49 til  $59 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}/\text{h}$ . Det er derfor sannsynlig at man kunne klart 50 % fjerning av SS med en lavere silingshastighet.

På grunn av de store variasjonene i avløpsvannets sammensetning var det kun én av prøveserie i full skala som kunne sammenlignes med resultatene fra forsøkene i benkeskala. Ved en silingshastighet på  $79 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}/\text{h}$  ble det målt 23 % fjerning av SS og 16 % fjerning av KOF. Dette stemmer ganske bra med resultatene fra benkeskala forsøkene.

#### Samlet vurdering av renseeffektene ved anlegget

Forsøkene ved Sirevåg RA viser at avløpsvannet ikke er særlig godt egnet for siling ettersom vannet er sterkt preget av næringsmiddelavløp og har en høy andel av løst organisk stoff. Det vil bli umulig å klare konsentrasjonskravene til primærrensing, med en båndsil med 0,35 mm lysåpning, men med de høye konsentrasjonene (av SS og  $\text{BOF}_5$ ) inn, er det en mulighet til å klare kravet til renseeffekt. Dette betinger imidlertid at anlegget reduserer silingshastigheten vesentlig, sannsynligvis til under  $10 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}/\text{h}$ , noe som vil innebære at anlegget må øke kapasiteten (sette inn flere siler).

Det ble for øvrig gjort en interessant observasjon på Sirevåg RA. Silduken spyles normalt med varmt vann. Dette er gunstig for fjerning av fett, men fiskeproteiner på silduken koagulerer og blir som lim ved spyling med varmtvann. Dette ble kun observert ved varmtvannsspyling og det ble foretatt manuell spyling med kaldtvann for å få ren silduk.

#### 4.6 Tiltak for å bedre renseseffekten ved primærrensaneanlegg basert på finsiling – tilsetting av koagulant

På samme måte som man kan bedre renseseffekten i primærrensaneanlegg gjennom forkoagulering (se pkt 3.5), er det mulig også å oppnå forbedring av effekten i silanlegg ved tilsetting av en koagulant før silen. Men mens forkoagulering er velkjent praksis i sedimenteringsanlegg, er det tidligere ikke dokumentert hvilken effekt slik forkoagulering kan ha i silanlegg og hvilke driftsbetingelser som må være til stede for å lykkes med forkoagulering.

På bakgrunn av de erfaringer som ble gjort med finsilanlegg uten forkoagulering, kan man fremsette noen hypoteser om hva som vil skje dersom man tilsetter en koagulant før silen. Det er for det første rimelig å anta at dannelse av filtermatte på silduken vil ha minst like stor betydning når koagulant tilsettes.

Som vist i kap 3.5 vil koagulantene føre til oppbygning av en relativt skjøre fnokk som er et aggregat av slampartikler som er for små til å bli separert av silduken direkte. Disse skjøre fnokkene vil lett kunne brytes opp igjen dersom man tillater for stor hastighet på vannet gjennom silduken (for stor silingshastighet). Dersom det er etablert en filtermatte på silduken vil derimot fnokkene kunne legge seg på denne og øke separasjonsgraden. Samtidig er det sannsynlig at falltapet vil øke hurtigere med koagulering enn uten, både fordi det skal separeres mer slam og fordi koagulantene i seg selv vil representere en slags "mattestruktur".

For å undersøke disse forholdene ble det i PRIMÆRRENS satt i gang forsøksdrift med forkoagulering ved to finsilanlegg (Holen RA i Bergen og Bangsund RA i Namsos), begge anlegg basert på roterende båndsilere (Vogelsang, 2004), (Rusten og Lundar, 2004c).

##### 4.6.1 Valg av type og mengde av koagulant/flokkulant

I kap 3.5.2 og 3.5.3 har vi beskrevet mulige koagulanter og diskutert valg av koagulant/flokkulant for sedimenteringsanlegg. I hovedtrekkene gjelder det samme for koagulanter som skal benyttes i silanlegg. I begge tilfeller er vi interessert i å skape relativt store fnokker. I silanlegg er det også svært viktig at fnokken har stor indre "strukturstyrke", dvs at den kan tåle, relativt sett, store hydrauliske påkjenninger uten å brytes opp. I så måte er polymerkoagulanter mer egnet enn metallkoagulanter som gir svært skjøre fnokker. Når en polymer benyttes alene, er det rimelig å anta at en kationisk polymer vil virke best ettersom den både fungerer som koagulant og flokkulant. En kombinasjon av en lav dose med metallkoagulant (for å minimalisere slamproduksjonen) med en kationisk polymer kan imidlertid være aktuelt. Kombinasjonen av en, relativt sett, høy dose metall (som koagulant og fellingmiddel) og en anionisk polymer (som flokkulant) slik man benytter i enkelte kjemiske rensaneanlegg, vil kunne gi gode renseseffekter, men er mindre aktuelt ettersom denne kombinasjonen vil produsere mye slam pga utfelling og føre til redusert kapasitet på silen.

Innledende laboratorieforsøk (Vogelsang, 2004) som forberedelse til full skala forsøkene i Bergen, der fnokkene ble separert ved siling gjennom en 300 µm silduk, bekreftet i hovedsak de hypotesene som er fremsatt over om valg av polymer. Man fikk gode resultater ved en kombinasjon av metallsalt (JKL) og anionisk polymer ved doser på ca 7 mg Fe/l og 0,5 mg polymer/l.

Ved fullskala forsøkene i Bergen la man opp til at en del av slammet skulle separeres ved flotasjon før silen (se avsnitt 4.5.4) og ettersom laboratorieforsøkene viste at en kombinasjon av metallsalt (JKL) og en anionisk polymer faktisk ga et floterende slam, valgte man denne

løsningen i full-skala forsøkene. Dette vil imidlertid ikke være den normale situasjon. Ved kombinasjon av jern og kationisk polymer oppnådde man i disse laboratorieforsøkene god separasjon ved ca 7 mg Fe/l i kombinasjon med > 1,5 mg polymer/l. Det ble ikke gjort forsøk med kationisk polymer alene, bortsett fra med kitosan, hvor forsøkene viste at man måtte opp i høye doser (> 5 mg kitosan/l) for å oppnå om lag samme renseresultat som ved bruk av metallsalt i kombinasjon med kationisk polymer.

Ettersom det er sannsynlig at dannelse av filtermatte vil være avgjørende for renseseffekten i finsilanlegg og ettersom det er grunn til å tro at dosen av koagulant vil påvirke dannelsen av filtermatte, vil vi anbefale at man benytter den forsøksprosedyre for benkeforsøk som er beskrevet i kap. 4.4 også når man skal gjøre forundersøkelser mht hvilken polymer og hvilken dose man skal prøve på full-skala anlegget. Det er ikke usannsynlig at man kan operere med lavere doser når filtermatte er etablert enn uten.

#### 4.6.2 Bruk av benkeskalaforsøk til forundersøkelser – eksempel fra Bangsund RA

Ved Bangsund RA i Namsos ble det gjennomført benkeforsøk (Rusten og Lundar, 2004c). Avløpsvann til benkeskala forsøk ble tatt ut i en stor sats og flokkulert i en stor plastdunk. Det ble brukt 1 minutt hurtiginnblanding og 10 minutter flokkulering ved 20 rpm. Drill med variabel hastighet og et spesialbygget røreverk ble brukt til hurtiginnblanding og flokkulering.

Forsøkene ble gjort med en sats med avløpsvann sammensatt som vist i Tabell 4.9. Testene uten filtermatte på sildukene ble kjørt både med ubehandlet avløpsvann og med flokkulert avløpsvann, mens testene med filtermatte på sildukene ble kjørt med kun flokkulert avløpsvann. Avløpsvannets konsentrasjoner etter flokkulering er også vist i Tabell 4.9.

Tabell 4.9 Konsentrasjoner av avløpsvann brukt til benkeskalaforsøk på Bangsund RA  
(Dosering for koagulert avløpsvann: 7,4 mg Al/l + 0,4 mg polymer/l)

	pH	Konsentrasjoner, mg/l			FKOF/TKOF Forhold
		SS	FKOF	TKOF	
Ubehandlet avløpsvann	7,1	224	91	275	0,33
Koagulert avløpsvann	7,0	285	61	312	0,19

Som koagulant ble det brukt en kombinasjon av polyaluminiumklorid (Ekoflock 90) og en polymer. Både anioniske (Pempure 135) og kationiske (Pemcat 108 og 163) polymerer ble utprøvet med doseringer på 60 ml/m<sup>3</sup> Ekoflock (7.4 mg Al/l) og 0,4 mg polymer/l. Polymeren ble tilsatt helt på slutten av den 1 minutt lange hurtiginnblandingsperioden. Det ble gjennomført to flokkuleringer for å hindre at flokkulert vann ble stående for lenge før benkeskala siling. Det fremgår av Tabell 4.9 at innholdet av løst KOF (FKOF) ble noe redusert gjennom koaguleringen. Dette skyldes at submikron partikler som uten koagulering går gjennom et GF/C filter, blir koagulert til aggregater som ikke går gjennom. Dette fører til en reduksjon i filtret KOF (FKOF) og en økning i SS. Tilsvarende forandrer FKOF/TKOF forholdet seg i gunstig retning.

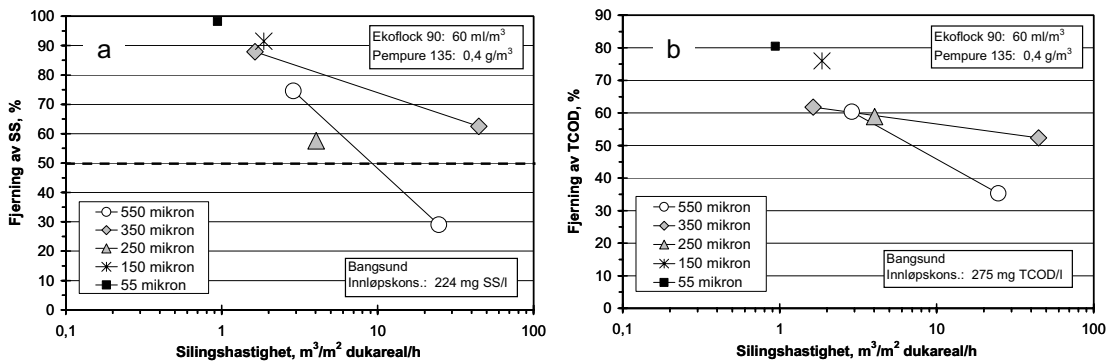
#### Renseresultater i benkeforsøk uten filtermatte på silduken

Forsøkene viste at avløpsvannet i utgangspunktet var dårlig egnet for finsiling, med bare 17 % fjerning av SS og 10 % fjerning av KOF for silduker med lysåpninger på 250 og 350 µm i ubehandlet avløpsvann. Over 65 % av SS var finere enn 55 µm.

Heller ikke med koagulering/flokkulering var det noen av de testede sildukene (fra 550 til 55  $\mu\text{m}$  lysåpning) som klarte primærrensekravet på 50 % fjerning av SS, men med koagulert/flokkulert avløpsvann var fjerningen av TKOF over 30 % for samtlige silduker. Uten flokkulering var det bare dukene med 150 og 55  $\mu\text{m}$  lysåpninger som fjernet over 30 % KOF. Disse forsøkene viser at dersom man ikke klarer å etablere en filtermatte på silduken, så er det begrenset hva man kan klare å forbedre renseseffekten i finsilanlegg ved å tilsette koagulant. Det skal her presiseres at man kjørte disse forsøkene med metallsalt i kombinasjon med en anionisk polymer – en koagulant kombinasjon som erfaringsmessig gir relativt skjøre fnokker. Forsøk med kationisk polymer alene, evt en lav dose metallsalt i kombinasjon med en kationisk polymer, ville muligens kunne ført til en annen konklusjon. Hovedkonklusjonen står likevel ved lag: Skal man utnytte det forbedrings-potensialet som ligger i tilsetning av koagulant før en finsil, bør denne silen kjøres slik at filtermatte etableres.

#### Renseresultater i benkeforsøk med filtermatte på silduken

Figur 4.32 a og b viser renseseffekter for henholdsvis SS og KOF, etter at det ble etablert en filtermatte på sildukene. Renseseffektene er vist som funksjon av silingshastighet slik de også ble vist for forsøk uten koagulering tidligere (kap 4.4.4).



Figur 4.32 Fjerning av SS (a) og KOF (b) som funksjon av silingshastighet for koagulert/flokkulert avløpsvann fra Bangsund RA

Vi ser for det første at silingshastigheten må være relativt lav og lavere jo finere silduken er. Svært fin silduk (55  $\mu\text{m}$ ) gav svært høy renseseffekt (98 % mht SS og 81 % mht KOF) men svært lav silingshastighet måtte benyttes (1 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dukareal/h). For å klare minst 50 % fjerning av SS måtte silingshastigheten være mindre enn ca. 20 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dukareal/h med silduker  $\leq$  350  $\mu\text{m}$ .

Fjerningen av KOF var under alle betingelser større enn 35 %, selv ved åpne silduker og høye silingshastigheter. Dette viser at det kan bli betydelig lettere å oppnå primærrensekravet mht BOF<sub>5</sub> enn det for SS når forkoagulering etableres. Også renseseffekten mht KOF økte ved avtakende silingshastighet. Det ble observert tykke og kompakte filtermatter på sildukene. Ved de laveste silingshastighetene må det forventes at filtermatten også fjernet noe av det kolloidale materialet som er mindre enn poreåpningen på 1,2  $\mu\text{m}$  i Whatman GF/C-filtre.

Forsøkene viste at det med utgangspunkt i et avløpsvann som var lite egnet for finsiling, var mulig å oppnå meget høye renseseffekter ved koagulering, flokkulering og siling ved lave silingshastigheter. For å få en økonomisk konkurransedyktig prosess, må man imidlertid komme fram til en driftsmåte der primærrensingskravet kan oppnås ved, relativt sett, høye silingshastigheter.

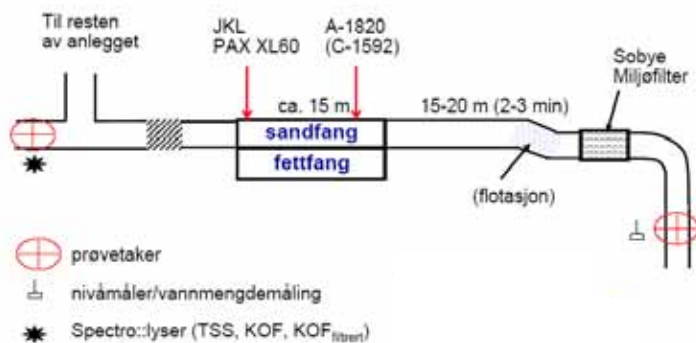
### 4.6.3 Erfaringer fra fullskala forsøk

Som nevnt tidligere ble det gjennomført full-skala forsøk ved Holen RA i Bergen (Vogelsang, 2004) og ved Bangsund RA i Namsos (Rusten og Lundar, 2004c). I begge tilfeller var forsøkene av begrenset omfang. Ved Bangsund RA har man imidlertid fortsatt drift med koagulering utover de forsøk som ble som ble gjennomført i PRIMÆRRENS.

#### Erfaringer fra Holen RA

En av grunnene til at Holen RA ble valgt ut for å kjøre forsøk med forkoagulering, var Bergen kommunes interesse i å utprøve et konsept foreslått av silleverandøren Sobyte Miljøfilter og kjemikalieleverandøren Kemira Chemicals. Konseptet gikk ut på montere en båndsil i en kanal som opprinnelig var avsatt til en grovsil ved Holen RA. Samtidig la man opp til innblåsing av luft foran silen med tanke på å oppnå flotasjon av noe av slammet som deretter ville kunne legge seg på silflaten og få en ytterligere avvanning der. Opplegget er anskueliggjort i Figur 4.33.

Koagulantene JKL ble levert med bil og overført til en stor doseringstank før bruk, mens PAX XL60 ble levert på fat og dosert direkte fra denne. De anioniske polymerene A-1820 og C-1592 (flokkulanter) ble laget til ved utblanding av den konsentrerte løsningen i springvann til en 2 % polymerløsning manuelt. Koagulantene ble dosert rett etter innløpet til sandfanget, mens flokkulantene ble dosert ca 15 m ut i sandfanget. Doseringsstedet for flokkulant ga en flokkuleringstid på ca 3 min før separering på silduk, se Figur 4.33.



Figur 4.33 Opplegg for forsøkslinja ved Holen RA

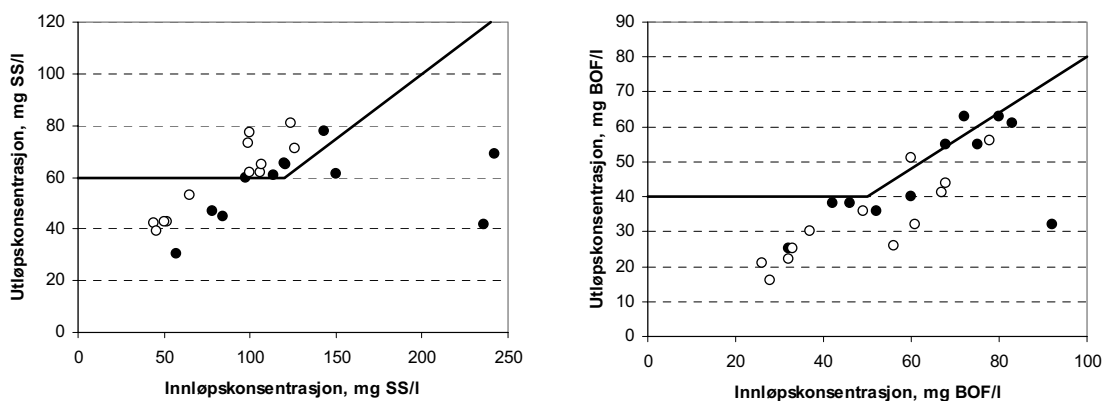
Doseringen av koagulantene ble styrt etter vannføringen inn på silen, mens flokkulantdoseringen ble holdt tilnærmet konstant (eventuell justering ble gjort manuelt). Det ble montert 28 rektangulære diffusorer 2,0-5,5 meter i forkant av silen med tilførsel av trykkluft (3.5 bar) for å løfte flokkene opp til overflaten før de kom inn til silen. Diffusorene ble montert i 7 rekker (0,5 m avstand mellom rekkene og med 4 diffusorer i hver rekke) med separat justering av luftmengde til hver rekke.

Den kanalmonterte båndsilen (Sobyte filter) hadde en silbåndbredde på 1380 mm og et våtareale på 2,6 m<sup>2</sup>. Hastigheten på silbåndet ble styrt av vann-nivået foran silen. Det var en del problemer med driften av båndsilen underveis.

Det kan straks slås fast at ideen med å utnytte flotasjonseffekten var mislykket, Luftinnblåsing fra blåsemaskin gir altfor grove bobler til at flotasjonen ville kunne bli vellykket. Da må løst luft trykk flotasjon (se kap 5) benyttes. I figur 4.32 er de samlede resultater fra Holen RA vist.

Punktene med koagulering representerer ulike doseringer (7 – 8,5 mg Fe/l + 0,3 – 0,75 mg anionisk polymer/l og 4,5 mg Al/l og 0,6 – 0,75 mg anionisk polymer/l), men det var ikke noen klar trend hvor én doseringssituasjon var klart bedre enn en annen.

Resultatene i Figur 4.34 viser at renseseffekten med koagulering var dårligere enn uten koagulering. Årsaken til dette er at metallsalt-tilsetningen forårsaker en utfelling av partikler slik at SS-konsentrasjonen øker etter at metallsalt tilsettes. Derimot ser vi at rensesultatene mht BOF<sub>5</sub> stort sett bedrer seg. Dette har å gjøre med at det skjer en reduksjon av løst organisk stoff pga utfelling av organisk stoff i submikron partikler. Forsøkene viste også at silens kapasitet ble sterkt redusert ved forkoagulering – fra 700-1100 m<sup>3</sup>/h til 250 – 350 m<sup>3</sup>/h. Basert på et våtareal på silduken på 2,6 m<sup>2</sup>, tilsvarer dette en silingshastighet basert på neddykket dukareal på ca 100-130 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup><sub>dukareal</sub>/h. Dette er sannsynligvis en altfor høy silingshastighet til at man skal få bygget opp noe særlig filtermatte på silduken.



Figur 4.34 Renseresultater fra full-skala forsøkene ved Holen RA- De fylte punktene representerer siling uten forkoagulering og de åpne punkter siling med forkoagulering

Generelt sett må man kunne si at forsøkene med forkoagulering ved Holen RA ikke ble kjørt med betingelser som ville kunne gi vesentlig forbedret renseseffekt som resultat av forkoaguleringen. For det første ble det tilsatt metallsalt som økte SS- konsentrasjonen inn på silen og for det andre ble det kjørt med betingelser som ikke favoriserer oppbygging av filtermatte på silduken (for høy silingshastighet og med kontinuerlig rotasjon på silbåndet, sannsynligvis også med for høy båndhastighet).

#### Erfaringer fra Bangsund RA

På Bangsund RA pumpes avløpsvann direkte inn på en primærsil av type Salsnes Filter SF 2000 (sil 1). Deretter tilsettes fellingskjemikalier og/eller polymer, før avløpsvannet går gjennom et statisk flokkuleringstrinn og partiklene separeres på en finsil av type Salsnes Filter SF Fnokk 4000 (sil 2). Flokkuleringstrinnet har et vått volum fra 3,4 m<sup>3</sup> til 3,7 m<sup>3</sup>, avhengig av trykktapet over den siste silen. Det er mulig å kjøre avløpsvannet utenom sil 1 og direkte til flokkuleringstrinnet.

Da PRIMÆRRENS-forsøkene ble gjennomført, hadde sil 1 en lysåpning på 350 µm og sil 2 en lysåpning på 100 µm. I etterkant av PRIMÆRRENS-forsøkene har man byttet til 840 µm på sil 1 og 250 µm på sil 2. Årsaken til denne endringen vil bli diskutert senere.



Ved bruk av fellingskjemikalie eller bare én type polymer, ble dette tilsatt på utløpsrøret fra sil 1. Ved bruk av både fellingskjemikalie og polymer, eller to typer polymer, ble disse tilsatt henholdsvis på utløpsrøret fra sil 1 og i den første delen av flokkuleringstrinnet.

Fullskala-forsøkene ved Bangsund RA ble gjennomførte på et tidspunkt hvor anlegget mottok mye avløpsvann på grunn av nedbør. Sammensetningen av avløpsvannet for de totalt 13 prøveseriene som ble utført, varierte betydelig. Stikkprøvene for de ulike prøveseriene viste SS mellom 50 og 330 mg/l med middel på 187 mg SS/l, total KOF mellom 194 og 588 med middel på 377 mg KOF/l og filtrert KOF mellom 67 og 224 mg/l med middel på 132 mg KOF/l. FKOF/TKOF-forholdet varierte fra 0,14 til 0,53. Det var meget stabil pH, med verdier fra 6,9 til 7,2. 11 av de 13 prøveseriene hadde innløps-pH på 7,1 eller 7,2.

