

PRIMÆRRENS

Prosjekt 1

Aktuelle metoder for primærrensing

Oversikt over metoder og kostnadsberegninger



Innledning

1.1 Oppdragsbeskrivelsen for prosjekt 1 i PRIMÆRRENS

Det skal utarbeides en oversikt over hvilke metoder som er aktuelle å benytte for å oppnå primærrensekravet ved norske anlegg. Denne oversikten må selvsagt inneholde de tradisjonelle metoder men også peke på alternative metoder som er mindre kjent.

For at denne oversikten skal få noen verdi for anleggseiere, skal oversikten inneholde en grov økonomisk evaluering av de mest aktuelle metodene. I kostnadsanalysen kan man dels benytte eksisterende kostnadsdata for nylig bygde anlegg og dels nyfremskaffede data. Det er ønskelig at kostnadsanalysen omfatter anlegg i størrelsene 1.000 pe, 5.000 pe og 25.000 pe

Det forutsettes at oppdragstaker i samråd med programleder legger fram et forslag til hvilke anleggstyper som kan inkluderes i de ulike anleggsstørrelser innenfor rammen på prosjektet.

I det følgende blir det først (kap 1-6) gitt en oversikt over aktuelle metoder. I kap 7 blir det så først diskutert hvilke metoder som skal kostnadsberegnes (med dimensjoneringen i vedlegg) og deretter blir resultatet av kostnadsanalysen vist. Kostnadstallene som ligger til grunn for de grafiske fremstillingene i kap 7, blit gitt i vedlegg. De detaljerte beregningene er ikke tatt med i selve notatet.

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 prosessteknisk sammenheng.

Det man historisk sett først tok sikte på å fjerne fra avløpsvann, var slampartiklene. 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 sekundærrensingsanlegg. Så ble man inneforstått med behovet for å fjerne næringstoffer. Dette ble oppnådd ved en ytterligere utøkning av renseprosessen i et tredje trinn som enten kunne være kjemisk eller biologisk. Anlegg som inneholdt dette tredje trinnet for å fjerne næringstoffer ble dermed kalt tertiærrensingsanlegg. Begrepene primær-, sekundær- og tertiærrensing ble først og fremst benyttet i engelsktalende land – og fikk 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 de ulike kategorier som man allerede hadde i Europa. Bakgrunnen for kravet til primærrensing (50 % SS-fjerning og 20 % BOD₅-fjerning) er derfor at man i et riktig dimensjonert sedimenteringsanlegg kan forvente å oppnå denne grad av fjerning.

Det er altså tradisjonelle sedimenteringsanlegg (også kalt mekaniske anlegg) som er alle primærrensingens ”mor”. Oppbygningen av de mekaniske renseanleggene var noe 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 mer avansert rensing (sekundær- og senere tertiær-) ble påkrevet, ble vanligvis det mekaniske rensetrinnet benyttet som forbehandling (fordsedimentering). Ikke alle videregående renseanlegg benyttet fordsedimentering. I enkelte land, som Danmark og Nederland, fikk man en tradisjon for å bygge svært lavt belastede aktivslamanlegg hvor målet var så lav slamproduksjon og så stabilt slam som mulig. I slike lavt belastede aktivslamanlegg utelot man gjerne fordsedimenteringen 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 fordsedimentering.

Kjemiske renseanlegg i Norge ble på 70-tallet normalt bygget med fordsedimentering. Man kalte disse anleggene typisk nok for sekundærfellingsanlegg ettersom fellingssteget kom etter primærsteget (fordsedimenteringen). Senere ble det vanligere å utelate fordsedimenteringen og man fikk de såkalte primærfellingsanleggene. Dette ble bl.a. muliggjort ved at det kom på markedet forbehandlingsenheter (grovsiler med lysåpning 0,5 – 1,5 mm) som i en viss grad overflødiggjorde fordsedimenteringsbassenget.

Da man på 80-tallet fikk krav om å rense avløpsvannet fra tettsteder med utslipp til gode sjøresipienter, valgte mange å satse på slike siler som eneste rensemetode fordi denne løsningen var billigere enn de tradisjonelle sedimenteringsanleggene. I mange tilfeller ble det ikke satt funksjonskrav til disse anleggene, kun at avløpsvannet skulle passere en sil med lysåpning over en viss verdi. Flere undersøkelser dokumenterte imidlertid at renseeffekten ved silanleggene var meget beskjeden. Hovedhensikten var å fjerne ”avløpssjøppel” som ville tilgrise strandsonen. For mange i kystsonen ble disse renseanleggene betegnet som mekaniske anlegg på tross av at de var langt fra å gi 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 primærrenningsanlegg basert på siling. Det var da klart at man måtte utvikle "finsiler" som kunne gi bedre renseeffekt mht SS og BOF₅ enn det de tradisjonelle silanleggene kunne gi. Det ble også klart at finsilanlegg krevde forbehandling på linje med sedimenteringsanlegg for å hindre driftsproblemer i finsilanlegget samt at man fikk en annen type og større mengder slam som krevde behandling.

1.2 Primærrensekravet

I EU-direktivet er primærrensekravet definert som 50 % SS-reduksjon og 20 % BOF₅-reduksjon.

I det utkast til avløpsforskrift som foreligger har man spesifisert kravet ytterligere ved også å knytte an et konsentrasjonskrav:

1. BOF₅-mengden i avløpsvannet reduseres med minst 20 % i forhold til det som blir tilført rensanlegget eller ikke overstiger 40 mg O₂/l ved utslipp og
2. SS-mengden i avløpsvannet reduseres med minst 50 % i forhold til det som blir tilført rensanlegget eller ikke overstiger 60 mg SS/l ved utslipp

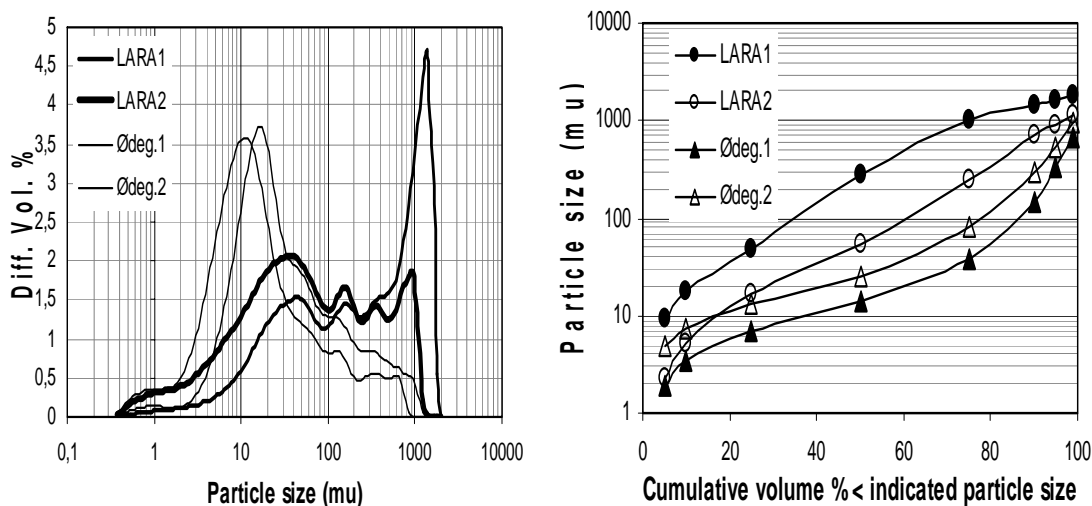
Et anlegg må enten klare %-kravet eller konsentrasjonskravet på begge parametre.

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.

2. Avløpsvannets sammensetning

2.1 Partikkelstørrelsesfordeling

Primærrensing bygger på partikkelseparasjon, og avgjørende for om man vil klare kravet ved bruk av en gitt teknologi, er derfor partikkelstørrelsesfordelingen (og andre partikkelkarakteristika) i avløpsvannet. Den vil variere mye fra anlegg til anlegg og også over tid ved ett og samme anlegg i stor grad avhengig av vær-situasjonen (stor eller liten overvannsavrenning). Som eksempel vises partikkelstørrelsesfordelingen på to anlegg i Trondheim (Ødegaarden – NTNU's forsøkshall, LARA – Ladehammeren RA).

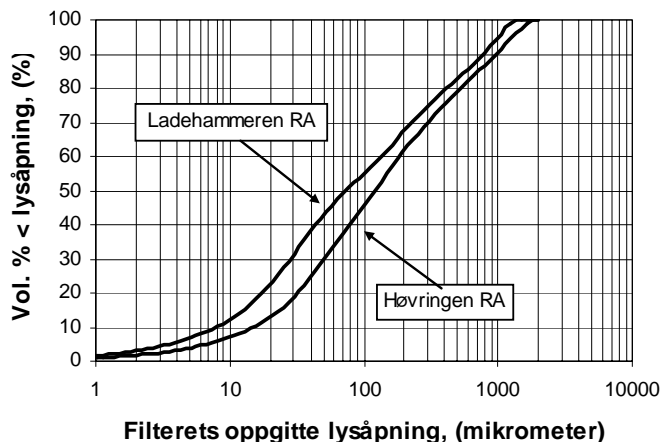


Figur 2.1 Eksempel på partikkelstørrelsesfordeling i to ulike avløp

Partikkelstørrelsesfordelingen er her vist på de to anleggene på to ulike tidspunkt og fremstilt på to ulike måter. På fig 2.1 a er volum-prosenten av partiklene vist som følge av partikkelstørrelsen, mens i fig 2.1 b er summasjonskurven for partikkelstørrelsene (basert på volum-%) vist.

Begge figurene viser at NTNU-anlegget mottar et avløpsvann hvor partiklene er mye mindre enn de er på LARA. Kurvene viser også (spesielt for LARA) at det er mye større andel av større partikler i den ene prøven enn i den andre.

I figur 2.2 er vist summasjonskurvene for partikkelstørrelse ved hhv Høvringen RA og Ladehammeren RA bestemt om lag på samme tidspunkt (gjennom prosjekt 3 i PRIMÆRRENS). Vi ser også her at det er betydelig forskjell mellom de to anleggene. Det er viktig å presisere at kurvene viser fordelingen av volumet av partiklene og ikke vekten, men dersom vi hadde antatt at tettheten av alle partiklene var den samme, kunne vi ha brukt kurven til å angi til hvilken partikkelstørrelse man måtte separere for å fjerne halvparten av SS. På HØRA ville det være ca 125 µm og for LARA ca 80 µm. Det presiseres at man ikke kan bruke kurvene til å fastslå dette, men de gir likevel en pekepinn på at det ville være langt vanskeligere å klare primærrensekravet ved LARA enn ved HØRA.



Figur 2.1 Partikkelstørrelsesfordelingen (vist som summasjonskurver) ved Høvringen og Ladehammeren rensanlegg i Trondheim i prøver tatt høsten 2004

2.2 Fordelingen mellom partikulært og løst stoff

I og med at primærrenserekravet også er knyttet til organisk stoff (BOF_5) 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-kravet eller ikke.

Det er utført svært få analyser der det organiske stoffet i den partikulære fraksjonen blir fraksjonert i ulike størrelsesfraksjoner. I en nylig utført undersøkelse av et stort antall anlegg i Nederland, hvor man bestemte BOF_5 og SS i avløpsvann i ulike partikkelstørrelse-fraksjoner, fant man følgende fordeling:

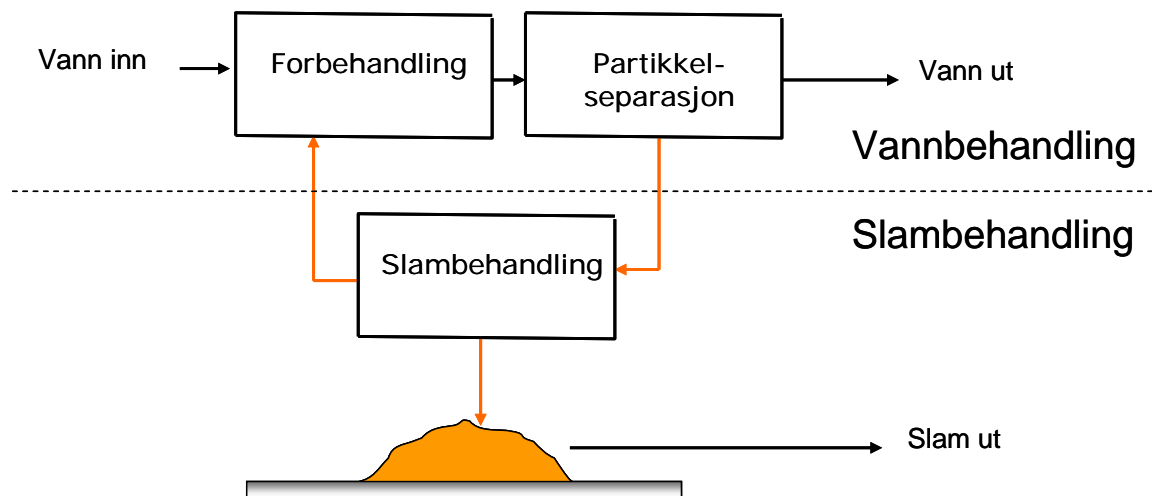
Partikkelstørrelse	Karakteristikk	%-andel av BOF_5	%-andel av SS
< 1,2 μm	Løst/Kolloidalt	48 \pm 12	0
1,2 – 5 μm	Suprakolloidalt	14 \pm 6	< 1
5 – 63 μm	Suspendert	30 \pm 8	52 \pm 18
> 63 μm	Sedimenterbart	8 \pm 4	48 \pm 12

Selv om denne undersøkelsen neppe er representativ for norsk avløpsvann, er det interessant å se at det var mindre enn 10 % av det organiske stoffet i avløpsvannet som befant seg i partikler > 63 μm (som ble karakterisert som sedimenterbart) på tross av at det var nesten 50 % av SS i denne fraksjonen som var sedimenterbart. Resultatene viser at dersom man forbedrer fjerningen av SS-fraksjonen, f.eks. ved koagulering, ville man lett kunne klare > 20 % BOF-reduksjon.

Andre undersøkelser tyder på at den sedimenterbare fraksjonen av BOF_5 i avløpsvann kan ligge på 20 – 30 %, men eksempelet fra Nederland viser at det ikke nødvendigvis er slik at man klarer BOF-kravet om man klarer SS-kravet. Særlig der hvor tilførselen av avløpsvann med en høy andel av løst organisk stoff er stor, f.eks. fra industriavløpsvann eller fra tilbaleføring av slamvann, kan BOF-kravet bli vanskelig å nå ved sedimentering eller siling.

3. Aktuelle metoder

Oppbygningen av primærrenseanlegg blir som vist i figur 3.1. Det består av tre hovedenheter, forbehandling, separasjonsenhet og slambehandling. For de utslipp som er aktuelle med sikte på å klare primærrensekravet, er det sannsynlig at en separat oppbygging av de tre trinn i anlegget er mest hensiktsmessig. 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.



Figur 3.1 Oppbygning av primærrenseanlegg

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 renseprinsipper som er aktuelle:

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

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 partikkelstørrelsesfordelingen, f.eks. gjennom tilsetning av koagulant/flokkulant.

Det er primært renseanlegg basert på konvensjonelle sedimenteringsbasseng og siling/planfiltrering som er aktuelle å benytte for primærrensning, mens lamell-sedimentering, flotasjon og dybdefiltrering ved grovfiltrering er å betrakte som metoder som har potensiale men som i liten grad har blitt tatt i bruk for primærrensning i praksis.

4. Siling/Planfiltrering

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 et lag 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 forgår ved separering gjennom en separasjonsflate med ubetydelig dybde i forhold til sidekantene i separasjonsflaten.

Vi kan skille mellom grovrister, finrister, grovsiler, finsiler og mikrosiler avhengig av hvilken lysåpning vi snakker om i silflaten. Lysåpningen er her definert som spaltesbredden i en spaltesil eller maskevidden i en duksil. I denne veiledningen benyttes følgende definisjoner

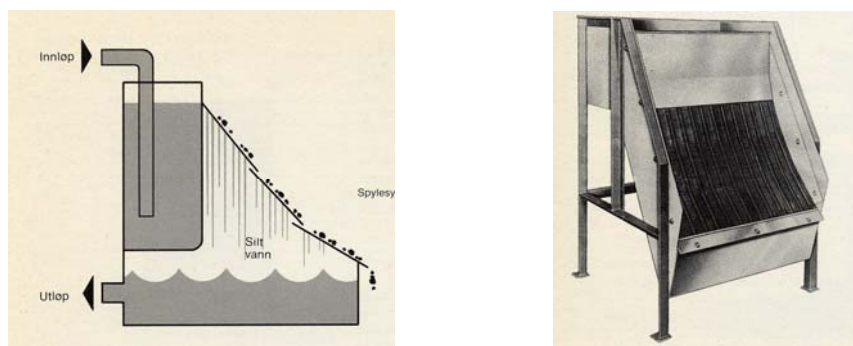
- Grovrister – lysåpning ≥ 10 mm
- Finrister – lypåpning 10 mm - 2 mm
- Grovsiler – lysåpning 2 mm - 0,5 mm
- Finsiler – lysåpning 0,5 mm – 0,1 mm
- Mikrosiler – lysåpning $< 0,1$ mm

4.2 Utforming av silanlegg

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 spaltesiler

Stasjonære spaltesiler ligger typisk innenfor grovsildefinisjonen mht lysåpning. De består av skråstilte, stasjonære silflater med spalteformede silåpninger (se figur 4.2).



Figur 4.1 Stasjonære spaltesiler

Avløpsvannet tilføres et innløpskammer og fordeles over hele silens bredde. Herfra renner det nedover via en aksellerasjonsflate 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 (se figur 4.2). Det meste av vannet har passert gjennom silflaten på ca 1/3 av silflatelengden. Etter dette begynner de utskilte partikler å rulle eller skli nedover. Slammet avvannes i en viss grad denne fasen før det til slutt sklir av silflaten.

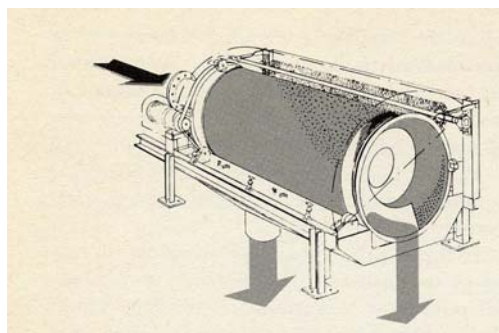
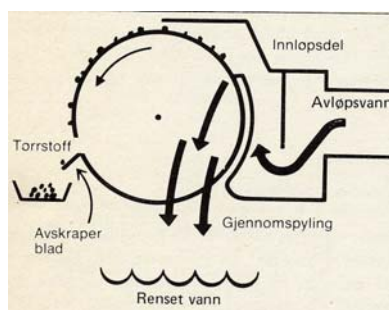
Pga silflatens helning, vil silen teoretisk sett fjerne partikler som er mindre enn lysåpningen men erfaringene med spaltesiler tilsier ikke at man vil klare primærrenserekravet i normalt avløpsvann med denne siltypen, og den vil primært ha sin funksjon for forbehandling..

Det er viktig at stasjonære spaltesiler belastes med noenlunde den vannmengde den er dimensjonert for. Ved for høy belastning renner vannet av på silflaten og fører til oversvømmelser og ved for lav belastning over lengre tid kan silflaten tettes. Silflaten tettes også lett dersom det er for mye fett i avløpsvannet og silflaten må da rengjøres med høytrykkspyling med varmt vann.

4.2.2 Roterende trommelsiler

Roterende siler består av en horisontalt liggende, roterende trommel hvor trommelperiferien består av perforerte plater, staver eller silduk.

Fig. 4.2 a viser en grovsiltype (lysåpning 0,5-1 mm) der vannet ledes inn mot trommelen 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. Trommelen rengjøres kontinuerlig ettersom vann som har passert silflaten utfra også må passere gjennomsilflaten innenfra og dermed spyler av avsatt materiale som ikke har blitt fjernet av avskraperbladet. Denne silen er også benyttet ved flere grovsilanlegg i Norge. Også her vil fett i avløpsvannet representere et mulig driftsproblem. Selv om denne silen av denne type er levert med så lav lysåpning som 0,5 mm, tilsier erfaringene at man ikke vil klare primærrenserekravet med en slik sil. Den kan bruke som forbehandling i et primærrensaneanlegg.



Figur 4.2 . Eksempler på grovsiler av typen roterende trommelsil

I en annen grovsiltype (lysåpning 1-1,5 mm) ledes avløpsvannet inn i trommelen og strømmer ut gjennom silflaten (se fig. 4.2 b). 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) (fig 4.3 a). I en tredje siltype er trommelen delt opp i seksjoner og silduk er lagt over periferiflatten i hver seksjon (se figur 4.3 b). Disse silene leveres også med lysåpninger i finsilområdet.