Én prøveserie ble kjørt uten kjemikalier, tre prøveserier med både kationisk og anionisk polymer og tre prøveserier med bare kationisk polymer. Den kationiske polymeren (Pemcat 108 som har høy ladningstetthet, medium/høy MW) ble tilsatt i utløpsrøret fra sil 1 i en dose på 1,4 g/m<sup>3</sup>. Den anioniske polymeren (Pempure 135) ble tilsatt i flokkuleringstrinnet i en dose på 0,3 g/m<sup>3</sup>.

Under alle prøveseriene som ble kjørt med en kombinasjon av kationisk og anionisk polymer var forholdstallet FKOF/KOF svært ugunstig (0,44-0,53) og det var bare én av de tre prøveseriene som klarte 50 % SS-fjerning. Veid gjennomsnitt av resultatene fra de tre prøveseriene med tilsetning av kationisk og anionisk polymer viste ingen effekt av flokkuleringstrinnet og sil 2. Gjennomsnittlig fjerning av SS var 26 %, målt både i utløpet fra sil 1 og i utløpet fra sil 2.

Resultatene fra prøveseriene med bare kationisk polymer var betydelig bedre. Med FKOF/TKOF-forhold fra 0,28 til 0,42 klarte alle 3 prøveseriene primærrensekravet. Lavest renseseffekt ble oppnådd i den prøveserien som hadde høyest silingshastighet (42 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup><sub>dukareal</sub>·h) og høyest FKOF/TKOF-forhold. Én av prøveseriene klarte 54 % fjerning av SS og 42 % fjerning av TKOF, mens man i de to andre målte 68-69 % fjerning av SS.

Mesteparten av rensingen skjedde over sil 1. Veide middelverdier for de 3 prøveseriene viser at flokkuleringen og sil 2 økte renseseffekten marginalt, fra 53 % til 61 % for SS og fra 41 % til 49 % for KOF. Det ble observert en god filtermatte på sil 1, men fordi denne silen fjernet de fleste store partiklene var det bare en marginal filtermatte på sil 2.

I de prøveseriene der man benyttet polyaluminiumklorid i kombinasjon med anionisk polymer var det store problemer med å klare SS-kravet mens KOF-kravet var lettere å nå. Dette har, som vi også tidligere har sett, å gjøre med det faktum at metallsalttilsetningen øker SS-konsentrasjonen inn på silen vesentlig samtidig som det produseres skjøre fnokker som lett går i stykker. For å klare kravet med en slik doseringssituasjon måtte man svært lavt med silingshastigheten. Selv med silingshastighet redusert til under 10 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup><sub>dukareal</sub>·h, oppnådde man ikke bedre renseseffekt enn 46 % reduksjon for SS og 45 % for KOF selv om dosering av polyaluminiumklorid ble øket til 11 mg Al/l (som Ekoflock 90) mens polymerdoseringen var 0,4 mg anionisk polymer/l (som Pempure 135).

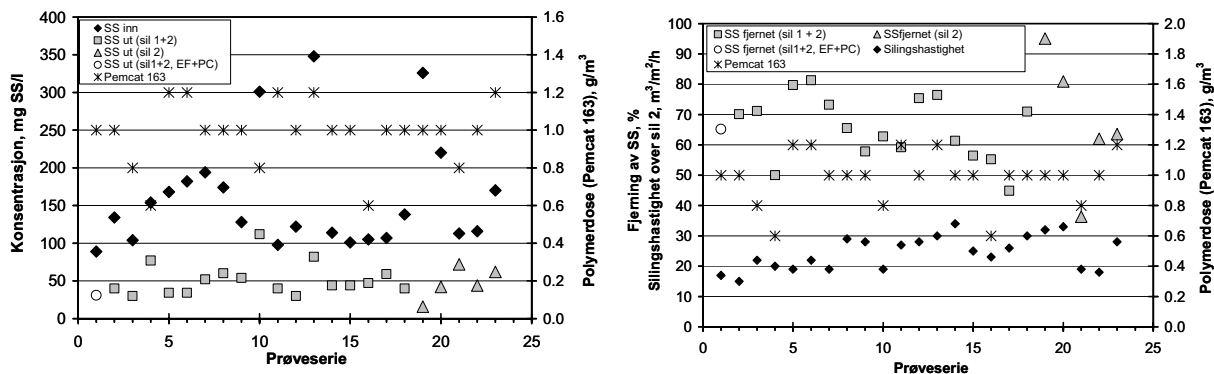
Da det ble observert dårlig produksjon av fnokker i fullskalaanlegget, sammenlignet med det som tidligere ble observert i benkeskala forsøk, besluttet man å kortslutte sil 1 slik at vannet ikke hadde noen forbehandling før det kom til flokkuleringstrinnet. Også i denne situasjonen måtte man imidlertid ned med silingshastigheten til 11 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup><sub>dukareal</sub>·h for å klare

primærrensekravene. Man oppnådde da 55 % reduksjon for SS og 66 % for TKOF, ved dosering av 7,5 mg Al/l (som Ekoflock 90) og 0,4 mg anionisk polymer/l (som Pempure 135).

Forsøksresultatene tyder på at man bør prøve å unngå å bruke metallsalt og at bruk av kationisk polymer totalt sett synes å være best, når man tar hensyn til både renseeffekt og kapasitet (silingshastighet) på silen.

Fullskala forsøkene ved Bangsund RA viste at anlegget bør drives slik at betydelig flere store partikler kommer inn til flokkuleringstrinnet, for derved å hjelpe til med fnokkoppbyggingen og filtermattedannelsen. Dette kan gjøres enten ved å bruke bare én sil, eller ved å bytte til en betydelig åpnere silduk i den første silen. Kort tid etter forsøkene i PRIMÆRRENS ble det byttet duker på silene, slik at sil 1 fikk en duk med 840  $\mu\text{m}$  lysåpning og sil 2 har en duk med 250  $\mu\text{m}$  lysåpning. Siden styrings- og overvåkningssystemet ikke er helt ferdig, har det ikke vært mulig å ta vannmengdeproporsjonale døgnblandprøver på renseanlegget. Det har imidlertid blitt tatt en rekke stikkprøver av innløpsvann og utløpsvann over en 2 måneders periode på høsten 2004. Disse prøvene har blitt sendt til et eksternt laboratorium for måling av SS.

Resultatene fra de 23 prøveseriene er vist i Figur 4.35a og b. Bortsett fra i den første prøveserien ble det kun dosert polymer. Etter anbefaling fra leverandør byttet man kationisk polymer (fra Pemcat 108 til Pemcat 163 som har medium ladningstetthet og høy molekylvekt). De fleste prøveseriene ble kjørt med de to finsilene i koblet i serie, men det ble også kjørt fem prøveserier med bare sil 2 i drift.



Figur 4.35 Resultater fra full skala drift ved Bangsund RA høsten 2004. Forsøk med koagulering/flokkulering mellom to siler i serie (Sil 1: Salsnes Filter siler type SF 2000 (sil 1) med 840 mikron silduk. Sil 2: type SF 4000 Fnokk (sil 2) med 250 mikron silduk)

Doseringen av kationisk polymer har vært i området 0,6 – 1,2 mg/l med de fleste prøveseriene på 1 mg/l. Figur 4.35a viser at man i alle prøveseriene (unntatt 4 av 23) har ligget under 60 mg SS/l og kun to av prøveseriene har hatt dårligere renseeffekt enn 50 %. Midlere renseeffekt for SS, basert på de 23 prøveseriene med stikkprøver, var 66 %. Den høyeste renseeffekten var på 95 %, oppnådd uten bruk av sil 1 og med en betydelig filtermatte på sil 2. De fleste prøveseriene ble kjørt med en silingshastighet i på 20-30  $\text{m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}}\cdot\text{h}$

Erfaringene fra Bangsund RA viste at man kan oppnå gode resultater på dette anlegget ved dosering av meget små mengder med en kationisk polymer. Av de 23 prøveseriene var det kun én serie som ikke klarte SS-kravet til primærrensing. Det var riktignok 2 prøveserier som ikke klarte 50 % fjerning av SS, men i det ene tilfellet var utløpskonsentrasjonen under det

alternative konsentrasjonskravet på 60 mg SS/l. For den ene prøven som ikke klarte primærrensekravet var polymerdoseringen på kun 0,8 g/m<sup>3</sup>. Dette var sannsynligvis i minste laget, selv om det i et par av prøveseriene ble oppnådd akseptable resultater ved doseringer på 0,6 g polymer/m<sup>3</sup>. En totalvurdering av resultatene indikerer at en optimal dosering for dette anlegget vil være på ca 1 g polymer/m<sup>3</sup>.

Man har fortsatt denne driften i 2005 og selv om det har vært mye mildvær med tynt vann, viser midlere resultater fra 6 prøvedøgn med døgnblandprøver et rensresultat på 69 % renseseffekt mht SS (6 prøver) og 54 % mht BOF<sub>5</sub> (3 prøver).

#### 4.6.4 Anbefalinger mht forkoagulering i finsilanlegg

Det må tas hensyn til at det kun er utført et lite antall forsøk med forkoagulering i finsilanlegg, men basert på de erfaringer som er gjort i disse forsøkene, kan følgende anbefalinger gjøres.

##### Valg av koagulant og doseringsmengde

Det anbefales at man i første omgang benytter en kationisk polymer som koagulant. Man bør gjøre benkeskala forsøk og evt forsøk i full skala for å finne fram til den mest egnede kationiske koagulanten. Det anbefales å ta utgangspunkt i en doseringsmengde tilpasset SS-konsentrasjonen inn på ca 5 mg polymer/g SS<sub>råvann</sub>, som vil tilsvare 1 mg polymer/l ved 200 mg SS/l inn. Endelig doseringsmengde må fastlegges i fullskala forsøk.

Bruk av metallsalt må frarådes ettersom det normalt vil føre til utfelling av suspendert stoff som vil øke belastningen på silduken og resultere i redusert kapasitet på silen i forhold til om kationisk polymer benyttes alene. Bare dersom man ellers ikke klarer SS-kravet, kan man kombinere metallsalt og polymer. I dette tilfellet anbefales bruk av en lav dosering av metallsalt i kombinasjon med kationisk polymer - ca 5 mg polymer/g SS<sub>råvann</sub> og 35 mg Fe/gSS<sub>råvann</sub>, som vil tilsvare en dosering på 1 mg polymer/l og 7 mg Fe/l ved 200 mg SS/l i råvann.

##### Siltype og driftsmåte

Det anbefales å benytte en siltype der det er lagt til rette for å få etablert en filtermatte på silduken. I PRIMÆRRENS har man erfart at dette spesielt er tilfelle for båndsilur som i så fall bør drives med lav båndhastighet (evt statisk filtreringsperiode).

Silingshastigheten må beregnes å bli vesentlig lavere enn når forkoagulering ikke benyttes. Det anbefales å kjøre benkeforsøk for å prøve å fastlegge innen hvilket område silingshastigheten bør ligge ettersom denne i stor grad er avhengig av avløpsvannets sammensetning. I utgangspunktet bør man ikke dimensjonere for en silingshastighet over 20-30 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup><sub>dukareal</sub>·h.

#### 4.7 Oppsummering mht utforming, dimensjonering og drift av finsilanlegg for primærrensing

På bakgrunn av de som er anført i dette kapitlet, vil vi fremme følgende anbefalinger mht utforming, dimensjonering og drift av finsilanlegg for primærrensning.

1. Det bør gjennomføres grundige forundersøkelser etter de anvisninger som er gitt i pkt 4.4.1 for å bestemme om det i det hele tatt er sannsynlig at primærrensekravet kan oppnås med finsiling i det aktuelle avløpsvannet

2. Det anbefales at man velger en lysåpning på silen i finsilområdet (0,1-0,5 mm) selv om det ikke kan utelukkes at man kan klare kravet ved åpnere sil.
3. Finsilen bør drives slik at filtermatte tillates å etablere seg på silflaten slik det er beskrevet over. Dette kan få betydning for valg av siltype og driftsmåte
4. Det anbefales at man dimensjonerer finsilen slik at silingshastigheten ligger i området  $20 - 80 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{dukareal}} \cdot \text{h}$ . Den laveste verdien er tiltenkt en situasjon der vannet er uegnet for finsiling og forkoagulering må etableres, mens den høyeste verdien er tiltenkt en situasjon der vannet er velegnet for siling. Verdiene forutsetter at finsilen drives med filtermatte.
5. Det anbefales at det normalt legges til rette for tilsetning av polymer som koagulant og at forkoagulering i det minste finner sted i perioder med vanskelige forhold for finsiling
6. Dersom forkoagulering benyttes, anbefales det at man benytter en kationisk polymer og at man tar utgangspunkt i en dosering på ca 5 mg polymer/g  $\text{SS}_{\text{råvann}}$ , evt at man benytter en lav dosering av metallsalt i kombinasjon med kationisk polymer - ca 5 mg polymer/g  $\text{SS}_{\text{råvann}}$  og 35 mg Fe/g  $\text{SS}_{\text{råvann}}$ .

## 5 Alternative metoder

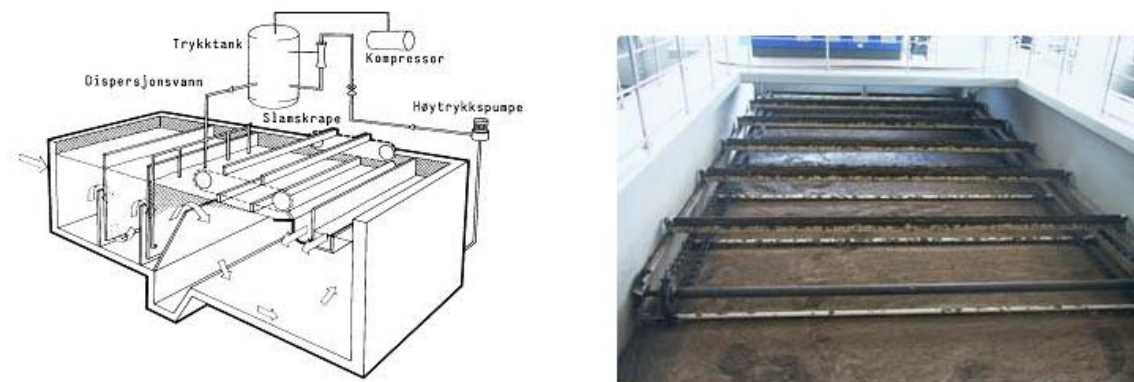
Vanligvis er primærrensaneanlegg basert på tradisjonell sedimentering eller finsiling. Det finnes imidlertid også eksempler på bruk av lamellsedimentering som er omtalt i kapittel 2. Flotasjon er en mye brukt separasjonsmetode i høygradige rensaneanlegg, men lite brukt ved primærrensing. I tillegg er det utført FoU med systemer basert på mediafiltrering (dybdefiltrering) i såkalte grovfiltre. I dette kapitlet skal vi gi en oversikt over slike alternative metoder.

### 5.1 Flotasjon

Flotasjon er en separasjonsprosess der et stoff i fast form eller som væske, separeres fra en væskefase ved at stoffet stiger til overflaten i væsken. Flotasjon kommer i stand enten ved at stoffet som skal skilles ut har lavere spesifikk vekt enn væskefasen eller at væskefasen tilsettes luft/gass som genererer bobler som igjen hefter seg til partiklene som skal separeres ut. Den første formen, som går under navnet naturlig flotasjon, er prosessmessig det samme som sedimentering, bare med den forskjell at egenvekten til stoffet er lavere enn væsken. Naturlig flotasjon brukes ved avskilling av fett, olje og bensin fra vann.

#### 5.1.1 Virkemåte og prosessmessig grunnlag for løst-luft-trykk flotasjon

Normalt blir imidlertid begrepet flotasjon i vannrenseteknikken brukt om en prosess der gassbobler som stadig produseres, hefter seg til de suspenderte partikler en ønsker å separere og fører disse med seg til overflaten, der det suspenderte stoffet kan skrapes av. Boblene dannes vanligvis ved såkalt løst-luft-trykk flotasjon. Metoden går ut på at noe av vannet trykksettes, noe som (i henhold til Henry's lov) muliggjør en større oppløsning av luft i vannet enn ved atmosfærisk trykk. Når trykket senere avlastes i en dyse/reduksjonsventil, kan vannet som luften er løst i (dispersjonsvannet) ikke lenger holde på den store mengden av luft, og frigjør denne gjennom en strøm av ørsmå (30-50  $\mu\text{m}$ ) bobler. I anlegg basert på løst-luft-trykk flotasjon er det vanlig at man trykksetter en resirkulert delstrøm som innblandes i hovedstrømmen slik at boblene dannes der, se Figur 5.1.



Figur 5.1 (a) Oppbygningen av et flotasjonsanlegg basert på løst-luft-trykk flotasjon  
(b) Rektangulært flotasjonsbasseng sett ovenfra

Renset vann pumpes ved hjelp av en høytrykkspumpe til en trykktank som det også føres luft til ved hjelp av en kompressor. Dette resirkulerte vannet kalles dispersjonsvannet. Luft løses i dispersjonsvannet som blandes inn i innløpsvannet via dyser/trykkreduksjonsventiler som er plasserte ved innløpet (ved bunnen) av bassenget.

Luftbobler frigjøres når trykket blir redusert og fester seg til partikler i vannet. Boble/partikkelkomplekset stiger til overflaten hvor det blir liggende som et slamteppe inntil det skrapes av. Det er en fordel at boblene som blir produsert er så små som mulig, dette gir en større kontaktflate mellom boblene og slampartiklene. For å oppnå et godt flotasjonsresultat, kreves en god innblanding av dispersjonen i vannet og det er utviklet egne dyser for å få god innblanding av luftbobler og vann. Ofte benyttes trykkreduksjonsventiler. Boblestørrelsen er avhengig av både metningstrykket og pH. Normalt benyttes et overtrykk på 400 - 600 kPa (4 - 6 bar). Luftmetningsgraden er normal i området 50 - 90 % og resirkulert dispersjonsvannmengde 10 - 40 % av innkommende vannmengde

I Figur 5.1 er det tegnet inn to seriekoblede bassenger foran flotasjonsbassenget. Dette skyldes at flotasjon normalt utføres med forkoagulering og flokkulering. I hvilken grad man kan gjennomføre flotasjon uten forkoagulering og flokkulering, skal vi se på i avsnitt 5.1.3.

Årsaken til at bruk av koagulant er viktig og sannsynligvis en forutsetning, er at det virker frastøtende krefter mellom bobler og partikler – som begge er negativt ladet. Koagulanten har til formål å ladningsnøytralisere slik at bobler og partikler kan komme nærmere hverandre og koagulere. Dersom man skal klare seg uten metallisk fellingsmiddel og kun bruke polymer, bør polymeren være av kationisk type. Et alternativ er å bruke en lav dose av fellingsmiddel i kombinasjon med en kationisk polymer.

En svært viktig parameter i forbindelse med bruk av flotasjon i avløpsrensingen, er luft/tørrestoff-forholdet. Dette forholdet sier hvor mye luft som må genereres per mengde suspendert stoff som skal separeres. L/S-forholdet (g luft/g SS) kan beregnes på grunnlag av følgende ligning:

$$\frac{L}{S} = \frac{1.3S_a(fP-1)R}{C_{SS}Q}$$

der:

- $S_a$  = løseligheten av luft (ml/l)
- $f$  = andel av luft oppløst ved trykk  $P$
- $P$  = trykk (atm) =  $\frac{p + 101.35}{101.35}$  hvor  $p$  = målt trykk (kPa)
- $R$  = dispersjonsvannmengde ( $m^3/h$ )
- $Q$  = tilført vannmengde ( $m^3/h$ )
- $C_{SS}$  = suspendert stoff konsentrasjon (mg/l)

Normalt bør  $f$  ligge i området 0.5-0.8. Man kan bruke 0,7 i overslagsberegninger. Konstanten 1,3 i ligningen er tettheten av luft (mg/ml). Vanligvis bør luft/tørrestoff-forholdet være i området 0,02 – 0,07 på vektbasis. Brukt for primærrensing bør imidlertid dette forholdstallet være minst 0,1.

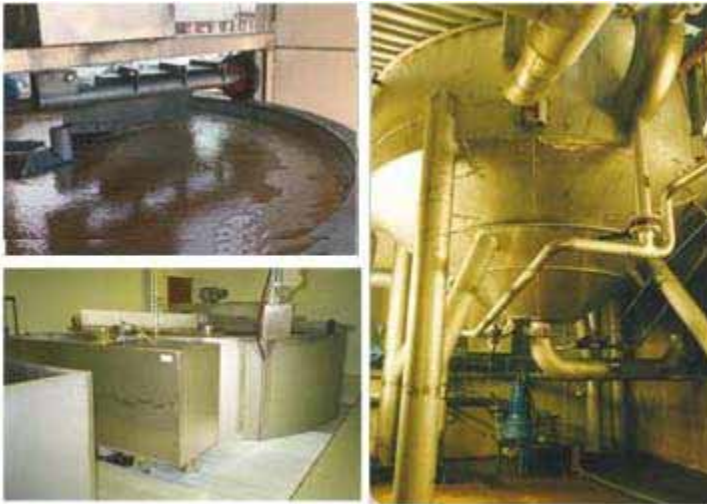
Tilførselen av luft er avhengig av trykksettingen og resirkulasjonsforholdet. Med trykk på 400-600 kPa opererer man i flotasjonsanlegg brukt i høygradige renselanlegg da vanligvis med en luftmetningsgrad på 80-90 % og en trykkvannsmengde på 10-15 % av innkommende vannmengde. I praksis er det resirkuleringsforholdet vi regulerer for å møte varierende tilførsler av suspendert stoff. Dette må være høyere jo høyere konsentrasjonen av suspendert stoff i råvannet er. Ved bruk av flotasjon for primærrensing er det ikke usannsynlig at man

vil måtte opp i resirkuleringsgrad på over 20 % (25-35 %) for å oppnå et L/S-forhold på 0,1 eller over – som man bør dimensjonere for.

### 5.1.2 Dimensjonering og utforming av flotasjonsbasseng

Flotasjonsbasseng dimensjoneres vanligvis for en overflatebelastning på 5-10 m/h og bassengdypet er vanligvis 2-2,5 m. Dette gir en oppholdstid i området 10 - 40 min. Dette betyr at flotasjon blir en svært kompakt prosess. Den krever bare 20-30 % av bassengarealet i forhold til et konvensjonelt sedimenteringsbasseng. Tørrstoffinnholdet i slammet blir relativt høyt (4 - 6 %). I den senere tid er det utviklet høybelastede flotasjonsbasseng (lamellflotasjon og luftteppeflotasjon) som kan operere med overflatebelastninger helt opp til 20-30 m/h. Dette er imidlertid anlegg med forkoagulering for høygradige renseanlegg eller for vannverk.

Flotasjonsbassengene kan både være rektangulære og sirkulære. De rektangulære bassengene er dispersjonsmunnstykkene plassert nær bunnen ved innløpet i bassenget, se Figur 5.1, mens dispersjonsluften i runde bassenger normalt tilsettes i en sentrumssylinder. I Figur 5.2 er vist bilder fra et rundt flotasjonsanlegg (type Muslingen).



Figur 5.2 Eksempel på utforming av rundt flotasjonsanlegg (type Muslingen)

Flotasjonsbasseng er også normalt utstyrt med bunnskrape fordi det viser seg at en del slam alltid vil sedimentere.