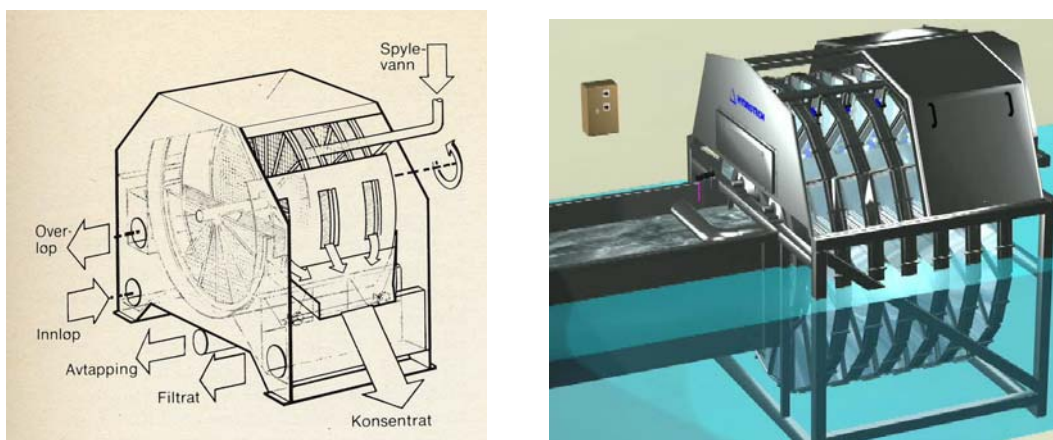


Figur 4.3 Eksempler på finsil av typen roterende trommelsil

4.2.3 Roterende skivefiltre

Roterende skivefiltre består av et antall roterende, sirkulære rammer som det er spent silduk over. Det finnes flere forskjellige utforminger av roterende skivefiltre. I én av utformingene, som bl.a. er benyttet ved flere renseanlegg i Norge (se fig. 4.4 a) 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 strømrretningen på det tilførte avløpsvannet og silskivenes rotasjonsretning, føres silslamkaken opp mot en utløpsåpning på motsatt side av innløpsåpningen, hvor det presses over en overløpskant og faller ned i en oppsamlingskontainer. Denne type sil benytter oftest en silduk med maskeåpning på 0,2-0,5 mm og faller derfor inn under filsildefinisjonen. I PRIMÆRRENS vil det samles inn driftserfaringer fra to to skivefilteranlegg av denne typen, begge renseanlegg i Bergen, nemlig Kvernevik RA (med silåpning 0,4 mm) og Flesland RA med silåpning 0,5 mm).

I et annet skivefilter, som leveres med lysåpning 10-1000 μm , 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.

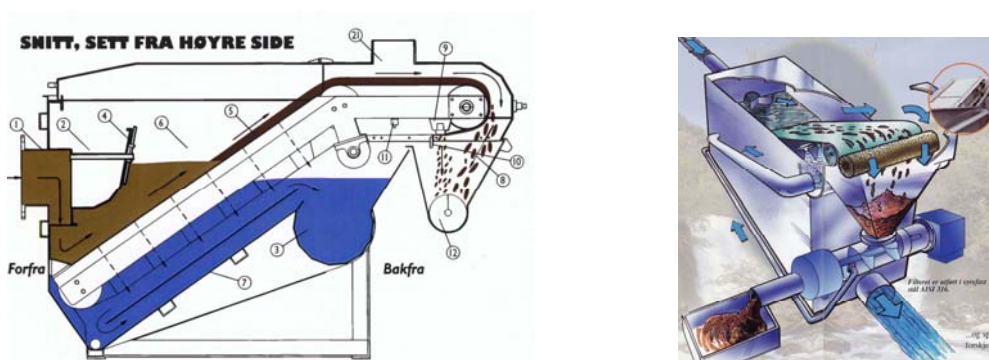


Figur 4.4 Eksempler på finsiler av typen skivefiltre

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, se fig 4.4 b .

4.2.4 Roterende båndsilere

Roterende båndsilere (se fig.4.5 a 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 plastmateriale, og den kan ha en lysåning 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 faller/skjæres av.



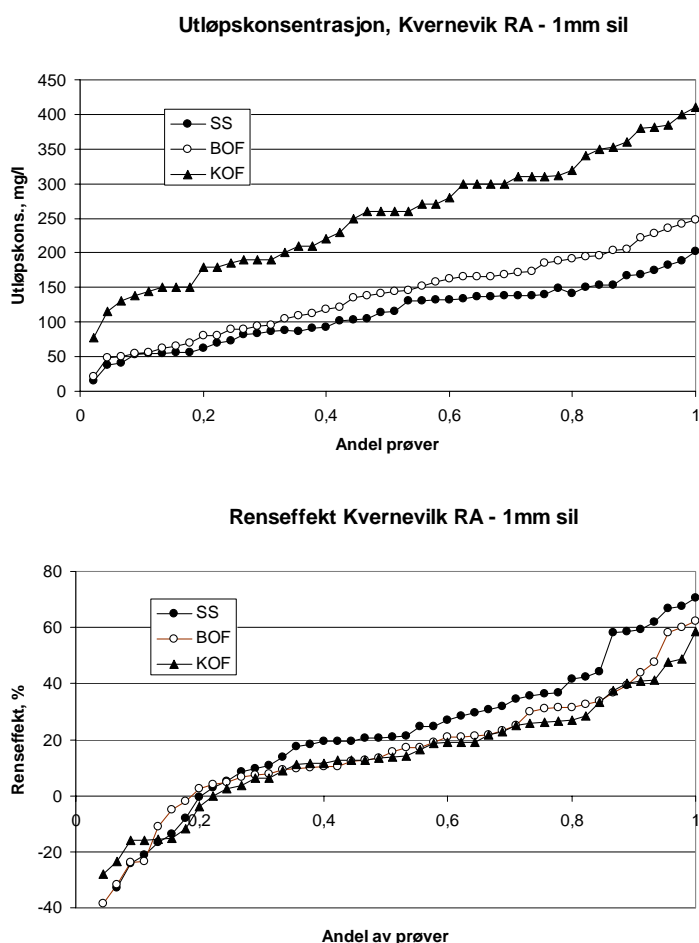
Figur 4.5 Eksempler på finsiler av typen roterende duksiler

I en av siltypene faller silslammet ned i en avvanningsenhet (skrueavvanner) hvor det avvannes før det faller ned i en container. Silflaten rengjøres med kalt eller varmt høytrykksvann fra innsiden av silduken og ut.

4.3 Hvilke renseseffekter kan man oppnå ved siling?

Grovrister og finrister benyttes i forbehandlingen i avløpsrenseanlegg for å fjerne avløpssjøppel. Det samme kan sies om grovsiler, men disse har også blitt benyttet som eneste rensing i en rekke anlegg med utslipp til gode sjøresipienter. Erfaringer viser at grovsiler (som normalt har en lysåpning på ca 1 mm) ikke vil klare kravene til primærrensing i en normalt sammensatt kommunalt avløpsvann.

I figur 4.6 er vist renseresultater fra Kvernevik RA i Bergen som i den perioden som dataene stammer fra, var utstyrt med 3 mm finrister (MEVA Rotoscreen) og 1 mm grovsiler (Anebra skivefilter). Kvernevik RA som er dimensjonert for 30000 pe, behandler i hovedsak husholdningsavløp.

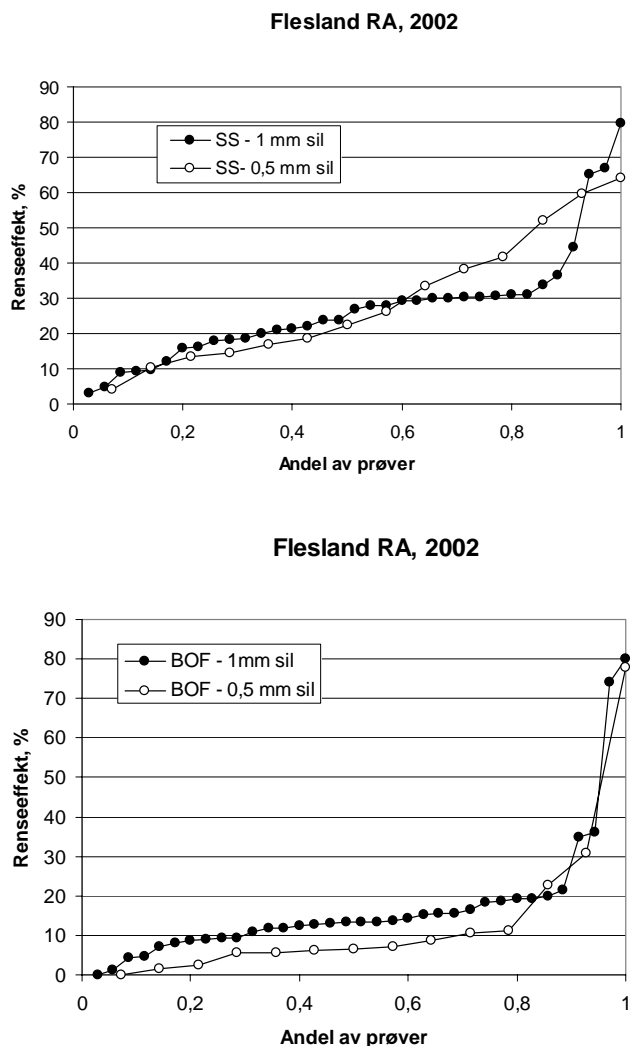


Figur 4.6 Renseresultater fra Kvernevik RA i Bergen, 2002

Det fremgår at man ligger langt unna å klare primærrensekravet med denne grovsilen. Utløpskonsentrasjonene varierer svært mye. Ser vi 85 percentilen er verdiene ca 150 mg SS/l, 200 mg BOF/l og 350 mg KOF/l, mens median-verdiene (50 percentilen) er ca 120 mg SS/l, 150 mg BOF/l og 260 mg KOF/l.

Når det gjelder renseeffekt, ser vi for det første at ca 20 % av prøvene hadde negativ renseeffekt. Dette er noe man ofte opplever i silanlegg. Årsaken er ikke klar men det er viser at prøvetaking er meget vanskelig – spesielt på råvann. Det er kun ca 15 % av prøvene som ville klart primærrensekravet mht SS men < 10 % ville klart BOF-kravet. Medianverdiene (50 percentilen) for renseeffekt er ca 20 % for SS og ca 17 % for BOF og KOF.

Ved Flesland RA i Bergen (dimensjonert for 46.000 pe) har man hatt et tilsvarende silanlegg som det ved Kvernevik RA. I løpet av 2002 skiftet man imidlertid silduk ved dette anlegget – fra 1mm til 0,5 mm. I figur 4.7 har man vist resultater fra de perioder dette året med de to ulike sildukene.

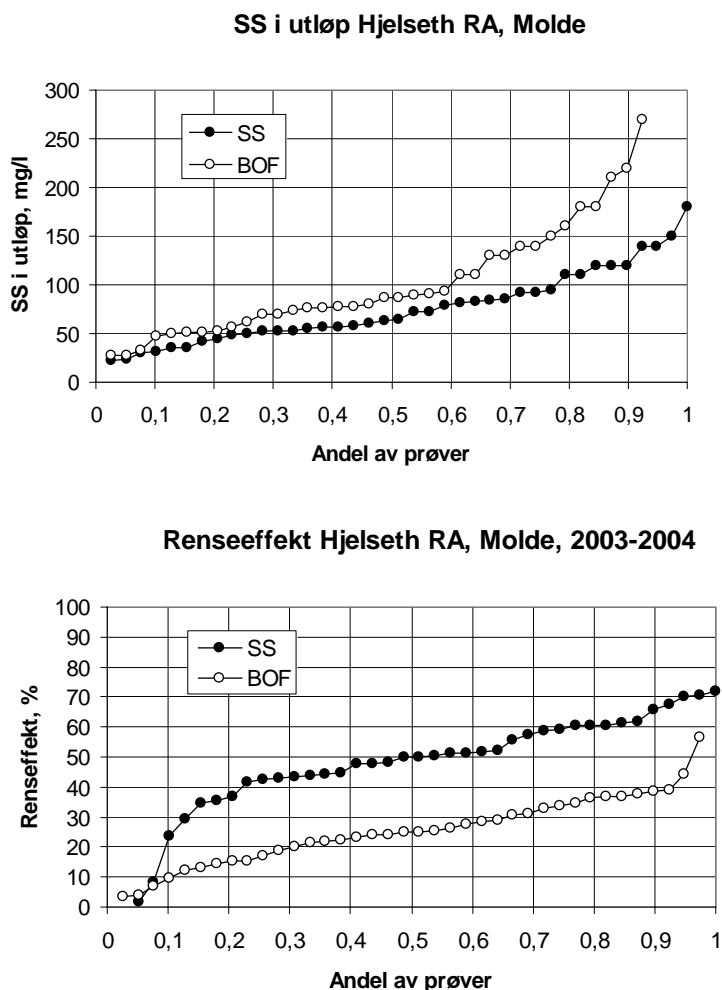


Figur 4.7 Renseresultater med to ulike silåpninger ved Flesland RA i 2002

Flesland RA er i betydelig grad påvirket av næringsmiddelindustri (bl.a. Hansa bryggeri). I disse plottene har vi ekskludert negative renseeffekter. Vi ser likevel at renseeffekten mht organisk stoff (BOF) er meget beskjeden med begge siltyper. I noen få tilfeller var renseeffekten over 20 % mht BOF og 50 % mht SS men 85 percentilen er kun ca 10 %

mht både SS og BOF. Mest overraskende er det at anlegget ikke fikk noen forbedring av renseseffekten etter at en finere sil ble satt inn – snarere tvert imot. Renseseffekten mht BOF gikk ned. Det er et svakt datagrunnlag her, men dette anlegget vil følges opp i PRIMÆRRENS og mer omfattende data vil vise om det er selve siltypen som er årsaken til de svake resultatene – selv med en relativt fin silåpning.

Det er ikke er lett å forutsi hvilken renseseffekt som oppnås ved finsiling (lysåpning < 0,5 mm) ettersom det er mange andre faktorer enn lysåpningen som vil avgjøre dette. Et av formålene med PRIMÆRRENS er nettopp kartlegge disse faktorene. Vi skal imidlertid se på resultater fra to finsilanlegg (begge med lysåpning 0,35 mm) i Møre og Romsdal. Figur 4.8 viser resultater fra Hjelseth RA i Molde og figur 9 fra Elnesvågen RA, som er preget av næringsmiddelavløp (meieri).



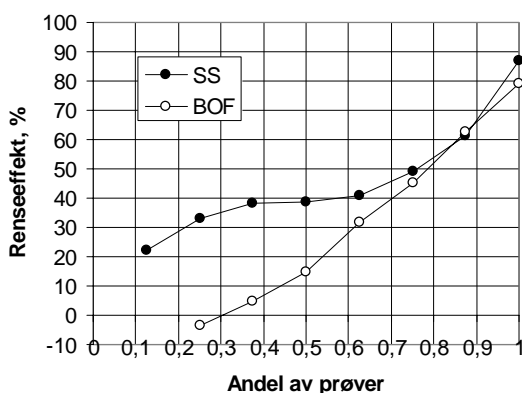
Figur 4.8 Renseresultater Hjelseth RA, Molde, 2003-2004. Finsilanlegg med 0,35 mm sil
Dataene fra Helseth RA stammer fra blandprøver av 3-5 stikkprøver som er tatt over 1,5 – 5 timer på dagtid mens resultatene fra Elnesvågen er basert på døgnblandprøver.

Resultatene fra Hjelseth RA demonstrerer godt problemet med å klare den ”statistiske” delen av primærrenserekravet. Medianverdien (50 percentilen) ligger på 50 % på SS og 25

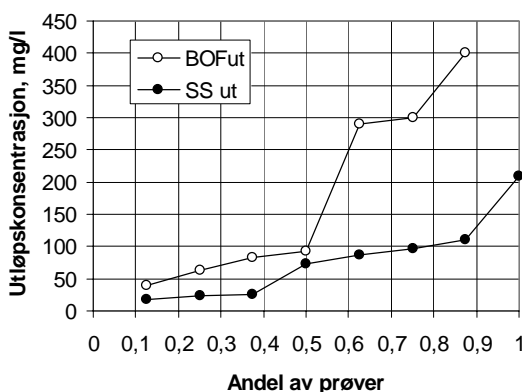
% på BOF, men 85 percentilen ligger på 37 % mht SS og 12 % mht BOF. Det er altså for stor andel av prøvene som ikke klarer %-kravene. Tilsvarende 85 percentil verdier for utløpsverdiene er ca 130 mg/l for SS og 180 mg/l for BOF – altså langt unna kravene for utløpskonsentrasjon.

Elnesvågen er et mindre anlegg og datagrunnlaget er svakere, men datene dokumenterer godt hva som skjer når næringsmiddelavløp influerer på råvannssammensetningen. Vi ser at medianverdien på BOF ligger like under 100 mg/l, men halvparten av verdiene lå over 290 mg/l i utløpsvannet. Medianverdien på SS lå også over kravverdien (60 mg SS/l) og kun 3 av 8 prøver lå under denne verdien. Det er åpenbart at dette anlegget, selv med en silåpning på 0,35 mm, vil ha store problemer med å klare primærrensekrevet ettersom råvannskonsentrasjonene til tider er svært høye, spesielt hva angår løst organisk stoff.

Elnesvågen RA, 2003-2004



Elnesvågen RA, 2003-2004



Figur 4.9 Renseresultater fra Elnesvågen RA i 2003-2004 (silåpning 0,35 mm)

Eksemplene skulle vise at det sannsynligvis ikke er tilstrekkelig med en silåpning < 0,4 mm (som tidligere definert for finsilanlegg).

Renseresultatet vil dessuten ikke kun være avhengig av lysåpning men av en rekke andre faktorer i tillegg :

- Sammensetningen av i avløpsvannet – spesielt partikkelstørrelsesfordelingen og andelen av løst organisk stoff av det totale
- Maskevidden på silflaten. Silens konstruksjon og driftsmåte som har innflytelse på i hvilken grad det vil dannes et påleggsfilter på silflaten, noe som er avhengig av slike faktorer som:
 - Hydraulisk belastning/filterhastighet ($m^3/m^2 \cdot h$)
 - Silflatens posisjon i forhold til det tilførte vannet
 - Silflatens bevegelse i forhold til vannet
- Graden av forbehandling av vannet

Vi skal kort diskutere disse forholdene.

Sammensetningen av avløpsvannet

Partikkelstørrelsesfordelingen i avløpsvannet som skal renses er selvsagt av avgjørende betydning for muligheten til å klare primærrensekrevet. 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.

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

Maskevidden på silen

Selv om maskevidden på silduken ikke er den eneste faktor som påvirker muligheten til å klare rensekrevet, så er den ubetinget en viktig parameter. De erfaringene som foreligger, tyder på at silåpningen/maskevidden bør være $< 0,35$ mm for at kravet skal klares - selv om dette ikke er en garanti for at man klarer kravet.

Dersom hovedprosessen er forutsatt å bestå av et finsilanlegg, kan det stilles spørsmålsteget ved om grovsilanlegg er en hensiktsmessig forbehandling ettersom disse jo fjerner partikler som vil bidra til dannelse av et "påleggsfilter" i et finsilanlegg som vil bidra til bedre separasjonseffekt på ette.

Silens konstruksjon og driftsmåte

Det som i tillegg til silåpningen vil ha størst innflytelse på renseresultatet, er sannsynligvis i hvilken grad silen gir anledning til at det bygges opp en avsetning eller en "filterkake" på silflaten som vil virke som et påleggsfilter som bidrar til forbedret partikkelseparasjon. Dette vil i høy grad være avhengig av silens konstruksjon og driftsmåte. F.eks. er det sannsynlig at en silfate som står på skrå i forhold til gjennomstrømningsretningen vil gi bedre anledning til kakedannelser enn en silflate som

står vinkelrett på gjennomstrømningsretningen. Økt kakedannelse gir imidlertid lavere kapasitet slik at ønsket om høyere renseeffekt vil sannsynligvis føre til redusert kapasitet på silen. Det er også sannsynlig at silflatens bevegelseshastighet har betydning.

Graden av forbehandling av vannet

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

1. Gjennom fjerning av større partikler (f.eks. gjennom grovsiling) kan muligheten til kakedannelse reduseres slik at rensresultatet vil kunne forverres
2. Gjennom koagulering (tilsetting av koagulant) kan man flokkulering av små partikler til større – som lar seg separere ved siling slik at rensresultatet vil kunne forbedres.

Det vi tar sikte på i PRIMÆRRENS-prosjektet, er å utarbeide karakteriseringsmetoder som kan bidra til å fastslå om et gitt avløpsvann egner seg finsiling eller ikke samt å etablere noen almenne kriterier for oppbygning og drift av silanlegg for dimensjonering og drift (med tanke på primærrensekravet).

5. Sedimentering

5.1 Definisjoner

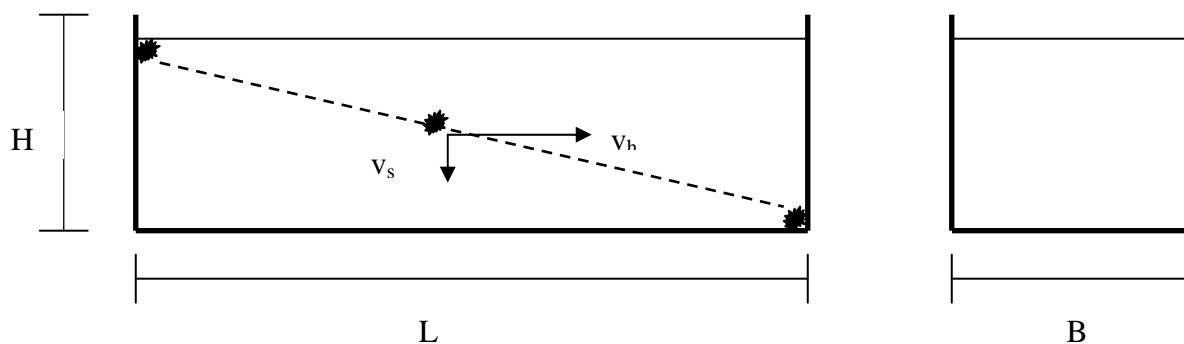
En partikkel som synker gjennom vann vil hurtig oppnå sin største synkehastighet som vil være gitt av Stoke's lov :

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

der v_s = synkehastighet
 μ = absolutt viskositet
 ρ_p = partikkelens tetthet
 ρ_w = vannets tetthet
 d_p = partikkelens diameter

Sedimentering er i praksis en kontinuerlig prosess, dvs at vannet strømmer gjennom et basseng mens partiklene bunnfeller, og det fraseparerte (rensede) vannet tas ut ved hjelp av en overløpsanordning.