### 5.1.3 Kan flotasjon benyttes til primærrensing?

Flotasjon brukes i hovedsak i kombinasjon med kjemisk forbehandling, i primærfellingsanlegg (f.eks. Heistad RA), i biologisk/kjemiske biofilm anlegg (f. eks Gardermoen RA, Nordre Follo RA og Voss RA) og i rene etterfellingsanlegg. Flotasjon er imidlertid også benyttet til fortykning av slam og vi ser ingen grunn til at metoden ikke skulle kunne benyttes til primærrensing – men mest sannsynlig må det forutsettes at metoden krever tilsetning av en koagulant.

#### Erfaringer fra laboratorieforsøk – eksempel på forundersøkelser

Ettersom det ikke finnes tilgjengelige data om bruk av flotasjon til primærrensing i særlig grad, og spesielt ikke om flotasjon uten bruk av forkoagulering, ble det gjennomført noen få begerforsøk med flotasjon på avløpsvann fra Høvringen RA i Trondheim i mars 2005. Forsøkene ble utført i en såkalt ”flotasjons-jar-test” som vist i Figur 5.3. Hvert beger (1,4 l) er

utstyrt med en omrører (med hastighetsregulator) og utstyret inkluderer en 18 l trykktank for trykksetting av luft. Begerene ble tilført 1 liter avløpsvann. Deretter ble evt koagulant tilsatt ved hjelp av pipetter. Det ble så gjennomført hurtig omrøring (400 omdr./min) i ett min for innblanding og så langsom omrøring (80 omdr./min) i 10 min for flokkulering. Deretter ble det tilsatt 150 ml trykksatt vann (tilsvarende et resirkuleringsforhold på 15 %) slik at flotasjonen fikk skje i 10 min. Det fraseparerte vannet ble tatt ut gjennom et prøvepunkt som er plassert 15 cm under vannoverflaten. De forsøk som ble kjørt uten forkoagulering gjennomgikk samme prosedyre (for sammenligningens skyld), men selvsagt uten kjemikalietilsetning. I hver prøveserie ble ett av begerene benyttet for sedimentering for å få en sammenlignende referanse. Sedimenteringen fikk skje over ca 25 min.



Figur 5.3 Forsøksapparat for forundersøkelser av flotasjon

I forsøkene med forkoagulering ble benyttet to ulike polymerer, hhv en polyakrylamid (K1912) som har høy molekylvekt ( $4,0 \cdot 10^6$  g/mol) og relativt høy ladningstetthet (4,1 mekv./g) og en polyDADMAC (C-591) som har lav molekylvekt ( $0,3 \cdot 10^6$  g/mol) og høy ladningstetthet (6,2 mekv./g). En sats avløpsvann til forsøkene ble tatt etter rist og sandfang ved Høvringen RA i Trondheim. Det fremgår av dataene under at avløpsvannet var svært "tynt" på prøvetidspunktet pga snøsmelting. Alle forsøkene ble utført med den samme avløpsvannet.

Resultatene fra laboratorieforsøkene er vist i Figur 5.4. Vi ser noen klare resultater :

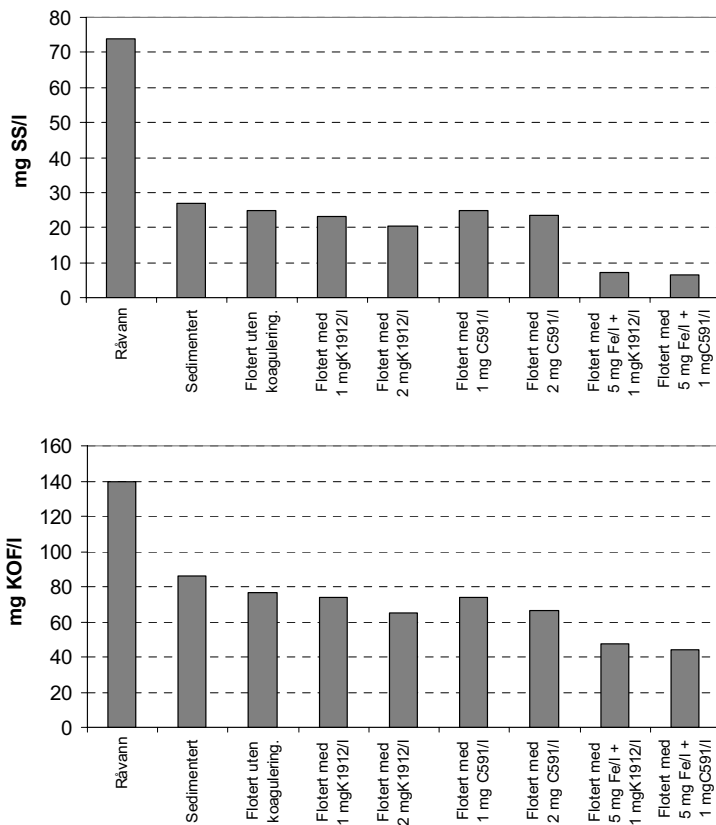
- Det ble oppnådd mer enn 50 % SS-reduksjon og 30 % KOF-reduksjon uten forkoagulering og resultatene var noe bedre med flotasjon enn med sedimentering
- Tilsetning av polymer alene forbedret renseresultatet noe, men ikke vesentlig
- Det var lite forskjell mellom de to polymerene, men noe bedre resultater med polyakrylamiden
- Renseresultatet ble vesentlig bedre når man kombinerte en lav dose jern med polymer.

Med utgangspunkt i disse forsøkene er det trolig at man vil kunne klare primærrensekravet med flotasjon uten forkoagulering men at det vil være riktig å legge til rette for koagulant-dosering for å klare kravet under alle forhold.

#### Erfaringer fra pilotanlegg

SINTEF har gjennomført pilotforsøk ved Ladehammeren RA i Trondheim med en høybelastet sekundærrenningsprosess basert på forbehandling gjennom siling (0,8 mm lysåpning), en høybelastet biofilm-reaktor (Kaldnes MBBR), koagulering/flokkulering og flotasjon (Melin et al, 2004). Det er grunn til å tro at partiklene som her ble fjernet ved flotasjon, ikke var vesentlig forskjellige fra de man ville fjernet ved forkoagulering av råvann.





Figur 5.4 Resultater med begerforsøk med flotasjon på avløpsvann fra Høvringen RA i Trondheim

Ved analyse av resultatene fra disse forsøkene fant man at de tre viktigste parametrene som influerte på rensresultatet var L/S-forholdet, polymer-dosen og innholdet av løst organisk stoff. I hvilken grad den siste parameteren vil influere på et primærrensaneanlegg er ikke klart, men det er ikke urimelig at innholdet av løst organisk stoff i råvannet vil influere. I forsøkene ble jern- og polymerdosen styrt av SS-innholdet inn til flotasjonstanken og man kom fram til at en dosering på 35 mg Fe/g SS<sub>inn</sub> and 5 mg polymer/g SS<sub>inn</sub> gav et godt resultat. Uten jern må man anta at nødvendig polymerdose er minst det dobbelte av dette.

Resultatene fra disse forsøkene viste at man måtte opp i et relativt høyt L/S-forhold (> 0,15) for å sikre et godt separasjonsresultat. Overfører vi erfaringene fra forsøkene med høybelastet biologisk/kjemisk rensing ved Ladehammeren RA til primærrensing med flotasjon, er det grunn til å anta at polymerdosen må være minst dobbelt så høy, dvs ca 10 mg polymer/mg SS. Dersom man i middel har 200 mg SS/l i råvannet ville dette tilsvare en polymerdose i middel på 2 mg polymer/l.

#### Erfaringer fra full-skala anlegg

Det har ikke vært lett å finne referanser til primærrensaneanlegg som benytter flotasjon. I Tabell 5.1 er det gitt oversikt over driftsdata for to tyske anlegg. Vi kan legge merke til at anlegget i Plön ble drevet uten koagulant-tilsetning mens anlegget i Lauenburg ble drevet med en lav polymerdose (0,7-1,0 mg/l).

Tabell 5.1 Driftsdata for to tyske primærrensetrinn basert på flotasjon

Parameter	Anlegg med primærrensning basert på flotasjon	
	Lauenburg (Tyskland)	Plön (Tyskland)
$Q_{dim}$ (m <sup>3</sup> /h)	250	800
Overflatebelastning (m/h)	3,5	3,5
Slamoverflatebelastning (kg/m <sup>2</sup> h)	0,7 – 1,75	0,5 - 0,7
Resirkuleringsforhold (%)	10-20	10
Driftstrykk på dispersjon (atm)	4,5	4,5
Forbehandling	Polymertilsetting	Ingen
Dosering koagulant (mg/l)	0,7-1,0	Ingen
Renseresultat		
BOF <sub>5</sub>	40-50 % reduksjon	40 % reduksjon
SS <sub>inn</sub>	200-500	150-200
SS <sub>ut</sub>	Ikke oppgitt	Ikke oppgitt
Tørrestoff i slam (%)	5-10	4-5
Energiforbruk (kWh/m <sup>3</sup> behandlet vann)	1,27	0,85

Det er dessverre ikke mye data tilgjengelig angående renseresultatet men renseseffekten som er oppgitt for organisk stoff (ca 40 % mht BOF<sub>5</sub>) tilsier at man med de driftsbetingelsene som er angitt klarte primærrensekravene.

#### 5.1.4 Oppsummering – flotasjon for primærrensing

Anbefalinger mht flotasjon bygger på et svært tynt grunnlag. Men basert på det foregående kan følgende anbefalinger gis:

1. Flotasjonsanlegg bør ha en forbehandling som i det minste bør bestå av finrist og sandfang. Sannsynligvis vil en grovsil være å foretrekke fremfor rist.
2. Det bør legges til rette for dosering av koagulant. Det anbefales å benytte en kationisk polymer. Nødvendig doseringsmengde kan antas å være ca 10 mg polymer/g SS<sub>inn</sub>
3. Det er sannsynlig at det vil være fordelaktig å benytte et lite flokkuleringsbasseng (oppholdstid 5-10 min) helst inndelt i minst to kammer. Dette er imidlertid avhengig av utformingen på anlegget.
4. Flotasjonsanlegget bør baseres på løst-luft-trykk flotasjon. Overflatebelastningen bør dimensjoneres for 5-10 m/h ved  $Q_{dim}$ . Dispersjonsvannmengden bør dimensjoneres for minst 20 % av  $Q_{dim}$  ved en trykksetting på 500 kPa og 80-90 % luftmetningsgrad.

## 5.2 Grovfiltrering

Partikkelseparering ved media/dybdefiltrering foregår i vannrenseteknikken vanligvis ved at vannet strømmer gjennom en filtertank fylt med et granulært medium i en dybde på 0,5-2 m. Selv om man valgte grove filterkorn (1-2 mm) ville et slikt filter ikke kunne benyttes for primærrensing ettersom et stort falltap ville bygge seg opp i løpet av kort tid pga av gjentetting av porene i filteret, selv ved moderate filterhastigheter.

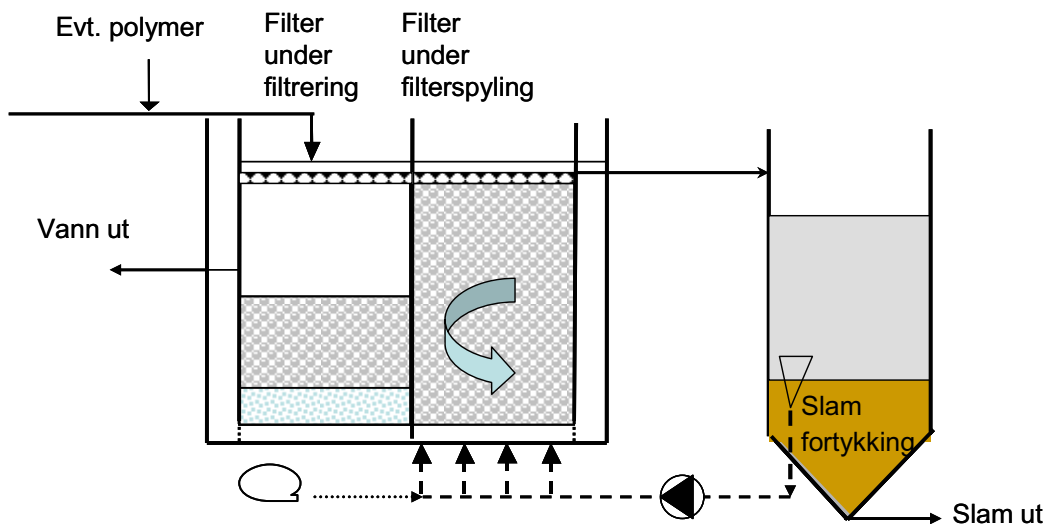
Grovfiltrering er en alternativ metode for primærrensing der filtermediet består av elementer med stort hulrom slik at lagringskapasiteten i hulrommene blir stor og falltapet lite selv ved høye filterhastigheter. Det har blitt arbeidet med metoden ved NTNU i løpet av det senere år (Liao, 2002, Liao and Ødegaard, 2002, Ødegaard et al, 2002). Man har da som filtermedium brukt det bærematerialet for biofilm som benyttes i Kaldnesprosessen, eller modifikasjoner av dette bærematerialet.

Vannet strømmer enten nedstrøms eller oppstrøms gjennom filtersengen og slam avsattes i hulrommene i filtersengen som utgjøres av sylinderformede plastelementer. De dominerende separasjonsmekanismene er neppe de samme som ved sandfiltrering. Sannsynligvis er sedimentering den dominerende mekanismen. Etter hvert som slam fanges inn i hulrommene i filtersengen, bidrar sikkert også flokkulering og adsorpsjon til at partikler separeres.

Forsøkene har vist at man ved så høye filterbelastninger som 20-30 m/h har kunnet komme opp i renseeffekter mht suspendert stoff på >65 % uten tilsetning av koagulant og > 85 % ved tilsetning av små mengder koagulant. Dette er såpass interessante resultater at vi skal ta med en beskrivelse av metoden her selv om den fortsatt må sies å befinne deg på forsøksstadiet. Det er f.eks. fortsatt ikke bygget noe full-skala anlegg basert på metoden.

### 5.2.1 Beskrivelse av et grovfilteranlegg

Ettersom det ennå ikke er bygget noe grovfilteranlegg, blir beskrivelsen av hvordan et anlegg ville bygges opp tentativ. I Figur 5.5 er en mulig oppbygging anskueliggjort.



Figur 5.5 Prinsipiell oppbygning av et grovfilteranlegg

Avløpsvannet tilføres filteranlegget etter forbehandling (rist og sandfang – evt. grovsil). Anlegget må ha minst to filtertanker i parallell. I Figur 5.5 anskueliggjøres to driftssituasjoner. I det første filteret ser man den normale driftssituasjonen hvor vannet passerer (her nedstrøms) gjennom filtersengen og gjennom en filterbunn før det ledes ut via en utløpskanal. Vannivået over filtermediet bestemmes av overløpet i utløpskanalen. Etter hvert som filtreringen skrider frem og slam avsettes i filtersengen, øker falltapedet, noe som viser seg ved at vann-nivået over filtersengen vil øke. Når vannspeilet (dvs falltapedet) har nådd et visst forutbestemt nivå, må filteret tas ut av produksjon og rengjøres. Det er hovedårsaken til at man må ha minst to filter i serie.

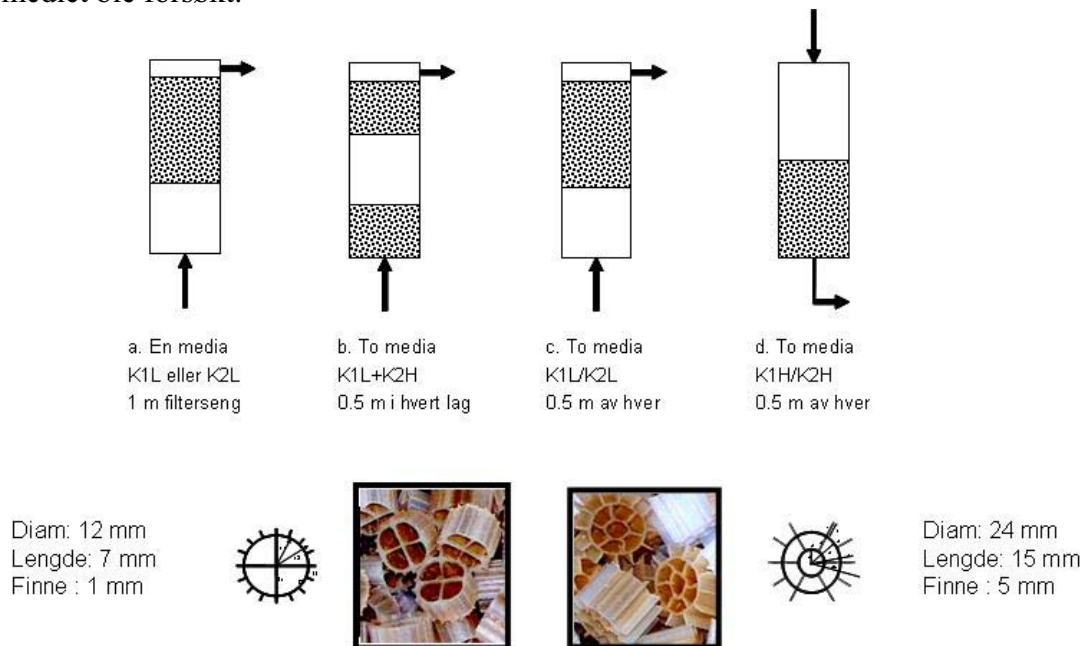
Filteret rengjøres ved at man først blåser inn luft. Dette vil fluidisere filtermediet og turbulensen vil bidra til å frigjøre det avsatte slammet fra filtermediet og hulrommene i dette. Etter en viss tids lufting, pumpes det inn vann nedenfra med en hastighet som gjør at mediet akkurat fluidiserer mens slammet følger med vannet ut via silrør. Som spylevann kan brukes rent vann eller slamseparert spylevann fra forrige vaskesyklus oppsamlet i en spylevannstank – som antydnet i figuren. I denne tanken får slammet i slamvannet/spylevannet sedimentere

mellom spylesyklusene og vannfasen brukes som spylevann i neste runde. Før vannfasen benyttes til dette, tappes fortykket slam ut til slambehandling

### 5.2.2 Erfaringer fra forsøk i pilot-skala

I de forsøkene i pilot skala som er utførte ved Ladehammeren RA (Liao, 2002, Liao and Ødegaard, 2002, Ødegaard et al, 2002) har man prøvet ut ulike filterkonfigurasjoner, ulike strømningsretninger og ulike filtermedier. Dette er anskueliggjort i Figur 5.6.

I de fleste forsøk benyttet man Kaldnes bæremedium for biofilm av type K1 eller K2 eller modifikasjoner av disse. Kaldnes biofilm medier K1 og K2 er normalt laget i polyetylen (tetthet ca  $0,96 \text{ g/cm}^3$ ) som flyter – her kalt K1L og K2L. Det ble derfor først kjørt forsøk med oppstrøms en-media filter som vist i konfigurasjon a. Både det mindre K1 mediet og det større K2 mediet ble forsøkt.



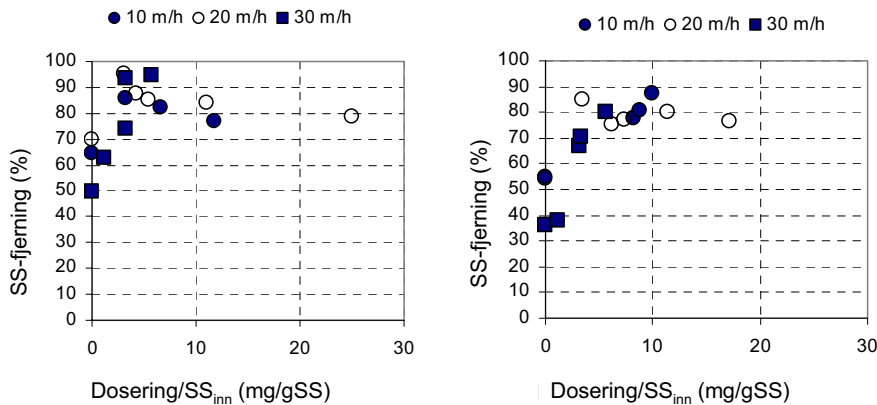
Figur 5.6 Filterkonfigurasjoner som ble utprøvet i pilotforsøk ved Ladehammeren RA samt utforming og dimensjoner på bærematerialet (Kaldnes K1 og K2) som ble benyttet som filtermedium

Man fikk imidlertid også laget de to mediene i en tyngre plast (PVC med tetthet  $1,45 \text{ g/cm}^3$ ) som synker (her kalt K1H og K2H). Gjennom filterkonfigurasjon b ble det kjørt forsøk med oppstrøms filtrering hvor vannet møtte det groveste laget først (K2H) og det finere mediet (K1L) etterpå. Så ble det kjørt forsøk med konfigurasjon c der man etablerte et flytende to-media filter hvor det skjedde en betydelig blanding av lagene. Og endelig ble det kjørt forsøk med et to media tungt filter hvor K1H i hovedsak la seg under K2H etter filterspyling slik at vi fikk etablert et grov til fint filter i strømningsretningen. Det var imidlertid også her en stor grad av blanding mellom de to mediene av ulik størrelse. For alle filterkonfigurasjonene ble det gjort forsøk både uten og med koagulant tilsetning. Koagulanten som ble brukt var en kationisk polyakrylamid polymer (Floerger, FO4440SH) som ble tilsatt i en innblandingsenhet direkte før vannet ble ført inn i filterkollonene. Det ble kjørt forsøk med tre filterhastigheter; 10, 20 og 30 m/h.

Forsøkene ble gjennomførte ved Ladehammeren RA i Trondheim som har et uvanlig konsentrert avløpsvann særlig pga stor andel av vann fra næringsmiddelindustri. Midlere sammensetning av hhv SS og KOF i forsøksperioden var  $246 \pm 73$  mg SS/l og  $458 \pm 135$  mg KOF/l. Man undersøkte ulike vaskeprosedyrer, men de fleste forsøkene ble kjørt med en to-steps vasking bestående av kraftig lufting i 3-5 min etterfulgt av utdrenering av slamvann. Deretter fulgte en kombinert luft og vann vasking med vaskevannet drenert ut fra toppen av filteret. I disse forsøkene ble springvann brukt som vaskevann (Liao and Ødegaard, 2002).

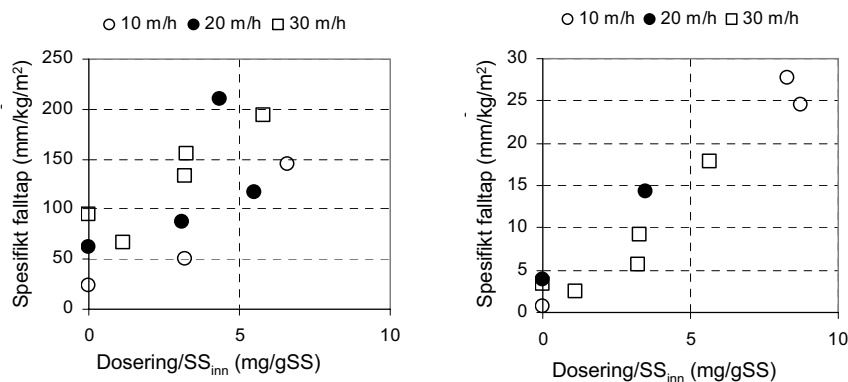
#### Forsøk med oppstrøms flytende en-media filtre

Figur 5.7 viser renseresultatene mht SS-fjerning for de to flytende en-media filterne (Liao and Ødegaard, 2002).