Sedimenteringsbasseng dimensjoneres med utgangspunkt i en ønsket overflatebelastning ($v_f = Q_{dim}/A_{overflate}$). Grunnlaget for dette er den såkalte overflatebelastningsteorien. Denne er anskueliggjort i figur 5.1 som viser et lengdesnitt av et rektangulært basseng der en partikkel som kommer inn ved overflaten i bassenget's ene ende skal ha nådd bunnen og blitt avsatt der før den horisontalt har blitt brakt til 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 5.1).



Figur 5.1 Prinsippskisse av sedimenteringsbasseng.

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

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

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

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

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

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, $v_f = Q/A_f$.

Dette kalles Hazens overflatebelastningssteori. 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. Den benyttes på alle typer av sedimenteringsbassenger.

5.2 Utforming av sedimenteringsanlegg

Det finnes i hovedsak to ulike prinsipper for sedimenteringsanlegg basert på sedimentering :

1. Anlegget er basert på diskontinuerlig (tidsvis) uttak av slam
2. Anlegget er basert på kontinuerlig uttak av slam

Den første typen er bygget på det samme prinsippet som slamavskillere, nemlig med et slamlager i den samme tanken som sedimenteringen foregår (anlegg med integrert slamlager). Disse anleggene har også ofte en svært enkel eller ingen forbehandling (verken rist eller sandfang).

Den andre typen er bygget opp som andre renseanlegg med forbehandling etterfulgt av primærsteget, som produserer slam som så må lagres/behandles separat.

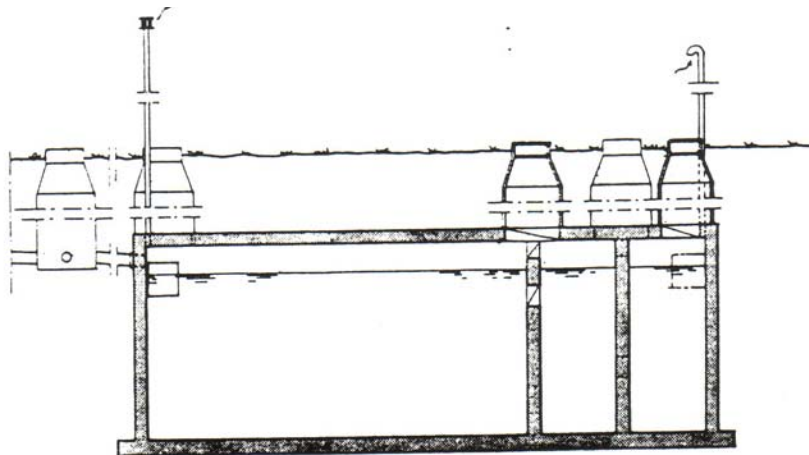
5.2.1 Slamavskillere

Slamavskillere kan tenkes brukt opp til 2000 pe, men over 1000 pe blir de svært stor og uhandterlige. I NORVAR-rapport 70/1996 (se også NORVAR-rapport 33-1994) er det gitt en vurdering av større slamavskillere inkludert kostnadsvurderinger. Her er det også gjort vurderinger av prefabrikerte, større slamavskillere. Noen prefabrikerte store slamavskillere er utformet som liggende, sylindriske tanker – som er enda mer uhandterlige under slamtømming (se NORVAR 70/96).

SFT ga i 1977 ut Retningslinjer for større slamavskillere. De fleste større slamavskillere er dimensjonert etter disse retningslinjene som ved utslipp til gode sjøresipienter forutsetter 3 kammer med 95 l/pd i 1. kammer, 30 l/pd i 2. kammer og 30 l/pd i 3. kammer. En slamavskiller for 1000 pe etter SFT-design vil få et volum på 155 m³. Så store slamavskillere blir svært uhandterlige. 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.

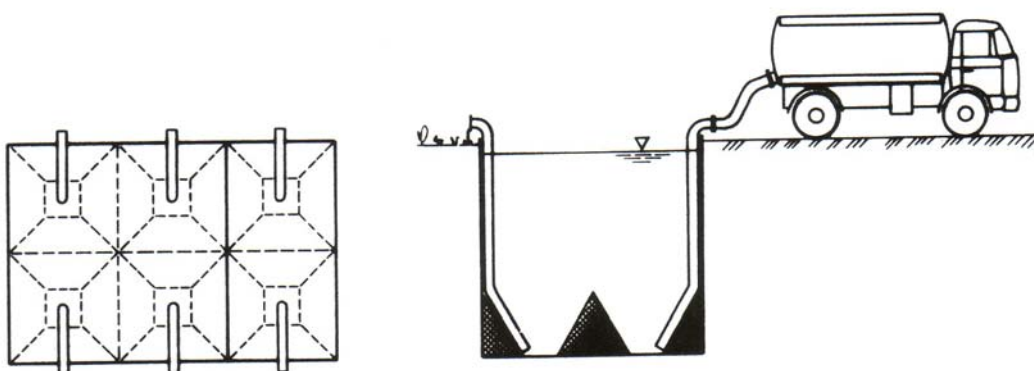
I fig. 5.2 a er vist utformingen av en slamavskiller slik den var tegnet i retningslinene.



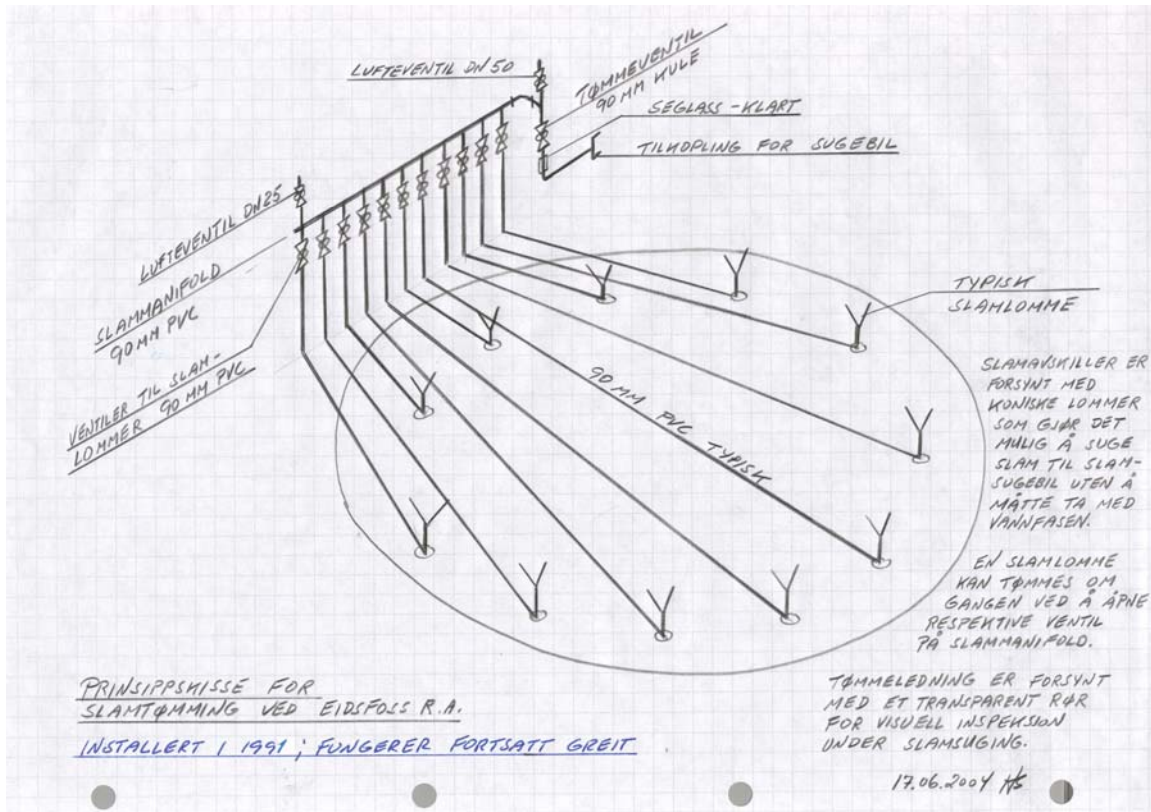
Figur 5.2 Plass-støpt SFT-slamavskiller

Man kan tenke seg mange alternative utforminger av større slamavskillere. Et alternativ som Kaldnes Miljøteknologi har benyttet i et par av de mindre anleggene de har levert er basert på tradisjonell rektangulær form men med en rekke spissbunnkonuser i bunnen hvorfra det går tappeledning fra hver konus til et felles tappepunkt (se fig.5.3).

Operatøren som tapper slam kan ved å åpne og stenge ventiler til den enkelte konus, tappe alle disse suksessivt fra ett og samme tappepunkt (se fig. 5.4). Han kan ha kontroll med det som tappes gjennom et gjennomsiktig rør som slammet passerer (han ser når det går over fra å være slam som tappes til å bli mest vann). Det er dokumentert fra driftsoperatørene på de anleggene som har denne løsningen, at den fungerer meget godt.



Figur 5.3 KMT slamavskiller



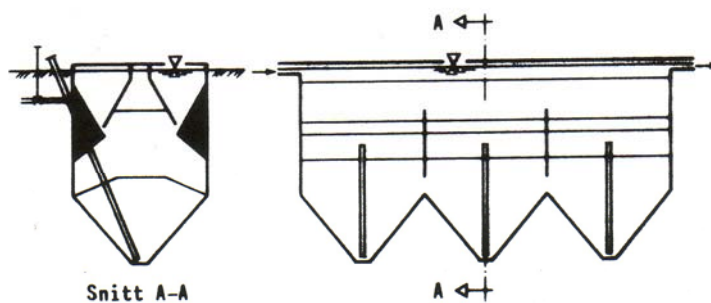
Figur 5.4 Prinsippet for slamtapping i en KMT-slamavskiller

Normalt vil denne utformingen bli uhensiktsmessig for anleggsstørrelser > 500 pe. Et anlegg for 1000 pe vil imidlertid kunne settes sammen av to på 500 pe. Det foreslås at man forsøker å beregne kostnad for et anlegg på 1000 pe.