Figur 5.7 SS fjerning i (a) K1L filteret og (b) K2L filteret

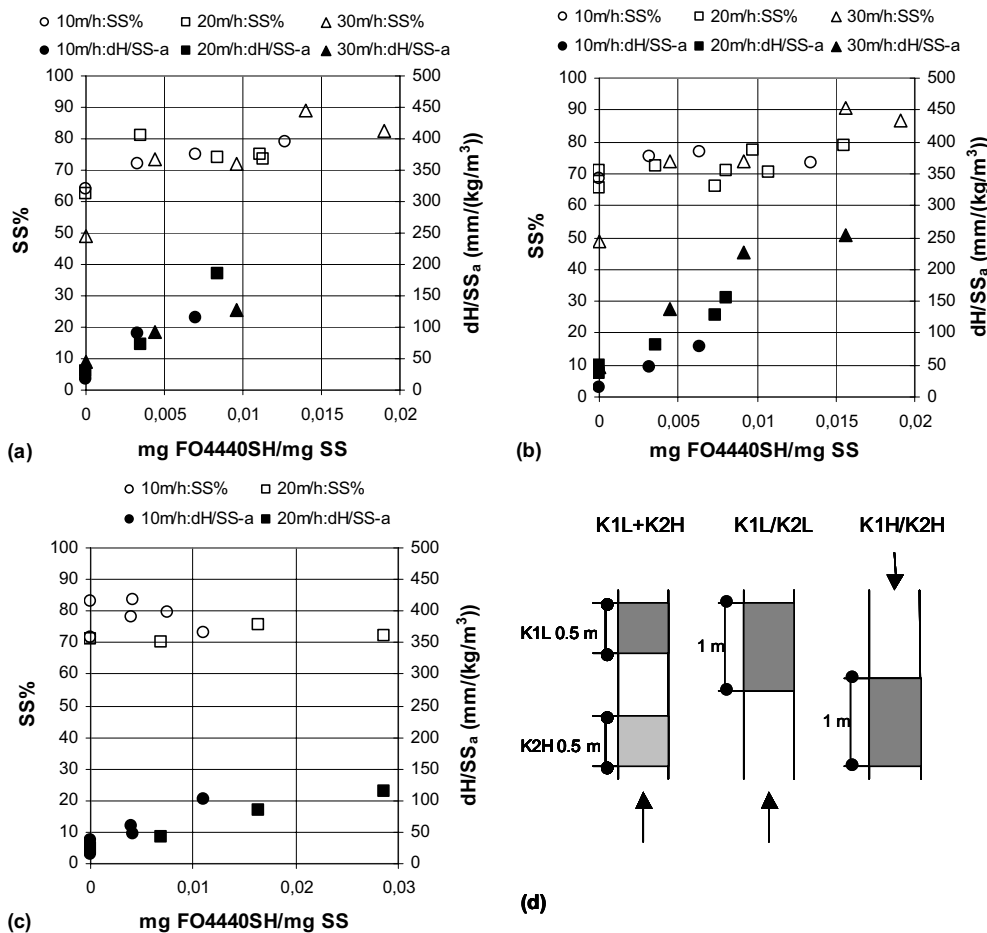
Vi ser at K1L filteret fjerner mer enn 60 % av det suspenderte stoffet uten bruk av polymer når filterhastigheten var 20 m/h eller lavere. I det grovere K2L filteret måtte man ned i 10 m/h for å nå mer enn 50 % SS-fjerning. Vi ser imidlertid at en lav polymerdosering ( $> 5$  mg polymer/g SS<sub>råvann</sub>), førte til en renseseffekt mht SS på over 70 % i begge filtre selv ved filterhastigheter så høye som 30 m/h. De fleste resultater lå over 80 % SS-fjerning (enkelte ganger over 90 %). Disse resultatene ble oppnådd ved en polymerdosering så lav som 5 mg polymer/g SS<sub>inn</sub> som tilsvarer kun 1 mg/l ved 200 mg SS/l. Mest overraskende er det muligens at filterhastigheten har såpass liten betydning. Dette må være forårsaket av at polymeren fører til sterke bindinger mellom filtermaterialet og det slammet som separeres. Både filterhastigheten og polymerbruken har imidlertid stor innflytelse på falltapet i filteret, som demonstrert i Figur 5.8. Her er spesifikt falltap gitt, dvs falltapet (i mm) per mengde slam  $av_{SS}^{fall}$  (i  $kg\ SS/m^2$  gjennomstrømningsareal).



Figur 5.8 Spesifikt falltap i (a) K1L filteret og (b) K2L filteret

Vi ser at det spesifikke falltapet øker tilnærmet lineært med økende dosering av polymer og at falltapet ved høy filterhastighet ligger høyere enn ved lav filterhastighet – i overensstemmelse med hva man skulle forvente ut fra teorien. Vi ser også at falltapet er svært mye lavere i det grovere K2L filteret – bare 1/10 av hva det var i K1L filteret. Denne erkjennelsen førte til at man satte i gang undersøkelser av filterkonfigurasjoner der poreåpningen i filteret gikk fra grov til fin i filtreringsretningen. Dette mente man kunne gi en gunstig falltapsutvikling samtidig med en større slamlagring i filteret i løpet av en syklus.

I Figur 5.9 har man summert opp resultater fra alle disse filterkonfigurasjonene (figur 5.5 b-d) hvor både renseeffekten mht SS og spesifikk falltap er gitt. Merk at benevnelsen på det spesifikke falltapet her er mm/kg SS/m<sup>3</sup>. Det vil si at slammengden er relatert til filtervolumet i stedet for gjennomstrømningsarealet. Dette synes mer logisk, men gir samme verdier så lenge filterdybden var på 1 m.



Figur 5.9 SS-fjerning (%) og spesifikt falltap (mm/kg SS/m<sup>3</sup>) i (a) K1L+K2H filteret, (b) K1L/K2L filteret og (c) K1H/K2H filteret som funksjon av polymerdose

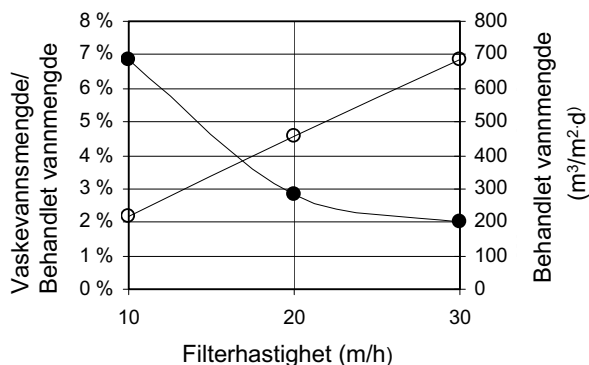
Hensikten med oppstrøms K1L + K2H filter var at den grove K2H filterdelen skulle akkumulere så mye som mulig av slammet mens den finere K1H delen skulle sikre renseeffekten best mulig. Figur 5.9a viser at man oppnådde meget lavt falltap med denne filterkonfigurasjonen og at renseeffekten lå om lag på det samme nivå som man tidligere hadde erfart med K1L filteret. Man opplevde imidlertid en blanding av mediene etter vasking. Noe av det lette K1L mediet ble innfanget i det større og tyngre K2H mediet

Ettersom både renseseffekt og falltaps-utvikling var gunstig for denne filterkonfigurasjonen, besluttet man å prøve å utnytte blandingen av mediene i K1L/K2L filteret som ble et oppstrøms flytende filter og K1H/K2H som da ble et nedstrøms synkende filter. Vi ser av figurene at rensesultatene var på omlag samme nivå mht SS-fjerning i de tre filterne. Renseeffekten uten polymer var dog best i K1H/K2H-filteret som bare ble kjørt med 10 og 20 m/h filterhastighet. Forskjellen mellom de tre filterne ligger først og fremst på falltapsutviklingen som er klart lavest for K1H/K2H filteret.

I de flytende filterne vil man trenge en eller annen form for sil over filteret for å holde filtermediet på plass. I K1H/K2H filteret er dette ikke nødvendig i selve filtertanken ettersom oppstrøms hastigheten ved normal drift ikke fluidiserer filtermediet. Man må likevel ha sil avdrag (f.eks. som silrør) for å hindre at medium blir dradd med under avdrag av slamvann etter filterspyling.

På bakgrunn av disse forsøkene virker som om et nedstrøms tomedia filter med K2H øverst og K1H nederst var den beste av de filterkonfigurasjonene som ble utprøvd. Man fikk imidlertid betydelig blanding av de to mediene og det kan være et potensial for forbedring å lage et K1 medium med tetthet som ligger mellom den for polyetylen og den for PVC. Det kan også bære et potensial i optimalisering av utformingen av mediet

Det ligger også et forbedringspotensial i vaskeprosedyren. For å studere hvordan man kan minimalisere vaskevannsforbruket er det gjort en analyse med utgangspunkt i et vann med  $SS_{inn}$  på 300 mg SS/l, optimal polymerdose (5 g polymer/g SS – det vil si 1,5 mg/l) og en filtreringshastighet i området 10-30 m/h, se Figur 5.10.



Figur 5.10 Relativt spylevannsforsbruk ( $Q_{spylevann}/Q_{renset\ vann}$ ) og vannproduksjon ( $m^3/m^2_{filterareal} \cdot d$ ) som funksjon av filterhastighet

Dersom man tar utgangspunkt i et akseptabelt falltap på 1 m (som i forsøkene) kan man beregne relativt spylevannsforsbruk ( $Q_{spylevann}/Q_{renset\ vann}$ ) og vannproduksjon ( $m^3/m^2_{filterareal} \cdot d$ ) som funksjon av filterhastighet (se Figur 5.10). Selv om denne figuren viser at man både for høyest vannproduksjon og lavest relativ vaskevannsmenge ved 30 m/h, tilsier en totalvurdering at dimensjonerende filterhastighet bør ligge på ca 20 m/h.

### 5.2.3 Oppsummering grovfiltrering

Det er viktig å presisere at grovfiltrering ikke er en etablert metode for primærrensing men både de forsøksresultater som er frembrakt ved NTNU og de kostnadsberegninger som er gjort gjennom PRIMÆRRENS skulle tilsi at dette kan bli en meget interessant metode. For å kunne avgjøre det, trengs det demonstrasjonsforsøk i full skala.

### **5.3 Oppsummering vedrørende alternative metoder for primærrensing**

Av gjennomgangen over, kan man trekke følgende konklusjoner om bruk av alternative metoder for primærrensing:

1. Både flotasjon og grovfiltrering kan være aktuelle alternativer for å oppnå primærrensing, men som ved de tradisjonelle metodene kan det bli nødvendig å ta i bruk forkoagulering (primært i form av en kationisk polymer) for å være sikker på å nå primærrensekravene til enhver tid.
2. De alternative metodene synes å ha mer for seg jo større anleggene blir, noe som også underbygges av den kostnadsanalysen som er gjort.
3. Den minst etablerte av metodene, grovfiltrering, er også den som kan synes å ha størst potensial for primærrensing ettersom forsøksresultatene som er dokumenterte her, viser at primærrensekravene sannsynligvis vil kunne oppnås uten kjemikalietilsetning. Resultatene viser også at betydelig bedre resultater kan oppnås med en lav dose polymer selv ved meget høye filterhastigheter (ca 20 m/h), noe som skulle tilsi at man burde studere denne metoden nærmere med tanke på å utvikle en primærrensemetode for norske forhold.



## 6 Håndtering av slam fra primærrenseanlegg

Restprodukter fra primærrenseanlegg inkludere rist- og silgods samt og fett og sand fra forbehandling og slam fra primærrensetrinnet. Dette kan være tradisjonelt primærslam fra slamavskillere eller sedimenteringsbasseng eller silslam fra finsilanlegg.

Håndtering av restprodukter (ristgods, sand etc) og silgods fra grovsiler ble grundig behandlet i NORVAR-prosjektet "Rist- og silgods – Karakterisering, behandlings- og disponeringsløsninger" (NORVAR-rapport 96/99). Prosjektrapporten omfatter en sammenstilling av mengder og sammensetning av både sil- og ristgods, og også noe om sand fra sandfang, samt aktuelle løsninger for behandling og disponering og en kostnadsvurdering av ulike metoder, inkl. såkalte miljøkostnader.

Det finnes også mye informasjon tilgjengelig fra tidligere utrednings- og FoU-prosjekter vedrørende slam fra slamavskillere og sedimenteringsanlegg (Paulsrud, 1983; Eikum et al., 1986; Nedland, 1989, 1992), og denne informasjonen er fortsatt aktuell for de kommuner/anlegg som benytter slike løsninger. Her er det derfor fokusert spesielt på slam fra finsilanlegg som etableres med tanke på å overholde primærrensekravene.

### 6.1 Rammebetingelser og regelverk

I NORVAR-rapport 96/99 om behandling og disponering av rist- og silgods (NORVAR,1999) blir det, på bakgrunn av en spørreunde til Fylkesmennene, konstatert at mesteparten av disse restproduktene blir deponert på lokale fyllplasser, og det argumenteres for at dette kan være miljømessig akseptabelt når man tar hensyn til miljøkostnadene ved alternativer som forbrenning, kompostering og langtidslagring.

Siden denne rapporten ble skrevet har det skjedd en god del på regelverksiden som har stor betydning for hvordan rist- og silgods skal håndteres i framtiden. Dette gjelder spesielt forskrift om gjenvinning og behandling av avfall (avfallsforskriften) som trådte i kraft 1.7.2004 og forskrift om gjødselvarer m.v. av organisk opphav (gjødselvarerforskriften) som trådte i kraft 20.07.2003.

#### 6.1.1 Avfallsforskriften

Avfallsforskriftens kapittel 9 omhandler deponering av avfall, og EU-direktivet fra 1999 om deponering av avfall (Rådskdirektiv 1999/31/EF) er implementert i denne forskriften. I forskriften omfatter begrepet avfall stoffer fra renseanlegg m.v., og følgende to definisjoner er aktuelle for rist- og silgods:

- Biologisk nedbrytbart avfall: Ethvert avfall som kan gjennomgå en anaerob eller aerob nedbrytning, f.eks. mat- og hageavfall, papir, kartong og trevirke.
- Våtorganisk avfall: Organisk avfall som er biologisk lett nedbrytbart.

Forskriften lister opp de avfallstyper som det ikke er tillatt å deponere: "Våtorganisk avfall med unntak av rester av slikt avfall som det ikke er praktisk mulig å skille ut gjennom utsorteringsordninger. Forurensningsmyndigheten kan i særlige tilfeller gjøre unntak for det enkelte deponi".

#### 6.1.2 Gjødselvarerforskriften

Gjødselvarerforskriften lister opp en rekke stoffer/produkter som omfattes av forskriften, og avløpsslam er ett av disse. Avløpsslam er definert som: "alle typer avløpsslam/slam som

oppstår i forbindelse med avløpsrenseanlegg, septiktanker/slamavskillere, mindre innretninger og samlekkummer for avslamming av sanitært avløpsvann og overvann og andre oppsamlingstanker med ubehandlet sanitært avløpsvann”

Forekomsten av fremmedlegemer vil være med å bestemme om rist og silgods kan brukes som et jordforbedringsmiddel. Kravet til innhold av fremmedlegemer i slam og slambaserte produkter som skal brukes på jordarealer, er gitt i gjødselvereforskriften: ”Totalinnholdet av plast, glass eller metallbiter med partikkelstørrelse større enn 4 mm skal ikke utgjøre mer enn 0,5 vektprosent av totalt tørrstoff”.

Rist- og silgods som overholder forskriftens krav til innhold av fremmedlegemer, må også overholde en rekke andre krav til produktkvalitet før det kan brukes som et jordforbedringsmiddel. De viktigste er kravene til stabilisering og hygienisering av slam og kravet til maksimalt tungmetallinnhold i slam og slambaserte produkter.

### 6.1.3 Oppsummering av regelverk for håndtering av rist- og silgods

Basert på formuleringene i gjødselvereforskriften og avfallsforskriften, samt utdypende kommentarer fra Landbrukstilsynet (nå Mattilsynet) kan man trekke noen operative konklusjoner:

- Slam fra silanlegg, hvor hovedformålet er å tilfredsstillere primærrensekravet i den kommende avløpsdelen i forurensningsforskriften, skal behandles og disponeres i henhold til gjødselvereforskriften, på samme måte som slam fra slamavskillere/septiktanker og høygradige renseanlegg. Slam fra silanlegg bør derfor kalles ”silslam” og ikke ”silgods”.
- For å sikre at silslammet overholder gjødselvereforskriftens krav til innhold av fremmedlegemer (også kalt avløpssøppel), bør silanlegg ha en forbehandling (rist, o.l.) som fjerner partikler større enn ca. 4 mm (avløpssøppel) fra avløpsvannet. For eksisterende silanlegg hvor det ikke er praktisk mulig å få installert en slik forbehandling, kan kravet til innhold av fremmedlegemer søkes tilfredsstilt i forbindelse med etterfølgende slambehandling (stabilisering og hygienisering).
- Dagens praksis med å deponere silslam på fyllplasser eller bruke det til toppdekke uten forutgående stabilisering og hygienisering, vil bli forbudt i løpet av få år (sannsynligvis før 2009), med mindre man kan få dispensasjon fra Avfallsforskriften i enkelttilfeller.
- Avløpssøppel som tas ut på grovrister ( $\geq 4$  mm spalteåpning) bør kunne deponeres på fyllplass (evt. etter ristgodsvasking) eller gå til forbrenningsanlegg.
- Separat ristgods fra finrister (ca. 1-3mm spalteåpning) vil være mindre aktuelt ved primærrenseanlegg, men denne type ristgods må trolig vaskes for å fjerne mesteparten av det organiske materialet før resten kan deponeres på fyllplass.

## 6.2 Karakterisering av slam fra silanlegg

I forbindelse med NORVAR-prosjektet ”Rist- og silgodskarakterisering, behandlings- og disponeringsløsninger” (NORVAR, 1999) ble det sammenstilt en del analysedata for slam (silgods) fra silanlegg i Troms fylke for perioden 1995 – 1998. I PRIMÆRRENS ble det valgt å innhente slamprøver fra flesteparten av de silanleggene som inngår i fullskala prosjektene som inngikk i programmet. På den måten har man fått dekket opp en rekke typer avløpsvann

og de fleste typer (fabrikat) silanlegg (med lysåpning  $\leq 1,0$  mm) som er i drift i Norge i dag på kommunalt avløpsvann.

### 6.2.1 Anleggsdata og prøvetakingsopplegg

Tabell 6.1 gir en oversikt over de 11 silanleggene hvor det ble tatt prøver av silslammet. Ved noen av anleggene ble det brukt silduk med forskjellig lysåpning i prosjektperioden, og i tabellen er det angitt den lysåpningen som ble brukt ved slamprøvetakingen.

Alle slamprøver er blandprøver over en periode på 1-3 timer, sammensatt av ca. 3 stikkprøver tatt på samme sted men på forskjellig tidspunkt innenfor prøvetakingsperioden. Prøvene er tatt ved utkastet fra skruepressene og ikke fra oppsamlingscontainere for silslam, da man her raskt får en uttørring og separering av materialet.

Tabell 6.1 Anleggsdata for silanlegg hvor det er tatt ut slamprøver

Anleggsnavn	Kommune	Siltype/ -arrangement	Forbehandling	Merknader
Bore	IVAR	2 stk. Salsnes Filter, 0,35mm	Trapperist, 6mm	Tilføres mye næringsmiddelavløp
Sirevåg	IVAR	2 stk. Salsnes Filter, 0,35mm	Ingen	Nesten bare industriavløp
Kvernevik	Bergen	4 stk. Anebra skivefilter, 0,4mm	Meva Rotoscreen, 3mm	Rotopress for avvanning av silslam
Flesland	Bergen	Anebra skivefilter, 0,5mm	Trapperist, 6mm	Rotopress for avvanning av silslam
Holen	Bergen	Soby Filter, 0,35mm	Meva Rotoscreen, 6mm + sand- og fettfang	Rotopress for avvanning av silslam
Selnes	Tromsø	Masko Zoll, 0,8mm (grovsil) + Hydrotech, 0,08mm (finsil)	Ingen	Spyleslam fra finsil går til fortykker og pumpes derfra inn på grovsil 1 gang pr. døgn
Breivika	Tromsø	3 stk. Salsnes Filter, 0,35mm	Langsandfang	
Tiendeholmen	Namsos	3 stk. Salsnes Filter, 0,35mm	Trapperist, 6mm + luftet sandfang	
Guldholm-Stranda	Namsos	1 stk. Salsnes Filter, 0,35mm	Ingen	
Bangsund	Namsos	Salsnes, 0,84mm + flokkulering + Salsnes 0,25mm	Ingen	
Børsa	Skaun	Huber RoMesh Ro8T, 0,2mm	Ingen	Integrert skruepresse for avvanning

### 6.3 Resultater fra prøvene av silslam og sammenligning med andre slamtyper

Det ble tatt ut totalt 20 slamprøver. Alle slamprøvene ble analysert på de parametre som inngår i "Innholdsdeklarasjon for slam" (vedlegg 2 til forskrift om avløpsslam, som nå er erstattet av gjødselverforskriften), da denne brukes av de fleste renseanlegg i dag for å karakterisere slam som brukes på jordarealer. På denne måten er det også mulig å sammenligne silslammet med slam fra høygradige renseanlegg (biologiske og/eller kjemiske renseanlegg). Etter prøvetaking ble slamprøvene frosset, og samtlige er analysert ved kreditert laboratorium. Hovedhensikten med prøvetakingen har vært å få et bredest mulig materiale for å karakterisere sammensetningen av silslam i Norge med tanke på nødvendig behandling og disponering for å tilfredsstille myndighetenes krav (se avsnitt 6.2).

Tabell 6.2 viser en sammenstilling av analyseresultatene for silslam fra PRIMÆRRENS-programmet og fra tidligere NORVAR-prosjekt (NORVAR, 1999), samt typiske verdier for slam fra biologiske og/eller kjemiske renseanlegg som har gjennomgått stabilisering, hygienisering og avvanning.