5.2.1 Sedimenteringsanlegg med integrert slamlager

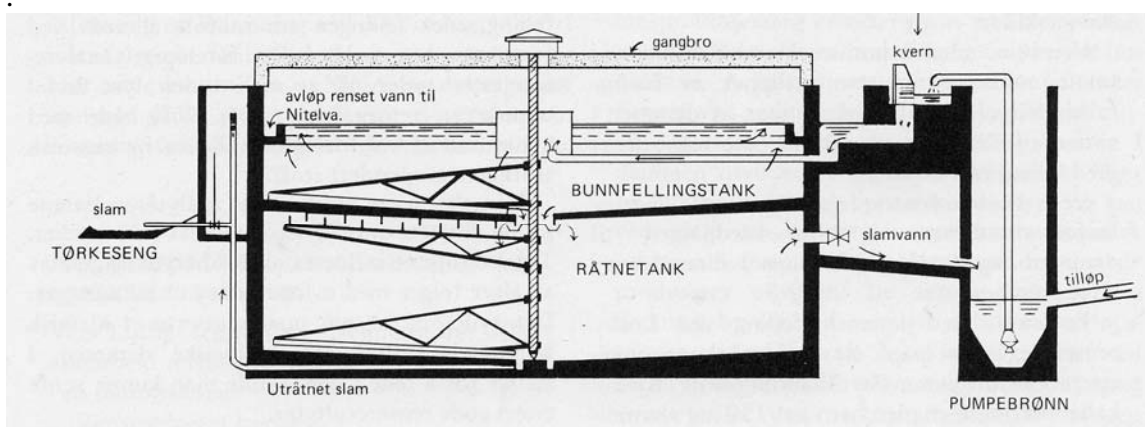
Dette er anlegg som er bygget på samme prinsippet som slamavskillere, dvs at de har kombinert slamlager/-slambehandling og sedimentering.

Sedimenteringsanlegg av denne typen har sitt utspring i den såkalte Imhoff-tank, hvor man adskilte sedimenteringssonen og slamlagringssonen ved hjelp av skjermer. Imhoff-tankene 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 5.5.



Figur 5.5 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 anaerob stabilisering av slammet - ble benyttet ved noen anlegg i Norge på 70-tallet, f.eks. ved Åmot RA i Rælingen, se figur 5.6. Her var sedimenteringstanken sirkulær, med sentralt innløp og med slamskraper som skrapet slammet til et sentralt nedløphull som førte til den underliggende sirkulære råtnetanken. Den var oppvarmet til 35-37 °C for anaerob stabilisering av slammet.



Figur 5.6 Sedimenteringsanlegg med integrert råtnetank (Clarigester)

Hoveddatane for anlegget i Rælingen var som følger :

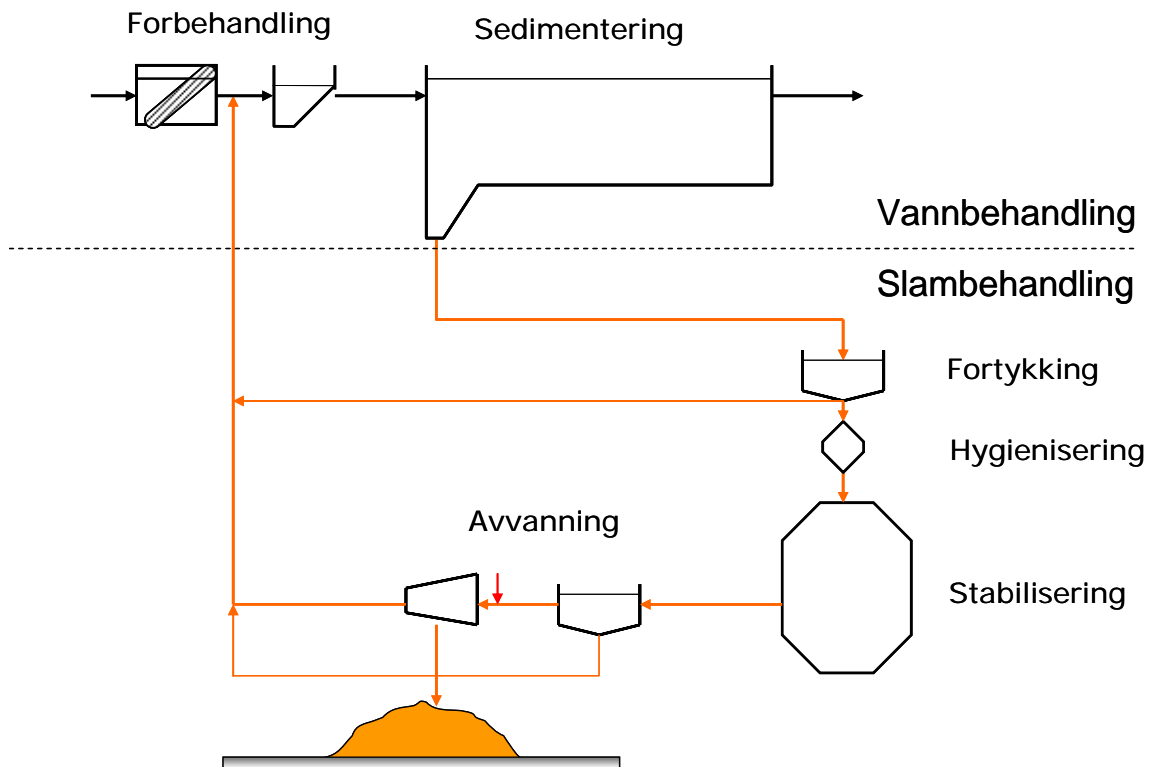
Total indre diameter sedimenteringsbasseng	10,40 m
Totalt areal sedimenteringsbasseng	85,0 m ²
Midlere dybde sedimenteringsbasseng	2 m
Effektivt overflateareal sedimenteringsbasseng	70,0 m ²
Volum sedimenteringsbasseng	139 m ³
Volum råtnetank	250 m ³
Midlere dybde råtnetank	3 m

Anlegget kunne belastes opp til 90 m³/h og hadde da en overflatebelastning på 1,3 m/h.

Dette tilsvarer en pe-belastning på ca 5000 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.

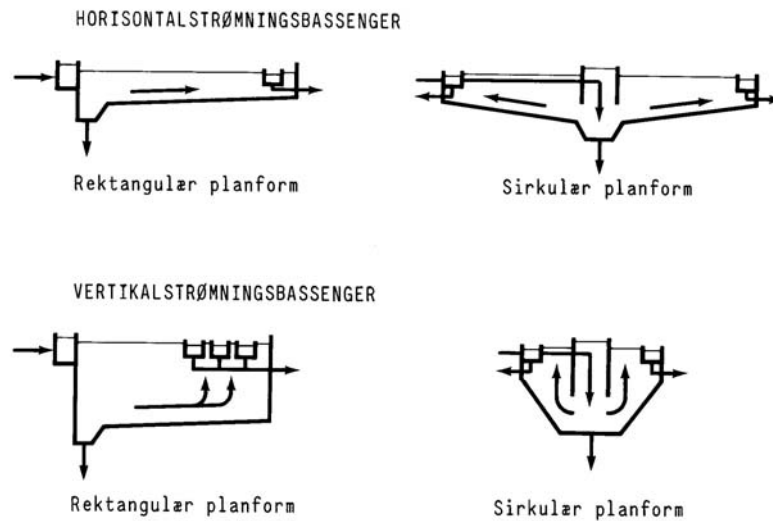
5.2.2 Tradisjonelle sedimenteringsanlegg med separate slambehandling

Anlegg for mer enn 10.000 pe vil ha separat slambehandling, se figur 5.3, som viser flyteskjema for et anlegg der en tar sikte på å bruke slammet som jordforbedringsmiddel i henhold til gjødselvereforskriften.



Figur 5.3 Oppbygging av tradisjonelt primærrensingsanlegg basert på sedimentering og håndtering av slam i henhold til gjødselvereforskriften

Tradisjonelle sedimenteringsbasseng kan ha ulike utforminger, se prinsippsskisser i figur 5.4. Overflaten kan være både rektangulære og sirkulære (eventuelt kvadratiske), og de kan både ha overveiende horisontal eller vertikal strømningsretning.



Figur 5.4 Ulike utforminger av tradisjonelle sedimenteringsbasseng

5.3 Forventet renseseffekt når sedimentering benyttes for primærrensning

Renseeffekten vil være avhengig av :

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

5.3.1 Sammensetningen av avløpsvannet

Ettersom Stokes lov er avhengig av partikkelstørrelsen, er det åpenbart at partikkelstørrelsesfordelingen også er av avgjørende betydning ved sedimentering og at det er sammenheng mellom overflatebelastningen og størrelsen på de partikler som lar seg fjerne. Med de overflatebelastninger som benyttes ved primærrensning, kan vi regne med at partikler ned til 70-90 μm vil fjernes.

På samme måte som ved siling, vil man kunne få problemer med renskravet mht BOF_5 selv om man klarer SS-kravet i de tilfeller der andelen av løst organisk stoff i innløpsvannet er særlig høyt pga tilførsel av industrivann eller slamvannretur.

5.3.2 Overflatebelastningen

Det overraskende med overflatebelastningsteorien er at bassengets dybde (og dermed oppholdstiden i bassenget) ikke inngår. Erfaringsmessig bør imidlertid oppholdstiden i et

basseng for primærrensning være minst 2 timer ved dimensjonerende vannføring. Dette fører til at dybden i sedimenteringsbasseng for primærrensning bør være minst 2 m.

I Retningslinjer for dimensjonering av avløpsrensanlegg (SFT, 19xx) anbefales følgende dimensjoneringskriterier for primærrensanlegg basert på sedimentering.

Vanddyp	Overflatebelastning	
	ved Q_{dim}	ved $Q_{maksdim}$
2,0 m	1,3	1,9
$\geq 2,5$ m	1,6	2,4

Disse kriteriene er i god overensstemmelse med lignende kriterier fra andre land.

5.3.3. Sedimenteringsbassengets utforming

Så lenge man ikke tar sikte på å bruke kjemikalier, benyttes i primærrennings-sammenheng vanligvis ganske grunne (2-3 m) horisontalstrømningsbassenger. For å få gode hydrauliske forhold i slike bassenger bør forholdet mellom lengde og bredde i rektangulære basseng være ≥ 6 og forholdet diameter/dybde i sirkulære bassenger være ≥ 7 .

Når koagulant-tilsetning benyttes for å øke separasjonen av små partikler, 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

5.3.3. 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 Clarigester og lignende) bør ha samme forbehandling som tradisjonelle anlegg.

5.3.4 Forventede rens effekter

Ettersom det finnes svært få primærrensanlegg basert på sedimentering i drift i dag, foreligger det sparsomt med dokumentasjon på rens effekter. De fleste sekundær- og tertiærrensanlegg som benytter sedimentering som forbehandling, dokumenterer normalt ikke hvilke effekter de har over primær-steget. Ettersom primærrensanlegg basert på sedimentering representerer selve utgangspunktet for kravet til primærrensning, er det rimelig å anta at man med denne metoden vil klare kravet i de fleste tilfeller.

I enkelte tilfeller kan det imidlertid bli aktuelt å bedre separasjonseffekten ved hjelp av koagulant-tilsetning.