Tabell 6.2 Sammenligning av silslam og slam fra biologiske og/eller kjemiske renseanlegg

Parameter	Enhet	Silslam				Biologisk og/eller kjemisk slam
		Denne undersøkelsen (20 prøver)			Prøver tatt 1995-98 <sup>4)</sup>	Typiske verdier <sup>2)</sup> (NORVAR, 2003)
		Variasjons-område	Middel	Median	Middel av 43 prøver	
Tørrstoff (TS)	%	15-37 <sup>1)</sup>	27,0	27,6	23,6	20-30
Organisk stoff (FTS)	% av TS	72-97	89,4	91,0	89,7	40-60
Kjeldahl-N	% av TS	0,8-9,4	2,1	1,5	1,6	1,5-3
Ammonium-N	% av TS	<0,01-3,3	0,3	0,1	-	0,1-1
Totalfosfor	% av TS	0,1-1,1	0,4	0,3	0,3	1-2
Kalsium	% av TS	0,37-2,9	0,9	0,7	0,5	0,5-1,5 <sup>3)</sup>
Kalium	% av TS	0,04-0,32	0,12	0,09	0,2	0,1-0,2
Kadmium	mg/kg TS	0,15-1,0	0,3	0,23	0,2	0,5-1,5
Bly	mg/kg TS	<1,4-77	11	4	8,2	10-20
Kvikksølv	mg/kg TS	0,06-0,84	0,3	0,22	0,3	0,5-1,5
Nikkel	mg/kg TS	<0,3-23	5,5	3,5	7,2	10-20
Sink	mg/kg TS	56-520	163	130	93	200-400
Kobber	mg/kg TS	12-270	71	41	59	150-400
Krom	mg/kg TS	1,5-51	12	7	7,7	15-40

<sup>1)</sup> Prøvene av ikke-avvannet slam er holdt utenfor

<sup>2)</sup> Disse verdiene gjelder slam som er stabilisert, hygienisert og avvannet

<sup>3)</sup> Gjelder slam som ikke er tilsatt kalk i rense- eller slambehandlingsprosessen

<sup>4)</sup> NORVAR (1999)

Tabell 6.2 viser at tørrstoffinnholdet i silslammet er høyt ved de fleste anleggene som har enkelt avvanningsutstyr i form av skruerpresser, enten som en integrert del av selve silanlegget eller som en separat avvanningsenhet. Sammenlignes tallene fra perioden 1995-98 (middelverdi – TS = 23,6%) med 2004-tallene (middelverdi – TS = 27%) kan det tyde på at det har skjedd en utvikling på teknologisiden mot høyere TS-innhold i det avvannede silslammet, og dette ligger nå i de øvre området av det som er vanlig for avvannet slam fra f.eks. sentrifuger ved høygradige renseanlegg. Dette forholdet er for så vidt ikke overraskende, da silslammet inneholder mye grovt fibermateriale som slipper vannet lett. Det er dessuten lite biologisk aktivt når det avvannes sammenlignet med slam fra biologiske renseanlegg, hvor vannet er sterkt bundet til bakterieceller og kolloidale partikler.

Prøvene fra de to anleggene (Bangsund og Holen) hvor det ble kjørt forsøk med dosering av fellingskjemikalier og/eller polymer foran silen, gir ikke noen entydige svar på hvordan en slik driftsform vil påvirke TS-innholdet i silslammet, men rent teoretisk burde TS-konsentrasjonen bli lavere dersom kjemikaliedoseringen medfører en bedre fjerning av finpartikulært materiale (kolloider) som binder vannet sterkt til seg. På den andre siden kan polymeren bidra i retning av bedre avvanning.

Innholdet av organisk stoff (målt som flyktig tørrstoff = glødetap) er svært høyt i silslammet og utgjør ca. 90% av TS-innholdet. Ubehandlet mekanisk-biologisk-kjemisk slam har til sammenligning et innhold av organisk stoff på ca. 65-70% av TS, avhengig av hvilke renseprosesser og fellingskjemikalier som brukes. Etter stabilisering og hygienisering vil typiske verdier være 40-60% av TS for disse slamtypene, avhengig av hvilke

slambehandlingsmetoder som benyttes, og silslammet vil selvsagt også få redusert innholdet av organisk stoff når det viderebehandles før disponering, men det vil likevel være et høyt innhold tilbake som kan nyttiggjøres ved bruk på jordarealer.

Silslammets innhold av nitrogenforbindelser, kalsium og kalium er på samme nivå som i ferdigbehandlet slam fra biologiske og/eller kjemiske renseanlegg, og det innebærer at i hvert fall nitrogeninnholdet i silslammet vil bli lavere enn i øvrige slamtyper etter stabilisering og hygienisering med de mest aktuelle metodene (se pkt 6.4).

Fosforinnholdet i silslammet er naturlig nok vesentlig lavere enn i slam fra høygradige renseanlegg, siden disse benytter fellingskjemikalier for å overføre fosfor fra vannfasen til slamfasen. Fosforet i silslammet er imidlertid ikke kjemisk bundet til slike kjemikalier og bør derfor være lettere tilgjengelig for plantene ved bruk på jordarealer.

Silslammet har lavt tungmetallinnhold sammenlignet med øvrige slamtyper. Dette gjelder også selv når man korrigerer for den økningen som skjer i tungmetallinnholdet (angitt som mg/kg TS), dersom innholdet av organisk stoff (og derved også tørrstoffinnholdet) reduseres ved etterfølgende stabilisering og hygienisering. Det er sannsynlig at slammet fra mange silanlegg vil tilfredsstille kvalitetsklasse I i gjødselvereforskriften. Det lave tungmetallinnholdet i silslammet kan forklares ved at tungmetallene i kommunalt avløpsvann foreligger både i løst og partikulær form, og silene fjerner bare en liten del av dette sammenlignet med høygradige renseanlegg som både fjerner en del løste og kolloidalt bundne tungmetaller.

## **6.4 Vurdering av løsninger for behandling og disponering av restprodukter/slam fra silanlegg**

### **6.4.1 Innledning**

På bakgrunn av eksisterende regelverk (se avsnitt 6.1) og dokumentasjonen av silslammets sammensetning (se avsnitt 6.2) synes det klart at slam fra silanlegg, som skal tilfredsstille primærrensekravene, må håndteres i henhold til gjødselvereforskriften på lik linje med bl.a. slam fra septiktanker/slamavskillere (septikslam), slam fra høygradige renseanlegg og våtorganisk avfall. Forurensningsmyndigheten kan likevel i særlige tilfeller gjøre unntak for det enkelte deponi.

Ett av gjødselvereforskriftens krav, som er spesielt aktuelt for silslam, er at produkter som skal brukes på jordarealer, ikke skal inneholde mer enn 0,5% av TS av plast, glass og andre fremmedlegemer (avløpssøppel) med partikkelstørrelse over 4 mm. Dette betyr at alle nye silanlegg bør utstyres med en grovryst e.l. som kan fjerne avløpssøppel foran silen(e). Eksisterende anlegg bør om mulig etterinstallere slikt utstyr, med mindre de har en silslamhåndtering hvor avløpssøppel ikke betyr noe (forbrenning) eller det kan fjernes etter slambehandlingen (f.eks. kompostering med etterfølgende sikting).

Avløpssøppel som tas ut separat ved silanleggene, vil ikke kunne gjenbrukes på noen fornuftig måte, og det må forventes at dette vil bli tillatt deponert på fyllplasser, evt. etter forutgående ristgodsvasking dersom innholdet av organisk stoff er høyt. Forbrenning av avløpssøppel er selvsagt også et aktuelt alternativ for de silanlegg som har tilgang til dette.

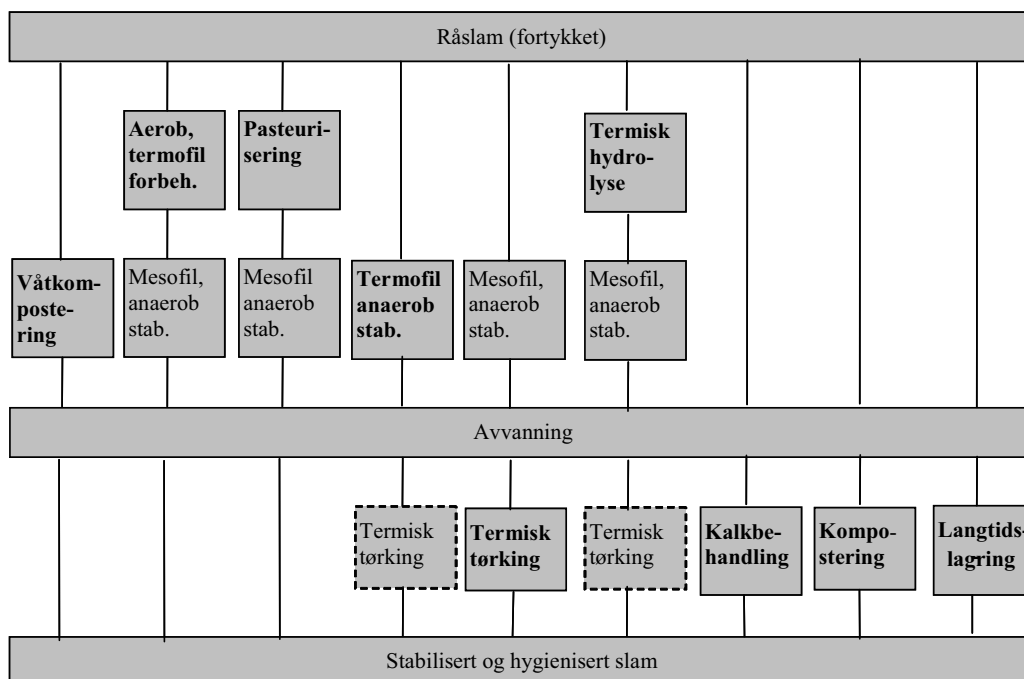
### **6.4.2 Behandling og disponering av silslam**

Det er i utgangspunktet en rekke lokale/regionale forhold som avgjør hvilke løsninger som miljømessig og teknisk-økonomisk vil være best for den enkelte kommune når det gjelder

håndtering av silslam etter gjødselvereforskriften. Forhold av stor betydning er bl.a. størrelsen på anlegget (antall pe.) og antall silanlegg i en kommune/region, eventuelle eksisterende opplegg for håndtering av andre slamtyper (f.eks. septikslam) og for håndtering av våtorganisk avfall eller andre organiske restprodukter, samt muligheter og interesse hos lokale bønder og i grønt-areal sektoren for å bruke avfallsbaserte restprodukter.

Gjødselvereforskriftens hovedkrav til produkter som skal brukes direkte på jordarealer eller inngå som bestanddel i jordblandinger og dyrkingsmedier, er at de har gjennomgått en stabilisering og en hygienisering før bruk. Med stabilisering menes det at produktene ikke skal forårsake luktulemper eller andre miljøproblemer ved lagring og bruk. Hygienisering innebærer at produktene ikke skal inneholde salmonellabakterier eller infektive parasittegg, og innholdet av termotolerante kolliforme bakterier skal være mindre enn 2500/gram tørrstoff.

Siden slutten på 80-tallet er det bygd ut et stort antall anlegg for stabilisering og hygienisering av slam i Norge, og etter hvert er det også kommet behandlingsanlegg for kildesortert våtorganisk avfall mange steder. Situasjonen i dag er at man har et stort spekter av prosesser å velge mellom for slambehandlingen (se Figur 6.1), og det finnes mye erfaringsmateriale for de fleste av disse prosessene (Nybruket et al., 2003). For stabilisering og hygienisering av våtorganisk avfall har det tradisjonelt vært benyttet ulike komposteringsystemer, men i de senere årene er det også bygget noen få anlegg med anaerob stabilisering (biogassanlegg) (Paulsrud og Nedland, 2004).



Figur 6.1 Slambehandlingsmetoder som kan gi et stabilisert og hygienisert slam

For silslam vil det generelt sett være 3 hovedalternativer som i utgangpunktet bør vurderes:

1. Behandling og disponering sammen med våtorganisk avfall
2. Behandling og disponering sammen med slam fra andre renseanlegg, inkl. septikslam
3. Separat behandling og disponering av silslam, evt. sammen med avvannet septikslam

#### **6.4.3 Behandling og disponering sammen med våtorganisk avfall**

Silslammets sammensetning (høyt innhold av organisk stoff, høyt C/N-forhold, mye fiberholdig materiale og lavt tungmetallinnhold) tilsier at det bør være godt egnet for en sambehandling med våtorganisk avfall der hvor det finnes eller planlegges et behandlings- og disponeringsopplegg for slikt avfall. Dette kan enten være biogassanlegg eller komposteringsanlegg eller en kombinasjon av begge metoder. Tidligere var det en stor skepsis i renovasjonssektoren til å samkompostere avløpslam og våtorganisk avfall, fordi regelverket tilsa at en slik kompost automatisk ble plassert i kvalitetsklasse II, uansett tungmetallinnhold. I den nye gjødselverforskriften (fra 2003) er det imidlertid bare det faktiske tungmetallinnholdet i komposten som bestemmer klassifiseringen (og derved bruksmengden pr. arealenhet), og da vil neppe silslammet bidra til økt tungmetallinnhold i kompost av våtorganisk avfall. Enkle komposteringsforsøk som ble utført i forbindelse med NORVAR-prosjektet "Rist- og silgodskaraktisering. Behandling og disponering" (NORVAR, 1999), viste også at silslam var godt egnet for kompostering. En annen fordel med slik kompostering av silslam er at det neppe er kritisk om silslammet inneholder avløpsøppel (d.v.s. fra anlegg som mangler forbehandling foran silen(e)), fordi sikting av materialer ofte inngår både før og etter komposteringen.

Et problem for en slik samkjørt løsning kan være at avløpssektoren og renovasjonssektoren ofte er atskilt rent organisatorisk på kommunalt/regionalt nivå. Det kan også fortsatt være holdninger hos brukere av kompost som tilsier at man ikke vil blande avløpslam (silslam) og våtorganisk avfall i det samme produktet.

#### **6.4.4 Behandling og disponering sammen med slam fra andre renseanlegg**

Dette er et svært aktuelt alternativ for kommuner som allerede har et bra opplegg for slam fra høygradige avløpsrenseanlegg og/eller for septikslam. Det kan også være aktuelt å benytte eksisterende slambehandlingsanlegg i nabokommuner eller interkommunale anlegg, dersom transportavstander og behandlingkostnader er akseptable. Tilgjengelig kapasitet for de økte slammengdene må selvsagt vurderes i hvert enkelt tilfelle.

De aller fleste silanlegg vil produsere et slam i avvannet form og med et høyt tørrstoffinnhold. Det betyr at eksisterende slambehandlingsanlegg hvor stabilisering og hygienisering skjer etter at slammet er avvannet, vil være godt egnet for å ta imot silslam også. Av de veletablerte metodene som er vist i Figur 6.1, er det kompostering, langtidslagring og kalkbehandling som bruker avvannet slam som utgangspunkt. Av disse metodene er det særlig kompostering som brukes mye i de områdene av landet hvor silanlegg vil være aktuelle.

Ved mange større avløpsrenseanlegg som gjennomfører stabilisering og hygienisering av slam i væskeform (før avvanning), er det bygd egne mottaksanlegg for avvannet slam fra mindre renseanlegg eller for avvannet septikslam. Dette slammet blir fortynnet med en delstrøm av internt slam fra renseanlegget eller med slamvann fra fortykkere og avvanningsutstyr før det blandes med internslemmet for videre prosessering. Dette er selvsagt også et opplegg som kan benyttes for silslam der hvor det finnes slike renseanlegg i rimelig nærhet. Mange av disse anleggene benytter anaerob stabilisering (biogassanlegg) i kombinasjon med en hygieniseringsprosess (se Figur 6.1).

#### 6.4.5 Separat behandling og disponering av silslam, evt. sammen med avvannet septikslam

Dersom det av ulike årsaker ikke er aktuelt å viderebehandle silslammet verken ved fellesanlegg for avløpsslam eller for våtorganisk avfall, må det vurderes egne, separate løsninger for å tilfredsstille gjødselvereforskriftens krav om stabilisering og hygienisering av slammet før endelig disponering. På grunn av silslammets konsistens og høye TS-innhold vil det som nevnt foran være mest hensiktsmessig å vurdere kompostering, langtidslagring eller kalkbehandling

I det etterfølgende er det gitt en kortfattet beskrivelse av disse metodene, og fordeler og ulemper er vurdert med tanke på behandling av silslam.

##### Kompostering

Kompostering er en velkjent prosess hvor organisk materiale i slammet brytes ned av mikroorganismer som bakterier og sopp under tilgang på oksygen, og man får et humuslignende sluttprodukt (kompost) som er relativt stabilt. Omsetningen av organisk stoff frigir varme, og temperaturen kan komme over 60 °C dersom oksygentilførsel, struktur (TS-innhold) og isolering er tilstrekkelig ivaretatt. Den høye temperaturen vil medføre en tilfredsstillende hygienisering av slammet, så lenge enhver slampartikkel blir utsatt for temperaturer over 55 °C i en viss periode (normalt 3 uker ved rankekompostering). Det er vanlig å skille mellom rankekompostering (frilandskompostering), kompostering på luftet plate og reaktorkompostering. Ytterligere informasjon om dimensjonering og drift av disse komposteringsmetodene kan bl.a. finnes i NORVAR-rapport 51-1995 (Paulsrud og Nedland, 1995).

Silslammet med høyt TS-innhold, høyt C/N-forhold og en fiberholdig struktur vil være godt egnet for kompostering (evt. sammen med avvannet septikslam, f.eks. fra mobile avvanningsenheter). Det vil likevel være en fordel å blande inn strukturmateriale (bark, flis o.l.) for å få større porøsitet og lavere vanninnhold i silslammet, og derved bedre oksygentilførsel og utlufting av karbondioksid. Ved rankekompostering av slam (som er den vanligste metoden i Norge, særlig ved mindre anlegg) er det spesielt viktig at blandingen av slam og strukturmateriale blir vendt ofte med en maskinell rankevender i starten av komposteringsprosessen for å sikre at temperaturen kommer over 55 °C og ikke minst at alt materialet skal ha vært utsatt for denne temperaturen i en viss tid.

Erfaringene med rankekompostering av slam (Nedland og Paulsrud, 1999; Nybruket et al., 2003) viser at flere anlegg i områder med mye nedbør i vinterhalvåret har problemer med å opprettholde tilstrekkelig høy temperatur i rankene i denne perioden. I tillegg er det et faktum at veldig mange komposteringsanlegg har problemer med lukt som generer nabolaget, og det er etter hvert svært vanskelig å etablere nye komposteringsanlegg på egnede plasser i nærheten av bebygde områder. Dette vil også gjelde for eventuelle nye anlegg som skal behandle silslam.

##### Langtidslagring

Langtidslagring av slam innebærer at avvannet slam legges i hauger eller ranker og lagres for et visst antall år før det går til endelig disponering. Det er mange kommuner som praktiserer denne metoden som er lite kostnadskrevenne dersom man har arealer tilgjengelig, f.eks. i tilknytning til søppelfyllplasser. Noen steder blir slammet vendt med hjullaster/gravemaskin 1-2 ganger pr. år for å få en bedre struktur på sluttproduktet, men til forskjell fra skikkelig kompostering, vil man ikke her få noen temperaturøkning som kan gi hygienisering i løpet av



kort tid. Hygieniseringseffekten skal oppnås ved at slammet lagres over lang tid, men hovedproblemet er at det ikke er dokumentert hvor lenge slam må lagres under ulike klimatiske forhold for at gjødselvereforskriftens krav til et hygienisert slam blir tilfredsstillt. Dette gjelder spesielt kravene om at infektive parasittegg og potetcystenemetoder ikke skal finnes i slam som skal brukes på jordarealer. Basert på en sammenstilling av erfaringer med rankekompostering og langtidslagring (Nedland og Paulsrud, 1999) ble det foreslått å bruke 3 år som en minimum lagringstid, men grunnlaget for denne anbefalingen er dårlig.

Slammineraliseringsanlegg (også kalt sivbed) er en form for langtidslagring av slam. Her pumpes uavvannet slam til flere parallelle tørkesenger hvor det vokser spesielle planter, og det er et oppsamlingssystem for slamvannet. De fleste anlegg er basert på at slammet skal avvannes og nedbrytes i løpet av en periode på ca. 10 år, før det tas ut igjen for endelig disponering. Denne anleggstypen er neppe aktuell for silslam, siden dette slammet kan avvannes svært enkelt og til en lav kostnad i de eksisterende skruepressene.

Myndighetene (Mattilsynet) er skeptiske til fortsatt bruk av langtidslagring som en metode for hygienisering av slam, så lenge det ikke finnes dokumentasjon på hygieniseringseffekten. Mattilsynet har derfor nylig bedt VA-bransjen (NORVAR) om å definere hva slags behandling som omfattes av begrepet "langtidslagring" og framskaffe dokumentasjon på effekten av denne (NORVAR, 2004). Det vil derfor neppe være særlig fornuftig å satse på langtidslagring av silslam som en metode for å tilfredsstille gjødselvereforskriften, før det er nærmere avklart om dette blir en metode som myndighetene vil akseptere. Det er også i ulike fora vært stilt et spørsmålstegn ved om langtidslagring av slam kan ende opp som en permanent deponering, dersom slammet blir liggende veldig lenge eller aldri blir flyttet på igjen for bruk et eller annet sted.

#### Kalkbehandling

Ved tilsetning av ulesket (brent) kalk til avvannet slam vil man få en kraftig temperaturøkning i slammet i tillegg til at pH-verdien øker. Temperaturstigningen skyldes den energien som frigjøres når ulesket kalk kommer i kontakt med vann, og økningen vil i første rekke avhenge av tilsatt kalkmengde og TS-innholdet (eller vanninnholdet) i det avvannede slammet. I tillegg vil isoleringen av lagersiloen/containeren for det avvannede slammet avgjøre hvor raskt temperaturen synker igjen under lagring. De kritiske driftsbetingelsene for å oppnå tilfredsstillende hygienisering med denne metoden, er at temperaturen i hele den behandlede slammassen er minst 55 °C i minst 2 timer etter kalktilsetningen (Paulsrud et al., 2003).

Ved kalktilførselen vil noe vann fordampe p.g.a. temperaturøkningen. Sammen med tørrstofftilførselen som kalken representerer, vil dette medføre at man får en betydelig økning av TS-innholdet i slammet, og det kalkbehandlede slammet får ofte en kornaktig konsistens som gjør det lett å håndtere. Slam med TS-innhold på 25% før kalktilsetning vil oppnå 35-40% TS-innhold med en kalkdosering på ca. 500 kg CaO/tonn TS (125 kg CaO/m<sup>3</sup>).

Denne slambehandlingsmetoden er i bruk ved ca. 10 norske avløpsrensaneanlegg, men ingen av dem behandler silslam. Kalkbehandling innebærer lave investeringskostnader sammenlignet med de fleste andre hygieniseringsmetodene for slam, da hoved-komponentene i et slikt anlegg består av en kalksilo, en blandeenhet for kalk og slam og en isolert slamsilo/container for å sikre hygieniseringsbetingelsene (2 timer ved  $\geq 55$  °C). Driftskostnadene kan imidlertid bli relativt høye dersom det må tilsettes mye kalk for å oppnå en hygienisering, men økt TS-innhold i det avvannede slammet vil redusere nødvendig kalkbehov. Silslam med TS-innhold over ca. 25% bør derfor være godt egnet for kalkbehandling.

De viktigste ulempene med kalkbehandling er at man får en kraftig ammoniakkavdrivning fra slammet ved kalktilsetningen (luktproblemer og redusert nitrogeninnhold i slammet). Man kan dessuten få et så høyt kalkinnhold i slammet at det begrenser slammets bruksområde, spesielt dersom slammet brukes ublandet ved noen typer planter. Ved noen kalkbehandlingsanlegg som ligger nær boligbebyggelse, har man løst luktproblemene ved å installere luktfjerningsanlegg på avluften fra kalkblandeheten og slamsiloen.

## 6.5 Oppsummering om håndtering av slam fra finsilanlegg

Innenfor PRIMÆRENS-programmet er det fokusert spesielt på slam fra silanlegg (silslam), da tidligere rapporter fra SFT og NORVAR gir en god dokumentasjon for håndtering av ristgods og sand etc fra forbehandlingsanlegg og for håndtering av septikslam fra bl.a. større slamavskillere og sedimenteringsanlegg. Vi kan oppsummere om håndtering av slam fra finsilanlegg som følger:

1. Analyser av slam fra silanlegg i PRIMÆRRENS-programmet stemmer godt overens med resultater fra et tidligere NORVAR-prosjekt. Resultatene viser at silslam i avvannet form har et TS-innhold på 15-37% (27% TS i middel), og innholdet av organisk stoff er svært høyt (72-97% av TS). Innholdet av nitrogenforbindelser, kalsium og kalium er omtrent som for slam fra høygradige renseanlegg, mens fosforinnholdet er vesentlig lavere. Innholdet av tungmetaller er lavt og ligger godt under grenseverdiene for kvalitetsklasse II i gjødselvereforskriften.
2. Sammensetningen av silslammet (spesielt det høye innholdet av organisk stoff) tilsier at dette slammet ikke kan deponeres på søppelfyllplasser (kfr avfallsforskriften), men SFT har foreslått overgangsordninger for deponering av organisk avfall fram til 2009.
3. Silslam reguleres etter gjødselvereforskriften på lik linje med andre slamtyper, så sant det ikke sendes til et forbrenningsanlegg. Dette innebærer at silanlegg bør ha en forbehandlingsenhet som fjerner partikler større enn 4 mm, da slik avløpsøppel ikke skal inngå i gjødselvarer. Alternativt kan denne type materiale fjernes fra silslammet i forbindelse med etterfølgende behandling.
4. I henhold til gjødselvereforskriften må organisk avfall som skal brukes som en ressurs på jordarealer, være stabilisert og hygienisert. Siden silslam fra eksisterende silanlegg allerede er på avvannet form, vil det være mest aktuelt å benytte stabiliserings- og hygieniseringsmetoder som baseres på slam med høyt TS-innhold. Dette betyr i praksis anlegg basert på kompostering, langtidslagring eller kalkbehandling.
5. For håndtering av silslam i henhold til gjødselvereforskriften bør følgende hovedalternativer vurderes i hvert enkelt tilfelle:
  - Behandling og disponering sammen med våtorganisk avfall
  - Behandling og disponering sammen med slam fra andre avløpsrenseanlegg, inkl. septikslam
  - Separat behandling og disponering av silslam, evt. sammen med avvannet septikslam

## 7 Valg av rensemetode for primærrensing

Historisk sett baserer utvilsomt de fleste primærrensianlegg i verden seg på sedimentering. Vi har imidlertid sett i det foregående at det nå er i ferd med å utvikles finsilanlegg som kan klare primærrensekravene minst like godt som sedimenteringsanlegg. Det er også vist at noen alternative metoder kan være aktuelle, f.eks. flotasjon og grovfiltrering.

Valg av metode vil måtte basere seg på en rekke faktorer, slike som:

- Kostnaden knyttet til den aktuelle metoden
- Størrelsen på anlegget
- Avløpsvannets sammensetning
- Ønske om fleksibilitet og tilrettelegging for fremtidige krav
- Behovet for driftstilsyn
- Tilgjengelig areal for anlegget
- Muligheter for håndtering av slam og restprodukter

Vi skal i det følgende kort diskutere disse faktorene for deretter å fremsette noen anbefalinger.

### 7.1 Kostnaden knyttet til den aktuelle metoden

I de fleste tilfeller vil kostnaden for anlegget være den mest avgjørende faktor for valg av rensemetode. I PRIMÆRRENS ble det gjennomført en grov kostnadsanalyse av en del aktuelle anleggstyper for å få et visst innblikk i hvordan det relative forhold mellom de ulike metodene er. Man valgte å analysere tre anleggsstørrelser; 1.000 pe, 5.000 pe og 25.000 pe. Bakgrunnen for å velge anlegg med nettopp de nevnte anleggsstørrelsene, var en analyse av størrelsen av de primærrensianlegg som ventes bygget som følge av den nye avløpsforskriften.

På bakgrunn av den oversikt over aktuelle metoder som er gjennomgått foran valgte man å analysere de anleggstyper som er anført i Tabell 7.1. Selv om det er klart at man ikke vil klare primærrensekravene med bruk av grovsil, er denne løsningen tatt med som referanse ettersom dette er den løsning som dominerer ved utslipp til gode sjøresipienter i dag.

Tabell 7.1 Anleggstyper som ble analyserte i kostnadsanalysen

1.000 pe	5.000 pe	25.000 pe
• Grovsil (1 mm)	• Grovsil (1mm)	• Grovsil (1mm)
• Finsil (< 0,5 mm).	• Finsil (< 0,5 mm)	• Finsil (< 0,5 mm)
• Stor slamavskiller (SFT) <sup>1)</sup> • Stor slamavskiller (KMT) <sup>2)</sup>	• Sedimenteringstank m/integrert slamlager/råtnetank (Clarigester) <sup>3)</sup>	
	• Tradisjonelt sedimenteringsanlegg	• Tradisjonelt sedimenteringsanlegg • Høybelastet (lamell) sedimenteringsanlegg
	• Flotasjonsanlegg • Grovfilteranlegg	• Flotasjonsanlegg • Grovfilteranlegg

<sup>1)</sup> SFT - Utformet i henhold til anbefalingene i TA-515 (Figur 3.2)

<sup>2)</sup> KMT – Utformet i henhold til Figur 3.4 og Figur 3.5

<sup>3)</sup> Clarigester – Utformet i henhold til Figur 3.11

### 7.1.1 Forutsetninger for kostnadsanalysen

De anslåtte kostnadene er dels basert på beregninger, dels på eksisterende anbud og dels på pris på eksisterende anlegg. De overslag som oppstilt i det følgende er i hovedsak basert på beregninger, men de er kvalitetssikret ved å sammenligne med eksisterende anlegg.

Dimensjoneringen som ligger til grunn for kostnadsberegningene er basert på følgende dimensjonerende vannmengder:

	<b>1000 pe</b>	<b>5000 pe</b>	<b>25.000 pe</b>
$Q_{dim}$ (m <sup>3</sup> /h)	21	79	354
$Q_{maksdim}$ (m <sup>3</sup> /h)	42	158	708

Dimensjonering av de enkelte enhetene er gjort i overensstemmelse med de anbefalinger som er gitt i denne rapporten. Når det gjelder finsilanlegg, har man i hovedsak basert seg på virkelige kostnader for anlegg som er bygget den senere tid. Disse anleggene har imidlertid ofte en høyere belastning enn hva de kan ha for å klare primærrensekravene. Dette kan bety at finsilanlegg som skal klare kravene, sannsynligvis blir noe dyrere enn det som her er angitt.

Slambehandling er utelatt fra kostnadsanalysen ettersom dette vil gi mange varianter som kunne vanskeliggjøre sammenligningen. I de kostnadsdiagrammene som er vist nedenfor, er imidlertid slamlagring tatt med. Finsilanleggene som analysen er basert på har alle en eller annen form for slamavvanning integrert i anlegget og dette er inkludert. Uttransport av slam er ikke med, men det anslås nedenfor hvilken ekstrakostnad bort-transport og avvanning av slam representerer (for alle anlegg bortsett fra silanlegg som har avvanning integrert). Ellers gjelder følgende forutsetninger for de ulike rensemetodene:

#### Forbehandling

Grovsilanlegg er ikke forutsatt å ha noen forbehandling foran silen. Slamavskillere har ingen forbehandling

Finsilanlegg på 5.000 pe og 25.000 pe har finrist (3 mm) og sand-/fettfang som forbehandling. Det kan diskuteres om små finsilanlegg (1.000 pe) vil bli bygget med forbehandling (finrist eller grovsil). Med tanke på håndtering av slammet, bør imidlertid også disse ha et minimum av forbehandling, og det er forutsatt en finrist (3 mm), men ikke sandfang. Den kostnadmessige betydning av å ha finrist eller ikke som forbehandling, også på de minste anleggene, diskuteres i kommentarene under.

Alle sedimenteringsløsningene (inkludert "Clarigester") har finrist (3 mm) og sandfang som forbehandling. Det samme har flotasjonsanleggene og grovfilteranleggene.

#### Investeringskostnad

Investeringskostnaden er sammensatt av kostnader til overbygg, utstyr til forbehandling og utstyr til hovedprosess. I og med at forbehandlingen til hver størrelsesgruppe er forutsatt å være den samme, er også investeringskostnaden til forbehandling den samme. For slamavskillere har man ikke forutsatt overbygg eller noen form for maskinelt utstyr. Sedimenteringsanlegg av type "Clarigester" har underliggende råtnetank/slamlager. Det er i kostnadsberegningene ikke forutsatt at råtnetanken er oppvarmet.

Kostnadene til bygg inkluderer grunnarbeider, betongarbeider, stål- og metallarbeider, malerarbeider samt en diverse post (15 %). Byggekostnadene inkluderer ikke kostnader til

grunnerverv og opparbeiding av tomt (gravearbeider etc) ettersom dette vil være helt lokalt betinget.

Kostnader til forbehandling inkluderer innløpspumpestasjon med alt tilleggsutstyr, maskinelt utstyr og monteringskostnader for finrist (3 mm) med alt tilleggsutstyr og bygge- og monterings-kostnader for sand- og fettfang med alt tilleggsutstyr. Kostnader til hovedprosessen er avhengig av prosessløsning, men inkluderer generelt alt byggearbeid, alt maskinutstyr og alt prøvetakingsutstyr som metoden krever.

#### Driftskostnader

Driftskostnadene inkluderer driftsutgifter til strøm, ventilasjon, vedlikehold bygg, vedlikehold maskin, lønn operatør, analysekostnader, håndtering av ristgods (avvanning og deponi). Nedenfor vises det hva tilleggs-kostnaden for tilsetning av kjemikalier i form av polymer vil være. Det er innhentet driftskostnader fra flere anlegg i drift. Disse er benyttet som korrektiv til de beregnede driftskostnadene.

#### Avskrivning

Der er benyttet 50 år avskrivningstid for bygg 20 år for maskinelt utstyr samt en kalkulasjonsrente på 5 % i overensstemmelse med Gebyrgrunnlag og beregning av kommunale vann- og avløpsgebyrer, 2. utgave (ANØ Miljøkompetanse, 2001).

### **7.1.2 Forbehold**

Det er særdeles viktig å presisere at de kostnadene som her fremkommer, er å betrakte som overslag basert på beregninger, fremlagte tilbud og kostnadsdata fra eksisterende anlegg. Selvsagt er det betydelig variasjon i dataene, og de må bare betraktes som overslag som skal brukes i den hensikt å sammenligne en metode med en annen samt å sammenligne en anleggsstørrelse med en annen. Innen hver rensemetode vil det i praksis være betydelig forskjell i kostnad avhengig av hvilket utstyr som brukes, hvordan avløpsvannet er sammensatt etc.

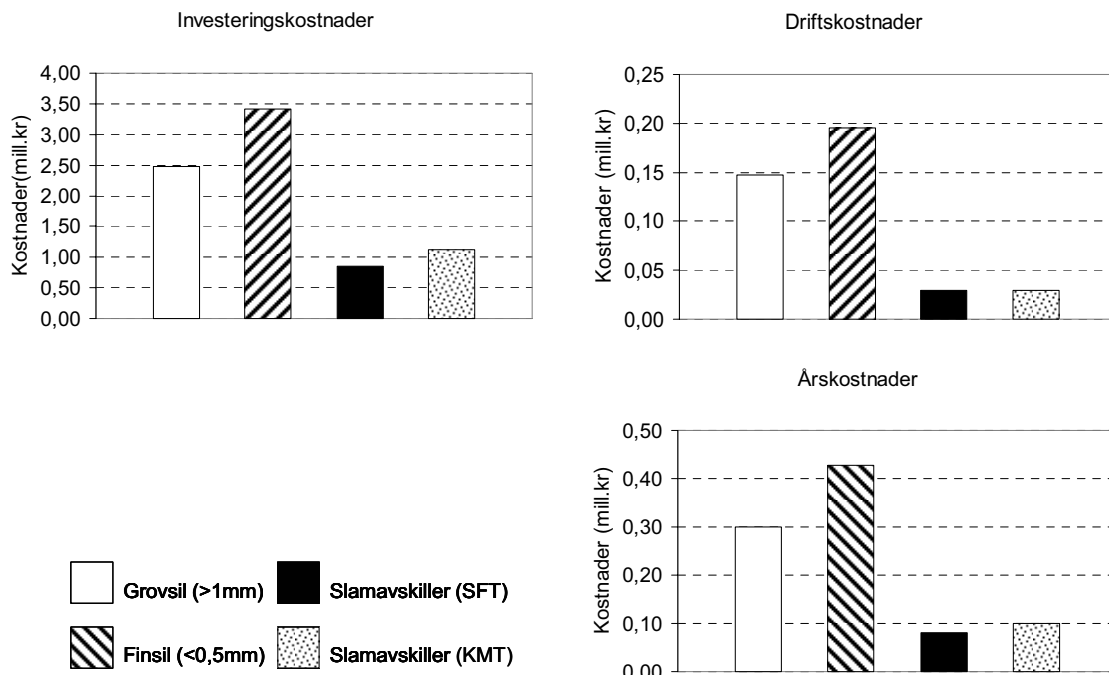
Det detaljerte grunnlagsmaterialet for kostnadsanslagene, i form av dimensjoneringsdata, innhentede kostnadsdata på eksisterende anlegg og beregnede kostnadsdata, er ikke presentert. Hensikten med presentasjonen er ikke å vise reelle kostnader men å foreta en sammenligning mellom de ulike metodene. Det advares sterkt mot å bruke disse dataene i forbindelse med valg av metode i et gitt tilfelle. Da må tilbud innhentes.

### **7.1.3 Resultater av kostnadsanalysen**

I det følgende fremstilles hovedresultatene i stolpediagrammer hvor man inkluderer investeringskostnad, driftskostnad og årskostnad samt spesifikk årskostnad, dvs kostnad per m<sup>3</sup> rensset avløpsvann. Det er da tatt utgangspunkt i en årlig vannmengde på 100 m<sup>3</sup>/pe·år. Figur 7.1 viser investerings-, drifts, og årskostnad for de ulike anleggstypene på 1000 pe

#### Kommentarer til kostnadsdata for anlegg på 1.000 pe

Vi ser at slamavskillerene kommer rimeligere ut for et anlegg på 1.000 pe enn anlegg basert på siler – både grovsiler og finsiler. Slamavskillerene er bygget i betong med innløps- og utløpskummer av betongkumringer. De har ikke overbygg. Det prisnivået som er beregnet, er sammenliknet med anlegg som nylig er bygget.



Figur 7.1 Beregnede kostnader for anlegg på 1000 pe (Kostnadsnivå 2004)

Et tilbud innhentet på prefabrikkert slamavskiller i glassfiberarmert plast, var mer enn dobbelt så dyrt som plass-støpt betong-avskiller og ville ligge om lag på samme nivå som grovsil-anleggene. En vesentlig årsak til de betydelig lavere kostnader for slamavskillere er selvsagt at beregningen for disse anleggene ikke inkluderer overbygg eller noen form for maskinelt utstyr. Dersom man benytter en av de mer avanserte slamavskillere som er foreslått i kap. 3 (se Figur 3.4– Figur 3.8), er det ikke urimelig at man bygger overbygg – i alle fall et lite overbygg som huser maskinelt utstyr til slike anlegg. Slike anlegg vil bli dyrere enn det som her en angitt.

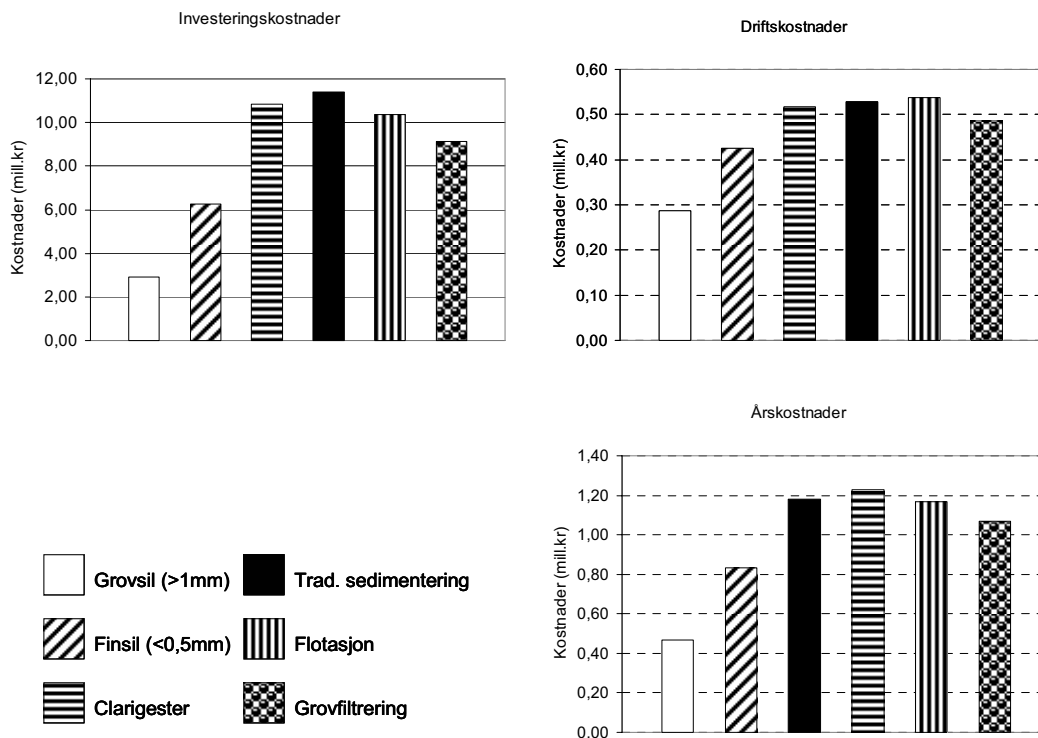
Det er interessant å se at prisforskjellen mellom et grovsilanlegg (1 mm) uten forbehandling og et finsilanlegg med finrist og sandfang som forbehandling ikke var spesielt stor. Tar man hensyn til at finsilanleggene for å klare kravene, i de fleste tilfeller må drives ved lavere silingshastigheter enn det som tidligere har vært normalt, er det imidlertid trolig at kostnaden for disse kan bli noe høyere enn det som er angitt her og at forskjellen dermed blir større.

Figur 7.2 viser investerings-, drifts, og årskostnad for de ulike anleggstypene på 5.000 pe

#### Kommentarer til kostnadsdata for anlegg på 5.000 pe

For anlegg på 5000 pe ser vi at grovsilanleggene kommer vesentlig bedre ut enn de andre anleggstypene. En vesentlig årsak til er at grovsilanleggene mangler forbehandling mens finsilanleggene er utstyrt med både finrist og sand-/fettfang.

Finsilanleggene har vesentlig lavere investeringskostnader enn de andre løsningene som kan forventes å klare primærrensekravet. Forskjellen i driftskostnad er mindre. Igjen må man imidlertid være oppmerksom på det faktum at finsilanlegg som skal klare kravene, normalt på dimensjoneres med en lavere silingshastighet enn de anlegg som kostnadsanalysen har vært basert på. Det er likevel ingen tvil om at for denne anleggsstørrelsen, er det finsilanleggene som kommer best ut kostnadsmessig.



Figur 7.2 Beregnede kostnader for anlegg på 5000 pe (Kostnadsnivå 2004)

Løsningene basert på sedimentering har svært lik kostnad og om lag den samme som flotasjon. Den noe høyere kostnad for "Clarigester" kan knyttes til den store dybden av anlegget som det underliggende slamlageret (uoppvarmet i dette tilfellet) innebærer. Det er interessant å merke seg at grovfilteranleggene kommer noe bedre ut – dog dårligere enn finsilanleg. Det må imidlertid presiseres at det er denne anleggstypen det knytter seg størst usikkerhet til når det gjelder kostnadsberegningen.

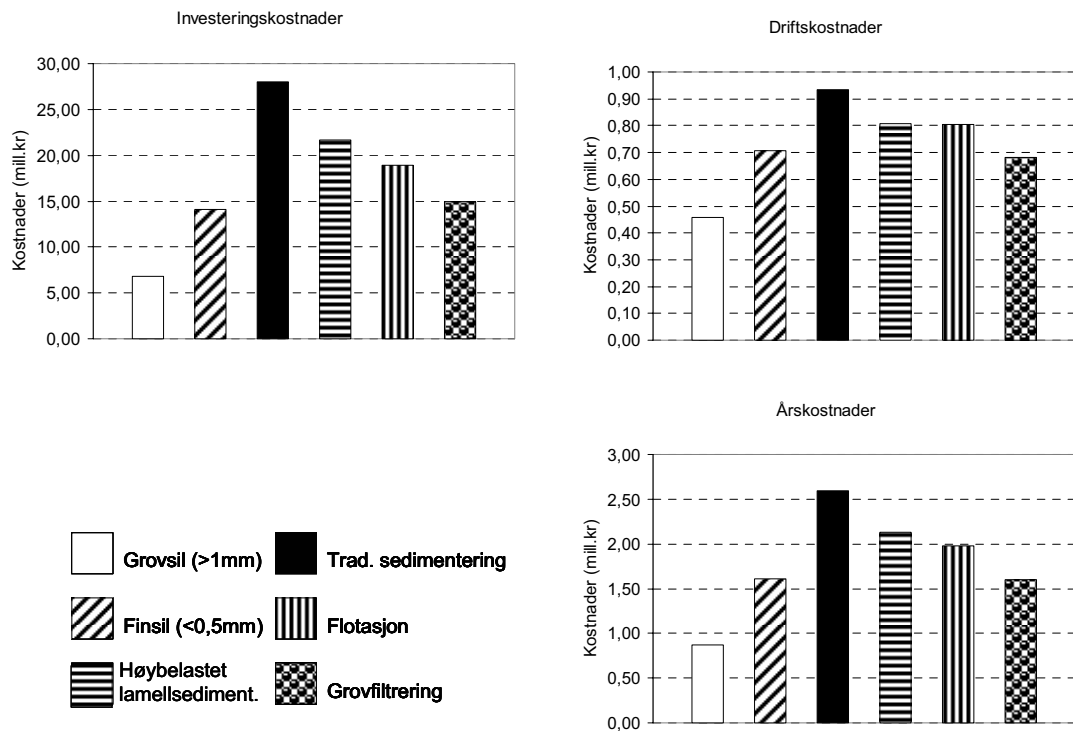
Flotasjonsanlegg blir betydelig mer kompakte enn sedimenteringsanleggene men likevel ikke vesentlig billigere, bl.a. på grunn av det utstyret som trengs for å lage bobler (dispersjonsutstyret). Energiforbruket til driften av dette er hovedårsak til den høyere driftskostnad for flotasjonsanlegg.