6. Utradisjonelle separasjonsmetoder i primærreanseanlegg

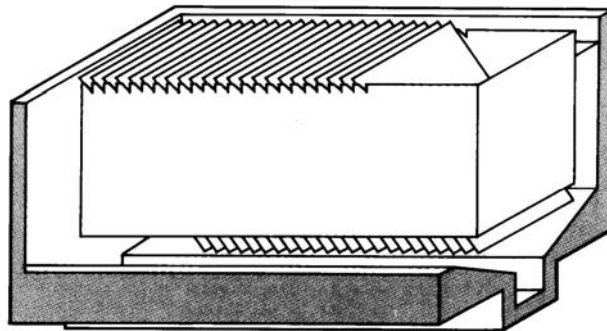
Det fremgår av det foregående at dagens teknologi tilsier at primærreanseanlegg vil bli bygget som silanlegg eller sedimenteringsanlegg, evt med tilsetning av koagulant for å bedre separasjonseffekten.

Det finnes imidlertid partikkelseparasjonsprinsipper som har et potensiale som skulle tilsi at de vil kunne bli tatt i bruk dersom nødvendig teknologi ble utviklet og utprøvet. Blant disse er lamellsedimentering, flotasjon og grovfiltrering.

6.1 Lamellsedimentering

Lamellsedimentering er for så vidt ikke noen ny og ukjent teknologi, men det er liten tradisjon for at denne teknologien benyttes på primærreanseanlegg. Dette er i ferd med å endre seg, spesielt i anlegg for videregående primærrensing der koagulant tilsettes for å bedre separasjonseffekten (CEPT – chemically enhanced primary treatment).

Et lamellsedimenteringsbasseng kan bygges opp som vist i figur 6.1. I et basseng settes det inn lameller eller rørpakker som vannet strømmer opp gjennom. Slampartiklene sedimenterer ned på disse og sklir på lamellene motstrøms vannet og ut av disse og ned i slamsonen i bassenget under. Lamellene kan ligge i en avstand på ca 10 cm som også er en typisk rørdiameter når rørpakker benyttes i stedet for lameller.



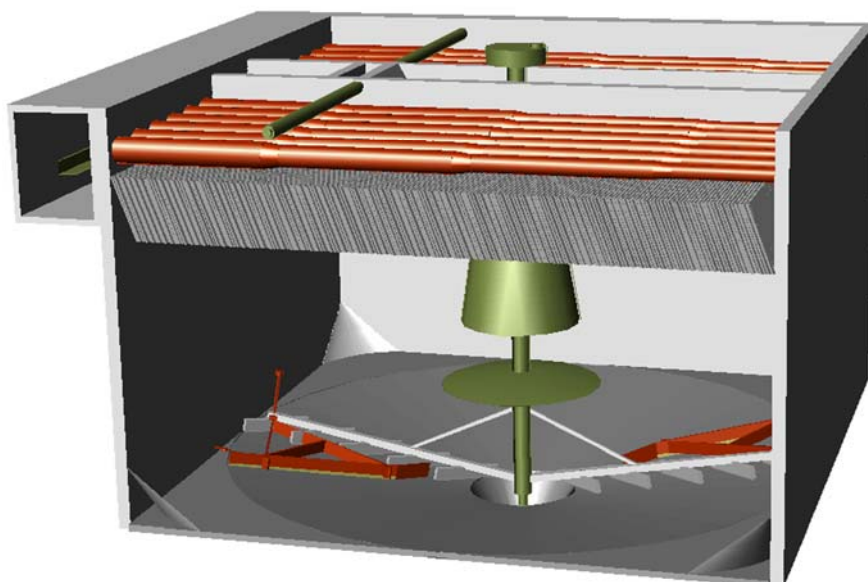
Figur 6.1 Lamellsedimenteringsbasseng

Ved lamellsedimentering legger man i prinsippet flere overflater oppå hverandre slik at man oppnår en mangedobling av sedimenteringsarealet i forhold til et basseng med samme overflateareal men uten lameller. Løsningen blir derfor svært kompakt.

Ved dimensjoneringen av lamellsedimenteringsbasseng, benyttes overflatebelastningen på projisert flate. Denne settes omlag til halvparten av hva et normalt sedimenteringsbasseng dimensjoneres for, dvs ca 0,5 m/h. Regner man på overflatearealet, vil man finne at dette bare blir 1/10 – 1/15 part av hva som ville kreves i konvensjonelle bassenger.

Lamellsedimentering er lite brukt for primærrensing. Dette skyldes nok at man har vært engstelig for begroing på lamellene samtidig som man har oppfattet at lamellsedimenteringsbasseng er mer ømfintlige overfor hydrauliske endringer (vannmengde, temperatur, viskositet osv) og dermed vanskeligere å drive enn de konvensjonelle.

Lamellsedimentering er primært benyttet der hvor en koagulant tilsettes for å forbedre separasjonseffekten. Da bygges ofte flokkulering og sedimentering sammen i ett basseng. Det er da ikke uvanlig å benytte et relativt dypt vertikalstrømningsbasseng med lamellsedimentering i den øvre del, se eksempel i figur 6.2 som viser Høvringen RA i Trondheim som bruker rørpakker i lamellsonen. Lamellene vil dels bidra til at man oppnår en god fordeling av vertikalstrømningen over hele bassengtverrsnittet og dels til at små partikler som ikke er sedimentert i nedre del av bassenget, fanges opp i lamellsonen og separeres her. Dette vil spesielt være tilfellet når en koagulant tilsettes. Slike anlegg kan drives med betydelig høyere overflatebelastninger (4-8 m/h) enn tradisjonelle sedimenteringsanlegg og blir derfor langt mindre arealkrevende.



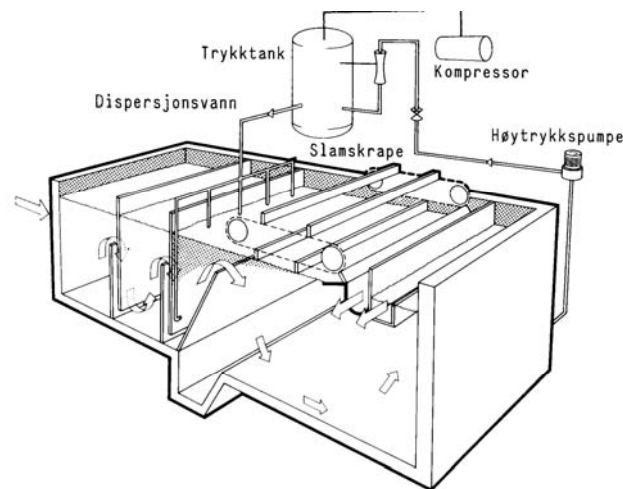
Figur 6.2 Skisse av sedimenteringstank ved Høvringen RA som benytter lamellsedimentering

Renseeffektene ved Høvringen RA vil bli spesielt undersøkt i PRIMÆRRENS (prosjekt 13).

VEAS RA i Asker har en lignende utforming. Dette anlegget er et tertiærrensaneanlegg hvor de aktuelle forsedimenteringsbassengene drives med forfelling. Renseeffektene er her om lag de samme som det man forventer i kjemiske anlegg og altså langt bedre enn det som kreves i et primærrensaneanlegg.

6.2 Flotasjon

Ved flotasjon separeres slampartikler fra vannfasen ved at partiklene hefter til små glassbobler som stiger opp mot overflaten. Slammet legger seg som et teppe på overflaten og kan derfra skummes av. Boblene skapes ved å oppløse luft i vannet under høyt trykk. Dette skjer normalt i en delstrøm av det rensede vannet som returneres med pumping via en trykktank der luft tilføres ved hjelp av en kompressor. Pga det økte trykket (normalt ca 5 atm) løses luft opp i vannet. Vannet føres videre til innløpet av bassenget hvor det tilføres gjennom ventiler eller dyser som gir trykkavlastning. Når trykket reduseres, frigjøres luften i form av ørsmå luftbobler som hefter seg til partiklene. Partikkel/luft-aggregatene blir da lettere enn vann og stiger opp til overflaten hvor de legger seg som slam, se figur 6.3.



Figur 6.3 Flotasjonsanlegg.

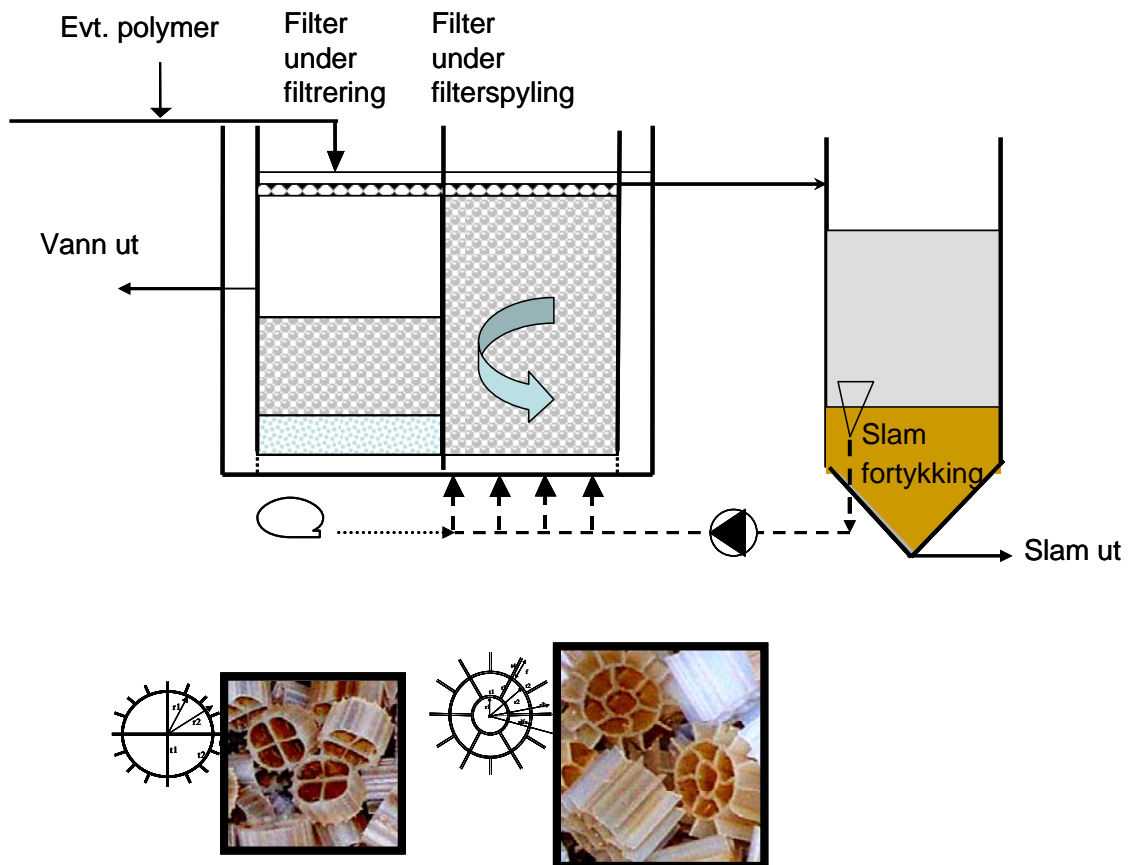
Flotasjon blir i økende grad benyttet i avløpsrensing selv om metoden fortsatt er lite brukt i forhold til sedimentering. Den benyttes oftest for å separere kjemisk og/eller biologisk slam i videregående renselanlegg. Metoden benyttes imidlertid også for fortykning av slam og en ser ikke noe i veien for at metoden kunne benyttes til primærrensing forutsatt en tilstrekkelig forbehandling, f.eks. grovsilanlegg.