Det er interessant å merke seg at grovfilteranleggene kommer bedre ut enn sedimenterings- og flotasjonsanlegg. Det må imidlertid presiseres at det er denne anleggstypen det knytter seg størst usikkerhet til når det gjelder kostnadsfastsettelsen ettersom det ennå ikke er bygget noen slike anlegg.

Figur 7.3 viser investerings-, drifts, og årskostnad for de ulike anleggstypene på 25000 pe

#### Kommentarer til kostnadsdata for anlegg på 25000 pe

Det er interessant at de relative kostnadsforskjellene blir mindre når anlegget blir større. For denne anleggsstørrelsen har faktisk grovfilteranlegget om lag samme årskostnad som finsilanlegget. Som nevnt over knytter det seg imidlertid størst usikkerhet til kostnadsberegningen av grovfilteranlegg.



Figur 7.3 Beregnede kostnader for anlegg på 25.000 pe (Kostnadsnivå 2004)

Også for denne anleggsstørrelsen kommer finsilanlegg bedre ut kostnadsmessig enn sedimenteringsanlegg, men de relative forskjeller er mindre enn for anlegg på 5000 pe. Det er ikke usannsynlig at løsninger basert på høybelastet sedimenteringsanlegg med lamell-sedimentering eller flotasjon vil kunne bli billigere enn finsilanlegg for anlegg over 50000 pe.

I denne oversikten er ikke alle kostnader knyttet til tømning og håndtering av slam og ristgods fra anleggene med. Heller ikke kostnader knyttet til eventuell polymerutsetting for å bedre renseseffekten. Dette ville representert en ekstrakostnad som vist i Tabell 7.2.

Tabell 7.2 Tilleggs-kostnader for tømning og håndtering av slam og ristgods samt polymerutrustning

	Pris	Enhet	Merknader
Slam deponering	600	kr/tonn	Inkludert deponeringsavgift
Tømning av slam	255	kr/m <sup>3</sup>	
Polymerutrustning 25.000 pe	350 000	kr	Dosering: 1,0 g/m <sup>3</sup> Pris 34 kr/kg inkl frakt, ekskl. mva
Polymerutrustning 5.000 pe	175 000	kr	
Polymerdosering 25.000 pe	110 000	kr/år	
Polymerdosering 5.000 pe	25 000	kr/år	



## 7.2 Størrelsen på anlegget

Det kan bli behov for primærrensing av alle størrelsesklasser. Tradisjonelt har man i Norge benyttet store slamavskillere opp til 1.000 pe – noen endog opp til 2.000 pe. Erfaring har vist at så store slamavskillere blir svært vanskelige å håndtere, spesielt når det gjelder tømning av slam. I avsnitt 3.3 er det vist eksempler på utforminger som kan lette slamtømmingen. Slike tiltak vil fordyre slamavskilleren men er likevel å anbefale. Tradisjonelle slamavskillere med flat bunn bør ikke bygges større enn for ca 200-300 pe.

For anlegg i størrelsesområdet 500 – 5.000 pe anbefales det sterkt å vurdere å separere sedimenteringssonen og slamlagringssonen enten ved å bygge sedimenteringsanlegg med integrert slamlager (Imhoff-tank) (500 – 3.000 pe) eller å bygge separat sedimenteringsbasseng og slamtank (2.000 – 5.000 pe). I dette størrelsesområdet (500 – 5.000 pe) vil også finsiler være et alternativ.

For anlegg større enn 5.000 pe vil både sedimenteringsanlegg og finsilanlegg med separat slamhåndtering være aktuelle. Desto større anlegget blir, desto mer sannsynlig er det at sedimenteringsanlegg er det mest hensiktsmessige valget. For mellomstore anlegg (5.000 - 25.000 pe) bør man også vurdere alternative løsninger som sedimenteringsanlegg basert på dype lamellsedimenteringsbasseng og anlegg basert på flotasjon eller grovfiltrering.

## 7.3 Avløpsvannets sammensetning

Vi har foran sett flere eksempler på at avløpsvannets sammensetning har meget stor betydning for rensresultatet og dermed vil dette også ha betydning for valg av metode. Vi har i kap. 2 vist hvordan man kan karakterisere sammensetningen spesielt rettet mot primærrensing.

Generelt er det slik at et avløpsvann som har et høyt innhold av (relativt sett) store partikler og et høyt forholdstall mellom partikulært og løst organisk stoff, har en gunstig sammensetning med tanke på primærrensing.

For å være sikker på å klare kravet (uten kjemikalietilsetning) ved sedimentering bør partikkelstørrelsesfordelingen være slik at minst 50 % av slampartiklene er større enn 100 µm. Når det gjelder finsiling viser erfaringer fra PRIMÆRRENS at dersom mindre enn 20 % av SS i råvannet består av partikler større enn 350 µm og forholdet mellom filtrert (GF/C-filter) KOF og total KOF (evt løst BOF<sub>5</sub>/total BOF<sub>5</sub>) er større enn 0,4, vil det bli svært vanskelig å klare primærrensekravet (uten kjemikalietilsetning).

Dersom det er et betydelig innslag av industriavløpsvann (spesielt fra næringsmiddelindustri), kan det bli vanskelig å klare kravet både med sedimentering og finsiling, men det kan da vise seg lettere å nå kravet med sedimentering dersom man tilsetter koagulant. Ved finsiling er det nemlig en begrensning på hvilken koagulant som kan brukes (helst ikke metallsalt) og hvor mye koagulant, for at anlegget skal kunne operere med en akseptabel kapasitet. Kapasiteten på sedimenteringsanlegg med forkoagulering øker derimot jo større kjemikalieinnsatsen er. Et problem som da oppstår er imidlertid den økede slamproduksjonen.

I en situasjon med høyt innslag av næringsmiddelavløp og/eller små partikler i avløpsvannet bør man vurdere flotasjon.

## 7.4 Ønsket om fleksibilitet

De fleste som har ansvar for drift av avløpsrenseanlegg setter stor pris på fleksibilitet i prosessen, dvs at man kan sette inn tiltak i en vanskelig driftssituasjon som kan møte utfordringen. Vi har pekt spesielt på muligheten til å tilsette en koagulant som en slik mulighet. Forkoagulering kan benyttes til enhver tid eller når forholdene (vannets mengde og sammensetning) tilsier det.

Med de erfaringene som man har fra PRIMÆRRENS vil vi gå så langt som å anbefale at alle primærrenseanlegg legger til rette for tilsetning av koagulant (primært i form av en kationisk polymer). Enkelte vanntyper (for eksempel ved stort innslag av avløp fra næringsmiddelindustrien) vil kunne kreve tilsetning av metallsalt i tillegg til polymer.

Generelt må det kunne hevdes at anlegg basert på sedimentering er mer fleksible når det gjelder muligheten til kjemikalietilsetning enn finsilanlegg. Det er også mye mer erfaring med forkoagulering i sedimenteringsanlegg enn i finsilanlegg. Den større fleksibiliteten går primært på større muligheter i valg og dosering av koagulant.

Det anbefales å ta høyde for at renskravene i fremtiden kan bli skjerpet. De fleste anlegg i tettbebyggelse >10.000 pe som vi her snakker om, vil bare få tillatelse til primærrensing gjennom innvilgning av søknad om unntak fra sekundærrensekravet.

Primærrenseanlegg basert på sedimentering og flotasjon kan relativt enkelt utbygges til et sekundærrenseanlegg, for eksempel basert på en høybelastet biofilmreaktor kombinert med koagulering foran sedimenterings- eller flotasjonssteget. Et finsilanlegg vil i en evt fremtidig situasjon med skjerping av kravet kun kunne brukes til forbehandling. Et ytterligere sekundærsteg må da bygges i tillegg.

Totalt sett må vi derfor kunne si at primærrenseanlegg basert på sedimentering (eller flotasjon) er mer fleksible med tanke på tilrettelegging av en mulig fremtidig skjerping av renskravene enn finsilanlegg er. Det tenkes da her primært på den ekstrakostnaden som utvidelsen vil innebære.

## 7.5 Behovet for driftstilsyn

I PRIMÆRRENS var det ikke rom for å analysere behovet for driftstilsyn spesielt. Det som er viktig å anføre her, er at driftsforholdene på primærrenseanlegg må være like gode som driftsforholdene på mer høygradige renseanlegg. Det kan nok være at man tidligere la mindre vekt på å legge til rette for godt arbeidsmiljø i enkle renseanlegg med utslipp til god sjøresipienter, men dette vil ikke kunne aksepteres i moderne primærrenseanlegg.

PRIMÆRRENS har da også vist at de fleste av de anleggseiere og utstysleverandører som tar sikte på å lykkes med primærrensing, har lagt opp til en høy arbeidsmiljøstandard på anleggene. Det er for eksempel særdeles viktig å ta hensyn til lukt og aerosoler både i selve bassenghallen og i rom for slamlagring og -håndtering. Dette gjelder alle typer anlegg. Når det gjelder slamavskillere, er det spesielt viktig å legge til rette for at slamtømmingen kan foregå på en enkel måte og uten å skape sjenerende lukt i omgivelsene.

Generelt vil primærrenseanlegg ha behov for kyndig og regelmessig driftstilsyn på samme måte som andre typer renseanlegg.

## 7.6 Arealbehovet

Så lenge man har tiltrekkelig med areal tilgjengelig for renseanlegget, er ikke de ulike metoders arealbehov noen spesielt viktig faktor. Da vil kostnaden for arealet være den faktor som fanger opp i seg at de ulike metoder har ulikt arealbehov.

Finsilanlegg vil kreve mindre areal enn tradisjonelle sedimenteringsanlegg. Anlegg basert på høybelastet lamellsedimentering, flotasjon eller grovsilanlegg vil imidlertid ha et arealbehov som ikke er vesentlig forskjellig fra det finsilanlegg vil ha.

Erfaringene fra PRIMÆRRENS viser at det er vanskelig å anslå arealbehovet uten å grovprosjektere anlegget med de metodene som er aktuelle. Det finnes i Norge eksempler på svært kompakte sedimenteringsanlegg og svært arealkrevende finsilanlegg og omvendt.

## 7.7 Mulighet for håndtering av slam og restprodukter

Dette er en meget viktig faktor som man ubetinget må ta hensyn til ved planleggingen av primærrensanlegg. Svært avgjørende her blir den geografiske plasseringen av anlegget. Tar man sikte på å bruke slam fra anlegget som en ressurs på jordarealer, krever gjødselsvareforskriften at slammet skal være hygienisert og stabilisert. Ligger anlegget slik til at slammet kan transporteres til et sentralt anlegg for stabilisering og hygienisering, kan dette være den beste løsningen. Dette gjelder spesielt dersom uavvannet slam fra sedimenteringsanlegg kan transporteres til sentralt slambehandlingsanlegg basert på utråtning og hygienisering .

Mange av de primærrensanleggene som vil bli bygget, ligger imidlertid ikke slik til. Slam fra finsilanlegg vil vanligvis være på avvannet form allerede når det forlater anlegget. Også ved sedimenteringsanlegg kan det være mest hensiktsmessig å avvanne slammet på anlegget. Da kan det være mest aktuelt å benytte stabiliserings- og hygieniseringsmetoder som baseres på avvannet slam (kompostering, langtidslagring eller kalkbehandling).

Dersom et sentralt anlegg for stabilisering/hygienisering av avvannet slam er (eller blir gjort) tilgjengelig innefor rimelig transportavstand, vil slamhåndteringskostnaden etter all sannsynlighet bli lavere for finsilanlegg enn for sedimenteringsanlegg.

## 7.8 Oppsummering vedrørende valg av primærrensemetode

Hensikten med dette avsnittet har vært å vise at det ikke finnes noen standardløsning og at lokale forhold kan bli helt avgjørende for valget.

Under ellers like lokale forhold og med et vann som tillater at alle metodene kan klare primærrensekrevet kan det synes som om:

- slamavskillere/sedimenteringsanlegg med integrert slamlager kan være det beste valget for små anlegg (<1.000 pe)
- finsilanlegg kan være det beste valget for mellomstore anlegg (5.000 – 25.000 pe)
- sedimenteringsanlegg (spesielt basert på lamellsedimentering) kan være det beste valget for store anlegg (>50.000)

Det er imidlertid god grunn til å vurdere alternative metoder (som flotasjon og grovfiltrering) før valget av primærrensemetode foretas.

## Vedlegg 1. Prøvetaking ved primærrensaneanlegg

### Generelt om prøvetaking

Uttak av representative prøver er en forutsetning for en tilfredsstillende utslippskontroll, for prosesskontroll og for undersøkelser i forbindelse med prosessmessige problemer. Det er utarbeidet en rekke veiledninger for gjennomføring av tilfredsstillende prøvetaking på avløpsrensaneanlegg. NORVAR-rapport 82/1997 "Veileder for prøvetaking av avløpsvann" (Farestveit og Hoel, 1997) er den siste som er utarbeidet her til lands.

Prøvetaking av avløpsvann er omfattet av en egen norsk og internasjonal standard, NS-ISO 5667-10 Utgave 1, 2001 Vannundersøkelse - Prøvetaking - Del 10: Veiledning i prøvetaking av avløpsvann (ISO 5667-10:1992). Anbefalingene som blir gitt i dette vedlegget, bygger på denne standarden, samt erfaringsmateriale både fra norsk og utenlandsk praksis vedrørende prøvetaking.

Rådene som gis i veiledninger om prøvetaking, tar i de fleste tilfeller utgangspunkt i en "standard utforming" av rensaneanlegget (anlegg som består av kanaler og bassenger), dvs at prøvene tas i en innløpskanal før første behandlingstrinn og i en utløpskanal etter siste behandlingstrinn i anlegget. Innføringen av primærrensekravet gjør det aktuelt å benytte enklere rensaneanleggsløsninger, for eksempel basert på silprinsippet. I silanleg mates avløpsvannet i mange tilfeller inn på anlegget i fylte eller delvis fylte rør. Dette representerer en ny utfordring mht. prøvetaking.

På mange silanlegg (både eldre og forholdsvis nye anlegg) er det ved byggingen av anlegget lagt liten vekt på at primærrensekravet skal kunne kontrolleres (etterprøves). Dette innebærer at det kan være vanskelig å finne punkter i anlegget der det er mulig å få tatt ut representative prøver. Spesielt gjelder dette på innløpet til anleggene. Rådene som gis i dette vedlegget forutsetter derfor at det på nye anlegg som bygges for å tilfredsstillende kravene til primærrensing, etableres prøvepunkter som gjør det mulig å ta ut representative prøver. På en del eksisterende anlegg vil det være svært vanskelig å finne akseptable prøvepunkter uten å foreta større eller mindre ombygginger av anlegget. Slike ombygginger må gjøres for å kunne dokumentere at primærrensekravet etterkommes.

Analyseresultatene som skal legges til grunn for vurdering av primærrensekravet, vil kunne påvirkes av feilkilder innen to hovedområder:

1. Feil ved uttak av prøven fra vannstrømmen som følge av store forskjeller i partiklenes størrelse, form og spesifikke vekt
2. Feil ved uttak fra oppsamlingsbeholder for prøve, dvs. ved overføring av prøve fra oppsamlingsbeholder til prøveflaske som skal sendes til laboratoriet

### Prøvetakingspunktet

Valg av prøvetakingspunkt handler i stor grad om å finne et punkt med god turbulens. Dette gjelder både på innløpet og på utløpet, men god turbulens vil ha størst betydning på innløpet. Partiklenes størrelse, form og spesifikk vekt har betydning for hvordan partiklene vil oppføre seg i vann. Partiklene som opptrer i avløpsvannet har en spesifikk vekt som spenner over et vidt område, men en hoveddel er av organisk opphav, noe som gjør at den spesifikke vekten er omkring  $1,0 \text{ g/cm}^3$ .

Som vi har sett foran varierer partikkelstørrelsen betydelig over tid og partikkelstørrelsefordelingen varierer fra et anlegg til et annet. Selv om det er stor variasjon fra vanntype til

vanntype, er hoveddelen av partiklene som skal fanges opp ved prøvetakingen, mindre enn 1 mm i diameter. Den store variasjonen i partiklenes egenskaper gjør at kravene til prøvetakings-opplegget på avløpsrenseanlegg vil være et kompromiss mellom mange forhold. Det er spesielt viktig å ha god turbulens i prøvetakingspunktet, da dette betyr at partikler med høy spesifikk vekt vil kunne holde seg suspendert i vannmassen.

### **Plassering av prøvetakingspunktet**

Prøvetakingspunktet på innløpet til primærrenseanlegget må ligge foran første behandlingstrinn i anlegget. Det må også plasseres foran eventuelle returstrømmer i anlegget (for eksempel rejektivann fra sentrifuger) og doserings-punkter for kjemikalier.

Prøvepunktet på utløpet må plasseres slik at det blir mulig å ta ut en representativ prøve av den samlede avløpsmengden som slippes ut fra anlegget. Dette innebærer at på anlegg med flere parallelle behandlingslinjer, må prøvepunktet plasseres slik at den samlede vannmengden fra samtlige behandlingslinjer fanges opp. Prøvetakingspunktet må plasseres slik at andre rensetrinn ikke påvirker de hydrauliske forholdene i prøvetakingspunktet. For eksempel vil oppstuvning foran en rist kunne påvirke et prøvetakingspunktet som er plassert slik at det påvirkes av oppstuvningen.

Prøvetaking i kanaler er normalt ugunstig fordi strømningshastigheten er lav, og ofte vil hoveddelen av det suspenderte materialet bli transportert langs bunnen eller inn mot kanalveggene. Konsentrasjonen av partikler vil derfor kunne variere over strømningsstverrsnittet. For å gjøre partikkelfordelingen over tverrsnittet mer uniform, er innblåsning av luft et alternativ. Luftinnblåsningen kan plasseres langs den ene kanalbunnen ca. 3 – 5 m foran prøvepunktet. Luften tilføres ved bunnen langs den ene siden av kanalen slik at det oppstår en rotasjonsbevegelse i strømmen. Ved innsnevring i kanalen som skaper en turbulent sone, bør prøvetakingspunktet plasseres ca. 3 ganger kanalbredden nedstrøms innsnevringen.

Vannstandssprang med god turbulens vil kunne egne seg godt som prøvetakingspunkt. Det er imidlertid viktig at turbulensen ikke bare opptrer i overflaten. Dette vil kunne undersøkes ved å kontrollere om det opptrer slamavsetninger på bunnen av kanalen i vannstandspranget eller ved å ta ut prøver i forskjellig dyp.

Prøvetaking i rør (helt eller delvis fylte) er en stor utfordring ettersom utstyret som normalt benyttes til prøvetaking på avløpsrenseanlegg er ikke konstruert for denne anvendelsen. Det er spesielt vanskelig å ta ut prøver fra rør som står under trykk ettersom det er et lite vannvolum som skal tas ut og kravet til minimumsdiameter i prøvetakingsstussen gjør at det er vanskelig å kontrollere vannmengdene. Det frarådes derfor å plassere prøvepunkt i et rør som står under trykk. Prøvetaking fra rør krever at røret har en viss minste diameter. Det er vanskelig å benytte tradisjonelle prøvetakere på delvis fylte rør som har diameter mindre enn 400 mm. På samme måte som for kanaler er det viktig at det er god turbulens i prøvepunktet. Dette kan oppnås ved luftinnblåsning i et punkt oppstrøms (3 x rørdiameteren) prøvetakingspunktet. Selve røret må utformes slik at det blir mulig å kontrollere vannivået i røret og ellers kunne observere strømningsforholdene i prøvetakings-punktet.

Det skal være mulig å komme til prøvepunktet for rengjøring (fjerning av biovekst og sedimentert slam). Driftsrutinene må legges opp slik at prøvetakingspunktet blir rutinemessig inspisert og rengjort.

## Prøvetakere

Ved prøvetaking i tilknytning til primærrensaneanlegg er en av de største utfordringene å kunne ta ut en prøve fra vannstrømmen som er representativ for partikler med både høy og lav spesifikk vekt. Denne problemstillingen vil være spesielt aktuell for prøvetakingen på innløpet. Ved prøvetaking for å kontrollere primærrensekrauet forutsettes det at prøvene tas som vannmengdeproporsjonale døgnblandprøver. Det er to hovedtyper av prøvetakere som er aktuelle til bruk på avløpsrensaneanlegg, vakuumpøvetakere og slangeprøvetakere.

### Vakuumpøvetakere

Ved vakuumpøvetakere innstilles ønsket prøvevolum ved hjelp av innløpsrøret i prøvekommeret. Ved prøvetakingen suges det opp et større volum enn det man ønsker som prøvevolum, og det overskytende presses ut gjennom innløpsrøret i prøvekommeret og sugeslangen. En prøvetakingssyklus vil normalt bestå av følgende faser.

1. Prøvekommer og sugeslange blåses rent.
2. Vakuumpumpen danner vakuu i prøvekommeret og prøven suges opp i slangen. En nivåføler registrerer når maksimalt nivå i prøvekommeret er nådd og oppsugingen stanser.
3. Ved hjelp av vakuumpumpen (reverserbar) dannes et overtrykk i prøvetakingssyklus-kammeret og vannvolumet som er større enn ønsket prøvevolum presses ut via sugeslangen. Dette må skje svært raskt for å hindre at de største partiklene sedimenterer i prøvekommeret.
4. Utløpsventilen fra prøvekommeret åpnes og prøven føres ned i oppsamlingsbeholderen.

### Slangeprøvetakere

Ved slangeprøvetakeren benyttes en slangepumpe (peristaltisk pumpe) som suger opp avløpsvann. Prøvevolumet som skal suges opp, innstilles manuelt på prøvetakerens kontrollertdel. Avhengig av hvilken type slangeprøvetaker det dreier seg om, vil sensorer for gjennomstrømning i sugeslangen, omdreiningsteller for pumpe og/eller driftstid regulere mengden avløpsvann som suges opp. En prøvetakingssyklus vil normalt bestå av følgende faser:

1. Slangepumpen pumper ut vann som ligger i slangen etter siste prøvetaking. Dreieretningen på pumpen er reversert i forhold til ved oppsuging av prøve.
2. Dreieretningen på pumpen endres, og pumpen starter å suge opp avløpsvann.
3. Når avløpsvannet kommer fram til pumpehodet starter, registreringen av prøvevolum.
4. Pumpen stopper når innstilt volum har passert pumpehodet.

### Valg av prøvetaker

Selv om de fleste norske avløpsrensaneanlegg benytter vakuumpøvetakere, bør begge prøvetakerprinsippene imidlertid kunne benyttes på avløpsrensaneanlegg.

Av spesielle egenskaper ved vakuumpøvetakeren kan nevnes:

- Prøvevolumet er eksakt, uavhengig av sugehøyde, innhold av luftbobler etc. Innstillingen av innløpsrøret i prøvekommeret er bestemmende for prøvevolumet og med mindre dette endres, vil prøvevolumet holde seg konstant.
- Normalt vil sugeshastigheten for vakuumpøvetakere variere i området 0,5 – 1,5 m/s, og den vil være størst i begynnelsen av prøvetakingssyklusen. Dette gjør prøvetakeren godt egnet når det er stor strømningshastighet i prøvetakingssyklusen.

- Prøvetakeren har ingen direkte slidedeler som er avgjørende for prøvetakerens funksjon. Slangor og evt. prøvekommer må skiftes hvis utstyret vanskelig lar seg rengjøre
- Vakuumpøvetakeren benytter vanligvis slanger med diameter 3/8" (9,5 mm), 1/2" (12,7 mm) eller 5/8" (15,9mm). Dette gjør at man kan tilpasse slangediameteren i tilfeller der det er fare for gjentetting. Sugoslanger med mindre diameter enn 9,5 mm bør ikke brukes.

Av spesielle egenskaper ved slangeprøvetakeren kan nevnes:

- Enkel funksjon og enkel innstilling.
- Slangeprøvetakeren er spesielt praktisk å bruke når man skal ta manuelle prøver med høy frekvens.
- Slangeprøvetakeren suger med jevn hastighet.
- Slangen som sitter i pumpehodet er utsatt for slitasje og må skiftes med jevne intervaller for å sikre at oppumpet prøvevolum blir korrekt. På moderne prøvetakere gis det beskjed når slangen må skiftes, og endring av prøvevolum bør derfor ikke være noe problem. Denne funksjonen må imidlertid følges opp nøye, og nødvendige reserve-slangor må være på plass.
- Sugoslanger med mindre diameter enn 9,5 mm bør ikke brukes.
- Normalt er slangeprøvetakeren mindre følsom for løftehøyder enn vakuumpøvetakeren, og kravene til hastighet i sugeslangen vil lettere kunne tilfredsstilles ved et bredere intervall av løftehøyder.

Det er et stort antall prøvetakere på markedet og prisene varierer betydelig. Ved valg av prøvetaker bør det legges vekt på både funksjon og hvilken oppfølging og kompetanse som leverandøren kan tilby. Det bør også velges et anerkjent merke, dvs. fra en leverandør med et bredt produktspekter innenfor området, og som har levert denne typen produkter i en del år. Før man velger prøvetaker bør man undersøke referanser på den aktuelle prøvetakeren. Det er ikke sikkert at en prøvetaker som er utviklet for prøvetaking i vassdrag, også er egnet til et avløpsrensianlegg. Henvisning fra leverandøren om bruk av prøvetakeren på utenlandske rensianlegg bør suppleres med kontrollerbare referanser fra norske anlegg. Det frarådes å velge "billig og ukjent utstyr".

De viktigste kravene som bør stilles er:

- Prøvetakeren må ha en god kapsling, dvs. den må kunne operere problemfritt i et fuktig miljø
- Sugehøyde må oppgis ved bestilling, samt kravet til sugehastighet ved ulike sugehøyder. Leverandøren av utstyret må kunne legge fram dokumentasjon som viser utstyrets kapasitet avhengig av sugehøyde
- Det skal være mulig å ta ut manuelle, tidsproporsjonale og vannmengdeproporsjonale prøver, dvs. prøvetakingen skal kunne styres av signal fra vannføringsmåler
- Prøvetakeren skal enkelt kunne rengjøres, dvs. slanger evt. prøvekommer og andre komponenter som er i kontakt med avløpsvannet, skal enkelt kunne demonteres og rengjøres
- Det må være mulig å regulere prøvevolum, tiden på prøvetakingssyklus, tidsrommet evt. registrert vannmengde mellom hver prøvetaking
- Norsk leverandør må kunne utføre service og reparasjoner, samt ha nødvendig lager av reservedeler
- Bruksanvisning for prøvetakingssystemet må foreligge på norsk

### **Montering av sugeslangen**

Vannstanden i prøvetakingspunktet vil normalt variere noe. Sugelangen må plasseres slik at man sikrer at prøven blir tatt i en avstand fra overflaten på 1/3 av vanddypet i prøvetakingspunktet ved tørrværsavrenning. Sugelangen bør plasseres i god avstand (10 – 15 cm) fra en evt. kanalvegg for å hindre at biohud og slam fra kanalveggen dras med inn i prøvetakeren.

Ved god turbulens i prøvetakingspunktet vil sugelangen kunne orienteres 90 ° på strømningsretningen uten at det opptrer alvorlige feil. Hvis strømmingen i prøvetakingspunktet er lite turbulent (rolig strømming), bør åpningen på sugelangen peke mot strømningsretningen selv om dette i utgangspunktet er ugunstig som følge av faren for gjentetting og påvekst av filler.

Sugeslange må monteres stabilt i avløpsstrømmen, dvs. den må ikke bevege seg ukontrollert (henge og slenge). Det anbefales å sørge for at hastigheten i sugelangen ligger i området 0,75 – 1,0 m/s.

Maksimal praktisk sugehøyde for automatiske prøvetakere er 7,5 – 8,0 m, men det bør legges vekt på å plassere prøvetakeren slik at den ikke må arbeide nær grensen for maksimal sugehøyde. Hvis mulig bør høyden fra prøvetakeren og ned til vannflaten ligge i området 1,5 – 3,5 m. Sugelangen skal ikke ha svanker og horisontale partier og bør føres så vertikalt som mulig fra prøvetakeren og ned til vannflaten.

Av praktiske hensyn kan det være ønskelig å plassere prøvetakeren for innløp og utløp ved siden av hverandre. Dette medfører ofte at sugelangen fra én eller begge prøvetakere kan bli forholdsvis lang og må føres horisontalt i deler av strekningen fra vannoverflaten og fram til prøvetakeren. Det primære bør være å plassere prøvetakeren så nær prøvetakingspunktet som praktisk mulig, slik at lengden på sugelangen også blir kortest mulig. Praktiske hensyn mht. plassering bør derfor komme i annen rekke.

Oppsamlingsbeholderen for prøve bør plasseres umiddelbart under prøvetakeren. Slangen skal renne tom mellom hvert prøveuttak og må derfor ikke ha svanker hvor det står vann mellom hver prøvetaking.

### **Oppsamling og oppbevaring av prøver**

Delprøven som tas ut ved hver prøvetakingssyklus, bør ha et volum på minst 80 ml. Delprøvevolumet må imidlertid tilpasses maksimal tilrenning til anlegget og variasjonen over døgnet. Oppsamlingsbeholderen for prøve skal ikke renne over i løpet av ett prøvetakingsdøgn. Ved laveste timevannføring bør det tas minimum 3 delprøver i timen. Innstillingen av hyppighet (antall m<sup>3</sup> avløpsvann mellom hvert prøveuttak) og størrelsen på hver delprøve må derfor tilpasses på hvert enkelt anlegg innenfor de begrensningene som er gitt foran. Volumet som holdes tilbake i prøvekammeret på en vakuump prøvetaker må innstilles på det ønskede delprøvevolumet. Man må være oppmerksom på at dette kan ofte avvike fra leverandørens forhåndsinnstilling.

Delprøvene fra prøvetakeren bør samles på en 20 - 25 l plastbeholder. For å gjøre både rengjøring og omrøring før prøveuttak enklere, anbefales å benytte en plastbeholder der åpningen er forholdsvis vid (150 – 200 mm). Figuren under viser eksempel på beholder som er godt egnet som oppsamlingsbeholder.



Oppsamlingsbeholderen må plasseres mørkt og i kjøleskap der temperaturen ligger i området 1- 4 °C. Det anbefales at det anskaffes kjøleskap som tåler et fuktig miljø. Oppbevaring i kjøleskap er spesielt viktig der hvor prøvene etterpå skal analyseres mhp.  $\text{BOF}_5$  og KOF.



*Eksempel på oppsamlingsbeholder for prøve*

Leverandørene av prøvetakere kan ofte også tilby kjøleskap som er tilpasset gjennomføring av slange fra prøvetaker. Disse vil nok være noe mer kostbare enn standard kjøleskap, men det innebærer visse fordeler å benytte utstyr som er spesielt tilpasset prøvetakings-funksjonen.

#### **Uttak av snittprøve fra oppsamlingsbeholder**

I løpet av et prøvetakingsdøgn vil mye suspendert stoff sedimentere i oppsamlingsbeholderen. En like stor utfordring som selve prøvetakingen, er uttaket av prøven som skal sendes til laboratoriet fra selve oppsamlingsbeholderen. Det er på flere renseanlegg blitt gjennomført undersøkelser av ulike framgangsmåter for selve uttaket (risting, omrøring ved hjelp av elektrisk drill, omrøring for hånd). Det er ikke noe entydig resultat mht. hvilken metode som er best egnet, bortsett fra at man må forsikre seg om at det suspenderte materialet er godt fordelt i oppsamlingsbeholderen før flasken som skal sendes til laboratoriet, blir fylt opp. Intensiv risting av beholderen er kanskje den beste måten å få mest mulig av det suspenderte stoffet fordelt i vannfasen. Det varierer selvfølgelig fra person til person hvor mye man orker å riste en kanne på 20 – 25 kg. En mer gjennomførbar løsning er å røre kraftig rundt med en omrører. I Bergen kommune benyttes følgende metode for uttak av prøver fra oppsamlingsbeholderen, og denne bør også kunne benyttes av andre:

1. Det røres om i oppsamlingsbeholderen med en storhusholdningsleiv, 12 – 15 omrøringer. Det er viktig å røre opp i fra bunnen av beholderen, samt å røre i 8-tall
2. Umiddelbart etter at omrøringen er ferdig stikkes et målebeger på 200 ml festet på et kort skaft ned i oppsamlingsbeholderen og det tas ut en prøve på ca. 200 ml som helles over på flasken som skal til laboratoriet (0,5 l). Hele operasjonen gjentas slik at det totale prøvevolumet som sendes til laboratoriet blir 400 ml. Det er viktig at uttakene fra oppsamlingsbeholderen skjer raskt. Hvis det skal benyttes 11 prøve-flaske, kan det benyttes et målebeger på 500 ml og det tas ut ca. 400 ml prøve i 2 omganger. Prøvene som sendes til laboratoriet, skal ikke fylles helt opp, fordi det skal være mulig å foreta en effektiv risting av prøven før analysen starter

Prøver som ikke gjennomgår omrøring evt. risting før overføring til laboratorief flaske, må anses som ikke representative. Hvis man fyller prøveflasken for full, skal det tas ut en ny prøve (som beskrevet i pkt. 1 og 2). Man skal ikke helle ut ”en skvett” fra prøveflasken, sette på korken og sende flasken til laboratoriet. Med stor sannsynlighet vil konsentrasjonen av suspendert stoff i denne prøven bli for høy.

### **Rengjøring av prøvetakingsutstyr**

Etter kort tid vil det danne seg en biofilm på alle deler av prøvetakingssystemet som er i kontakt med avløpsvannet. Slangere, oppsamlingsbeholdere og prøvetakingskammer må derfor rengjøres med jevne mellomrom. Det er vanskelig å angi et fast intervall, men når det observeres en tydelig beleggdannelse, må det foretas rengjøring. Oppsamlingsbeholderen bør rengjøres mellom hver prøvetakingsomgang, fordi avløpsvannet er i kontakt med biofilmen på veggene i beholderen over lang tid.

Det enkleste er å dublere alt utstyr som har behov for regelmessig rengjøring slik at alle slanger etc. kan skiftes og rengjøres mens et nytt sett tas i bruk. Ved rengjøring kan følgende framgangsmåte benyttes :

1. Legg slanger, prøve-kammer etc. i såpevann over natten (for eksempel maskinvaskemiddel)
2. Rengjør deretter ved hjelp av børste der dette er nødvendig/mulig
3. Skyll slanger og utstyr grundig med varmt vann
4. La utstyret tørke

Alle slanger bør skiftes minimum 1 gang pr. år.

### **Vannføringsmålinger**

I forbindelse med prøvetaking måles vannføring. Riktig vannføringsmåling er en forutsetning for representativ prøvetaking. Alle anbefalinger som gjelder for etablering av måleprofil/målerenner og plassering av gjennom-strømningsmålere må følges. Spesielt viktig er det å kontrollere at alle avstander og vinkler er korrekt i forhold til spesifikasjonene når målepunktet etableres ved bygging av anlegget. Vannføringsmåleren bør kontrolleres jevnlig ved pumping av et kjent volum, evt. kontroll mot standardkurver ved faste tidsintervaller. Det henvises for øvrig til ”Håndbok i vannføringsmålinger” (Mosevoll og Wedum, 1985) og til leverandørens anbefalinger.

## Referanser

- Akervold, K. S. (2004). Erfaringer med silanlegg – Case Bergen. Prosjektnotat fra prosjekt 6 i PRIMÆRRENS. <http://www.sft.no/arbeidsomr/vann/avlop/teknologi/>
- Berg, Ingrid (2004). Vurdering av tre silanlegg i kommunene Tromsø og Lenvik. <http://www.sft.no/arbeidsomr/vann/avlop/teknologi/>
- Brevik, D. og Ødegaard, H. (2004) Aktuelle metoder for primærrensning – Oversikt over metoder og kostnadsberegninger. Prosjektnotat fra prosjekt 1 i PRIMÆRRENS. : <http://www.sft.no/arbeidsomr/vann/avlop/teknologi/>
- Eikum, A.S., Rusten, B. og Finsrud, R. (1986). Mobil avvanning av septikslam. NTNFS Program for VAR-teknikk. Prosjektrapport 45/86.
- EPA (1982). Handbook for Sampling and Sample Preservation of Water and Wastewater, EPA-600/4-82-029
- Farestveit, T. og Hoel, T. (1997). Veileder for prøvetaking av avløpsvann, NORVAR Prosjektrapport 82/1997
- Helness, H. (2004). Primærrensing basert på høybelastet sedimenteringsanlegg – Case Høvringen. Prosjektnotat fra prosjekt 13 i PRIMÆRRENS <http://www.sft.no/arbeidsomr/vann/avlop/teknologi/>
- Helness H. og Thorvaldsen G. (2004). Karakterisering av avløpsvann for primærrensing. Prosjektnotat fra prosjekt 3 PRIMÆRRENS.: <http://www.sft.no/arbeidsomr/vann/avlop/teknologi/>
- Liao, Z. (2002). Coarse media filtration for enhanced primary treatment of municipal wastewater. Doctor Engineer Thesis 2002:94, Norwegian University of Science and Technology.
- Liao, Z. and Ødegaard, H. (2002). Optimization of dual coarse media filtration for enhanced primary treatment of municipal wastewater. In: Hahn, H.H., Hoffmann, E., Ødegaard, H.(eds) :”Chemical water and wastewater treatment VII”. IWA Publishing, London 2002, pp 223-231
- Melin, E., Helness, H., Kenakkala, T., Ødegaard, H (2004). High-rate wastewater treatment based on moving bed biofilm reactor, polymer coagulation and flotation. In: Hahn, H.H., Hoffmann, E., Ødegaard, H. (eds): ”Chemical water and wastewater treatment VIII”. IWA Publishing, London, 2004, pp 39-48
- Misund, A.K., Fjorden, S. og Jacobsen, J. (2004). Erfaringer med primærrensing basert på sedimentering. Prosjektnotat fra prosjekt 11 i PRIMÆRRENS. <http://www.sft.no/arbeidsomr/vann/avlop/teknologi/>
- Mosevoll, G. og Wedum K. (1985). Håndbok i vannføringsmåling i vann- og avløpsanlegg, Program for VAR-teknikk,NTNF
- Nedland, K.T. (1989). Avvanning av kloakkslam i laguner. Resultater fra en brukerundersøkelse av 130 laganeanlegg. Aquateam-rapport av 23.10.89, Aquateam AS, Oslo.
- Nedland, K.T. (1992). Erfaringer med mottak av septikslam på renseanlegg og ledningsnett og bruk av mobilt avvanningsutstyr. SFT-rapport nr. 92:31 (TA-883/1992), Oslo.
- Nedland, K.T. og Paulsrud, B. (1999). Driftserfaringer fra anlegg med rankekompostering og langtidslagring av avløpsslam. Aquateam-rapport 99-038, Aquateam AS, Oslo.
- NORVAR (1994a og b). Evaluering av enkle rensemetoder. Slamavskillere. NORVAR-rapport 33-1994. Siler/finrister. NORVAR-rapport 34-1994, Hamar.
- NORVAR (1996a, b og c). Evaluering av enkle rensemetoder, fase 2. a. Siler/finrister. NORVAR-rapport 70-1996, b. Store slamavskillere samt underlag for veileder. NORVAR-rapport 69-1996, c. Veileder for valg av rens metode ved utslipp til gode sjøresipienter. NORVAR-rapport 71-1996, Hamar.

- NORVAR (1999). Rist- og silgodskarakterisering. Behandling og disponering. NORVAR-rapport 96-1999, Hamar.
- NORVAR (2004). VA-bulletin 4-2004, NORVAR BA, Hamar.
- NS-ISO 5667-10 Utgave 1(2001). Vannundersøkelse - Prøvetaking - Del 10: Veiledning i prøvetaking av avløpsvann (ISO 5667-10:1992)/Water quality - Sampling - Part 10: Guidance on sampling of waste waters (ISO 5667-10:1992)
- Nybruket, S.; Paulsrud, B. og Nedland, K.T. (2003). Erfaringer med hygienisering av slam i Norge, VA-forsk rapport 2003-32, Svensk Vatten AB, Stockholm.
- Paulsrud, B. (1983). Mottak av septikslam. Erfaringer fra kommunale renseanlegg. SFT-rapport nr. 56, Statens Forurensningstilsyn, Oslo.
- Paulsrud, B. og Nedland, K.T. (1995). Slambehandling, NORVAR-rapport 51-1995, NORVAR, Hamar.
- Paulsrud, B., Gjerde, B. and Lundar, A. (2003). Full scale validation of helminth ova (*Ascaris suum*) inactivation by different sludge treatment processes. In *Proceedings of the IWA Specialist Conference. Biosolids 2003 Wastewater Sludge as a Resource*. Trondheim, 23-25 June.
- Paulsrud, B. og Nedland, K.T. (2004). Erfaringer med biogassanlegg for behandli våtorganisk avfall, Aquateam-rapport 04-004, Aquateam AS, Oslo.
- Paulsrud, B. og Lundar, A. (2004) Håndtering av restprodukter og slam fra primærrensanlegg. Prosjektnotat fra prosjekt 14 i PRIMÆRRENS <http://www.sft.no/arbeidsomr/vann/avlop/teknologi/>
- Pilipenko, P. (2003). Resultater fra jar-test forsøk med polymer ved Høvringen RA. Upubliserte data.
- Ree, T. (2004). Erfaringer fra eksisterende anlegg - Case Stavanger. Prosjektnotat fra prosjekt 7 i PRIMÆRRENS. <http://www.sft.no/arbeidsomr/vann/avlop/teknologi/>
- Rusten, B. og Lundar, A. (2004a). Etablering av kriterier fro dimensjonering, utforming og drift av finsilanlegg. Prosjektnotat fra prosjekt 4 i PRIMÆRRENS: <http://www.sft.no/arbeidsomr/vann/avlop/teknologi/>
- Rusten, B. og Lundar, A. (2004b). Fullskala verifisering av kriterier for dimensjonering, utforming og drift av finsilanlegg. Prosjektnotat fra prosjekt 8 i PRIMÆRRENS <http://www.sft.no/arbeidsomr/vann/avlop/teknologi/>
- Rusten, B. og Lundar, A. (2004c). Utnyttelse av kjemisk forbehandling på finsilanlegg - Case Namsos. Prosjektnotat fra prosjekt 10 i PRIMÆRRENS <http://www.sft.no/arbeidsomr/vann/avlop/teknologi/>
- SFT (1997). Retningslinjer for større slamavskillere, TA-515
- Shelly, P.E. (1976). Design and testing of a prototype automatic sewer sampling system, EPA-600/2-76-006
- Storhaug, R. (2004): Prøvetaking ved primærrensanlegg, Notat til programkomiteen for primærrensprosjektet av 2004-07-02. : <http://www.sft.no/arbeidsomr/vann/avlop/teknologi/>
- Sweco Grøner (2005). Personlig kommunikasjon
- Vogelsang, C. (2004). Utnyttelse av kjemisk forbehandling ved finsilanlegg – case Bergen. Prosjektnotat fra prosjekt 9 i PRIMÆRRENS <http://www.sft.no/arbeidsomr/vann/avlop/teknologi/>
- Ødegaard, H.(1973). Kjemisk felling i eksisterende anlegg. Åmot renseanlegg. NIVA-rapport 0-38/71
- Ødegaard, H., Liao, Z., and Hansen, A. T. (2002). Coarse media filtration—An alternative to settling in wastewater treatment. In *Proceedings of the 3<sup>rd</sup> World Water Congress*, April 7 - 12, 2002, Melbourne Australia.



Statens forurensningstilsyn (SFT)  
 Postboks 8100 Dep, 0032 Oslo  
 Besøksadresse: Strømsveien 96  
 Telefon: 22 57 34 00  
 Telefaks: 22 67 67 06  
 E-post: [postmottak@sft.no](mailto:postmottak@sft.no)  
 Internett: [www.sft.no](http://www.sft.no)

Utførende institusjon SET AS	Kontaktperson SFT Ingunn Hoel Lindeman	ISBN-nummer ISBN 82-7655-253-6
---------------------------------	---	-----------------------------------

	Avdeling i SFT Lokalmiljøavdelingen	TA-nummer TA-2088/2005
--	--	---------------------------

Oppdragstakers prosjektansvarlig Hallvard Ødegaard	År 2005	Sidetall 140	SFTs kontraktnummer 3004042
---	------------	-----------------	--------------------------------

Utgiver Statens forurensningstilsyn	Prosjektet er finansiert av Miljøverndepartementet
--	---

Forfatter(e) Hallvard Ødegaard
Tittel - norsk og engelsk Primærrensing Primary treatment
<p>Sammendrag          Rapporten omhandler primærrensing av kommunalt avløpsvann. Den gir anvisninger til kommuner, anleggseiere og utstyrsleverandører om hvordan slike anlegg må planlegges, utformes og drives for at de skal kunne klare de krav til primærrensing som forurensningsmyndighetene har fastlagt. Rapporten redegjør for resultater og erfaringer fra en rekke anlegg i Norge drevet som primærrenseanlegg. Erfaringene er brukt som grunnlag for rådene og anvisningene om primærrensing.</p> <p>Summary          This report contains information on primary treatment of municipal wastewater. It gives municipalities, plant owners and equipment suppliers recommendations on how primary treatment plants should be planned, designed and operated in order to comply with the requirements for primary treatment. Results and experiences gained from several Norwegian primary treatment plants are presented and used as the basis for the recommendations given.</p>

ISBN 82-7655-262-5

Statens forurensningstilsyn (SFT) ble opprettet i 1974 som et direktorat under Miljøverndepartementet.

SFT skal bidra til å skape en bærekraftig utvikling. Vi arbeider for at forurensning, skadelige produkter og avfall ikke skal føre til helseskade, gå ut over trivselen eller skade naturens evne til produksjon og selvfornyelse.



**Statens forurensningstilsyn**  
Postboks 8100 Dep, 0032 Oslo  
Besøksadresse: Strømsveien 96

Telefon: 22 57 34 00  
Telefaks: 22 67 67 06  
E-post: [postmottak@sft.no](mailto:postmottak@sft.no)  
Internett: [www.sft.no](http://www.sft.no)

Bestilling: <http://www.sft.no/skjema.html>