I tillegg til den gode separasjonseffekten, er fordelene i forhold til sedimentering først og fremst at arealbehovet er mindre. "Overflatebelastningen" er vanligvis i området 5-10 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ og oppholdstiden 15-30 min. Nye høybelastede flotasjonsprinsipper som lamellflotasjon og turbulent flotasjon er under utvikling der overflatebelastningen kan komme opp i 15-25 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$

Vi kjenner ikke til at flotasjon er benyttet uten kjemisk forbehandling. Dokumenterte resultater fra 5 flotasjonsanlegg med kjemisk felling (ref) viser imidlertid renseseffekter som langt overgår de som kreves for primærrensing.

6.3 Grovfiltrering

Ved institutt for vann – og miljøteknikk ved NTNU er det gjort forsøk med såkalt grovfiltrering. Grunnlaget for metoden er at avløpsvann ledes gjennom en kolonne fylt av små rørformige plastelementer. I figur 6.3 er det vist en prinsippskisse av et grovfilteranlegg samt eksempel på filtermedium som ble brukt ved NTNU's forsøk. Filteret kan være oppbygget med kun ett filtermedium eller med to hvor det grovste mediet kommer først i filtreringsretningen. Det ble gjort forsøk med både oppstrøms og nedstrøms filtrering. I oppstrømsfiltre ble det benyttet et filtermedium med tetthet lavere enn 1 (flytende medium) som da ble holdt på plass i filterkolonnen av en sil på toppen. I nedstrømsfiltre, som er anskueliggjort i figur 6.4, ble det benyttet filtermedium med tetthet høyere enn vann som da ligger på plass av egen tyngde i filterbeholderen.



Figur 6.4 Prinsipiell skisse av grovfilteranlegg samt filtermateriale

Det må minst være to filtre i parallell ettersom et filter fra tid til annen må tas ut av produksjon for filterspyling – vanligvis når falltapet over filter kolonnen har nådd en viss høyde. I figur 6.4 er anskueliggjort ett filter under filtrering og ett under filterspyling.

Suspendert stoff avsettes i filteret under filtrering. Det er ikke primært partikkel-blokkering som er årsaken til separasjonen men snarere sedimentering i hulrommene mellom og i det enkelte plastlegeme. Etter hvert som suspendert stoff avsettes, øker imidlertid falltapet over filteret og dette må derfor rengjøres etter en viss tid. Dette gjøres med en tilbakespyling med en kombinasjon av luft og vann. Først tilbakespyles med luft for å løsne det avsatte materialet og så tilbakespyles med vann. Etter en stund dreneres spylevannet til en spylevannstank. Etter filterspylingen settes filteret i filtreringsdrift igjen, mens slammet i spylevannstanken får sedimentere og fortykke. Etter en tid tappes fortykket slam mens det fraseparerte vannet er tenkt brukt som spylevann ved neste tilbakespylingssyklus. I NTNU-forsøkene som foregikk ved Ladehammeren RA, ble rent vann benyttet til spyling og det er ikke utført forsøk med bruk av slamvann fra fortykkeren.

Det som gjør denne metoden interessant er dels den høye filterhastigheten som kunne benyttes (15-30 m/h) og dels det gode rensresultatet som ble oppnådd.

- a) I alle filterkonfigurasjonene var rens effekten godt over (60-90 %) det som kreves av primærrens anlegg – selv når polymer ikke ble tilsatt.
- b) Rens effekten var forbausende lite avhengig av filterbelastningen bortsett fra når det ikke var kjemikalietilsetting. Da syntes 30 m/h å gi dårligere resultat enn 20 og 10 m/h.
- c) I de fleste tilfeller ble rens effekten forbedret gjennom kjemikalietilsetting. Uten kjemikalietilsetting lå rens effekten normalt i området 65-75 % (ved filterbelastning ≤ 20 m/h), mens den med kjemikalietilsetting kunne komme opp i > 80 %
- d) Kjemikaliedoser så lave som 0,005 mg polymer/mg SS ga tilfredstillende resultat. Dette tilsvarer kun 1 mg/l i et råvann med 200 mg SS/l

På denne bakgrunn må det kunne sies at grovfiltrering er en meget interessant metode for primærrensing både med og uten kjemikalietilsetting. Metoden er imidlertid ikke utprøvet i praksis. I PRIMÆRRENS vil vi imidlertid gjennomføre en kostnadsanalyse av metoden som kan gi en pekepinn på om den vil være av interesse i praksis eller ikke.

7. Anleggstyper som skal kostnadsanalyseres

Oppdragsbeskrivelsen for prosjekt 1 i PRIMÆRRENS sier at : *For at denne oversikten skal få noen verdi for anleggseiere, skal oversikten inneholde en grov økonomisk evaluering av de mest aktuelle metodene. I kostnadsanalysen kan man dels benytte eksisterende kostnadsdata for nylig bygde anlegg og dels nyfremskaffede data. Det er ønskelig at kostnadsanalysen omfatter anlegg i størrelsene 1.000, 5.000 og 25.000 pe.* Bakgrunnen for at man valgte å kostnadsanalyserer anlegg med nettopp de nevnte anleggstørrelsene, var en analyse av størrelsen av de primærenseanlegg som ventes bygget som følge av den nye avløpsforskriften. Det er ikke usannsynlig at anlegg mindre enn 2.000 pe vil få noe mindre strenge krav (spesielt hva angår statistisk oppfylging av kravene) men i utgangspunktet vil teknologien som kan brukes være noenlunde den samme.

7.1 Anleggstyper som kostnadsberegnes

På bakgrunn av den oversikt over aktuelle metoder som er gjennomgått foran, ble man i samråd med programleder enige om å kostnadsanalyserer de anleggstyper som er angitt i tabell 7.1.

Tabell 7.1 Forslag til opplegg for kostnadsanalysen

1000 pe	5000 pe	25.000 pe
Grovsil (1 mm) <ul style="list-style-type: none"> Data fra eksist. anlegg 	Grovsil (1mm) <ul style="list-style-type: none"> Data fra eksist. anlegg 	Grovsil (1mm) <ul style="list-style-type: none"> Data fra eksist. anlegg
Finsil (< 0,4 mm) <ul style="list-style-type: none"> Data fra eksist. anlegg Data fra leverandører. 	Finsil (< 0,4 mm) <ul style="list-style-type: none"> Data fra eksist. anlegg Data fra leverandører 	Finsil (< 0,4 mm) <ul style="list-style-type: none"> Data fra eksist. anlegg Data fra leverandører
Slamavskiller <ul style="list-style-type: none"> Stor slamavskiller (SFT) Slamsavsk. (KMT) 	Sedimenteringstank m/integrert slamlager/råtnetank <ul style="list-style-type: none"> Type "Clarigester" 	
	Sedimenteringsanlegg <ul style="list-style-type: none"> Tradisjonelt 	Sedimenteringsanlegg <ul style="list-style-type: none"> Tradisjonelt Type Høvringen
	Flotasjonsanlegg <ul style="list-style-type: none"> Data fra eksist. anlegg samt beregning 	Flotasjonsanlegg <ul style="list-style-type: none"> Data fra eksist. anlegg samt beregning
	Grovfilteranlegg <ul style="list-style-type: none"> Beregnes 	Grovfilteranlegg <ul style="list-style-type: none"> Beregnes

7.2 Forutsetninger for kostnadsanalysen

Selv om det er klart at man ikke vil klare primærrenserekravene 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. Grovsilanleggene er forutsatt å ikke ha noen forbehandling foran silen.

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

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

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

Det var bestemt at slambehandlingen ikke skulle inngå i kostnadsberegningen ettersom dette vil gi mange varianter som kunne vanskeliggjøre sammenligningen. I de kostnadsdiagrammene som er vist nedenfor er slamlagring tatt med. Finsilanleggene som tilbys har alle en eller annen form for slamavvanning integrert i anlegget og dette ert tatt med. Uttransport av slam er ikke med, men vi anslår i kommentarene nedenfor hvilken ekstrakostnad bort transport og avvanning av slam representerer (for alle anlegg bortsett fra silanlegg som har avvanning integrert).

Eller gjelder følgende forutsetninger for de ulike rensemetodene :

7.1.1 Forbehandling

Grovsilanlegg er ikke forutsatt å ha noen forbehandling foran silen. Slamavskillere (SFT og KMT) har ingen forbehandling

Finsilanlegg på 5000 pe og 25.000 pe har finsrist (3mm) og sand-/fettfang som forbehandling. Det kan diskuteres om små finsilanlegg (1000 pe) vil bli bygget med forbehandling (finrist eller grovsil). Med tanke på håndtering av slammet, vil vi mene at også disse anleggene bør ha et minimum av forbehandling og det er forutsatt at disse har en finrist (3 mm) som forbehandling men ikke sandfang. Den kostnadsmessige betydning av å ha finrist eller ikke som forbehandling også på de minste anleggene diskuteres i kommentarene under.

Alle sedimenteringsløsningene (inkludert "Clarigester" har finrist (4mm) og sandfang som forbehandling. Det samme har flotasjonsanleggene og grovfilteranleggene.

7.1.2 Investeringskostnad

Investeringskostnaden er sammensatt av kostnader til overbygg, utstyr forbehandling og utstyr hovedprosess. I og med at forbehandlingen til hver størrelsesgruppe er forutsatt å være den samme, er også investeringskostnaden til forbehandling den samme.

Kostnadene til bygg inkluderer grunnarbeider, betongarbeider, stål- og metallarbeider, malerarbeider samt en diverse post (15 %). Byggekostnadene inkluderer ikke kostnader til grunnerhverv og opparbeiding av tomt (gravearbeider etc) ettersom dette vil være helt lokalt betinget.

Kostnader til forbehandling inkluderer innløspumpestasjon med alt utstyr, maskinelt utstyr og monteringskostnader for finrist (3 mm) med alt tilleggutstyr og bygge- og monteringskostnader 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.

7.1.3 Driftskostnader

Driftskostnadene inkluderer driftsutgifter til strøm, ventilasjon, vedlikehold bygg, vedlikehold maskin, lønn operatør, analysekostnader, håndtering av ristgods (avvanning og deponi). I kommentarene vil vi diskutere hva tilleggskostanden for tilsetning av kjemikalier i form av polymer vil være.

Det er innhentet driftskostnader fra en rekke anlegg som er benyttet som korrektiv til de beregnede driftskostnadene.

7.2 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.

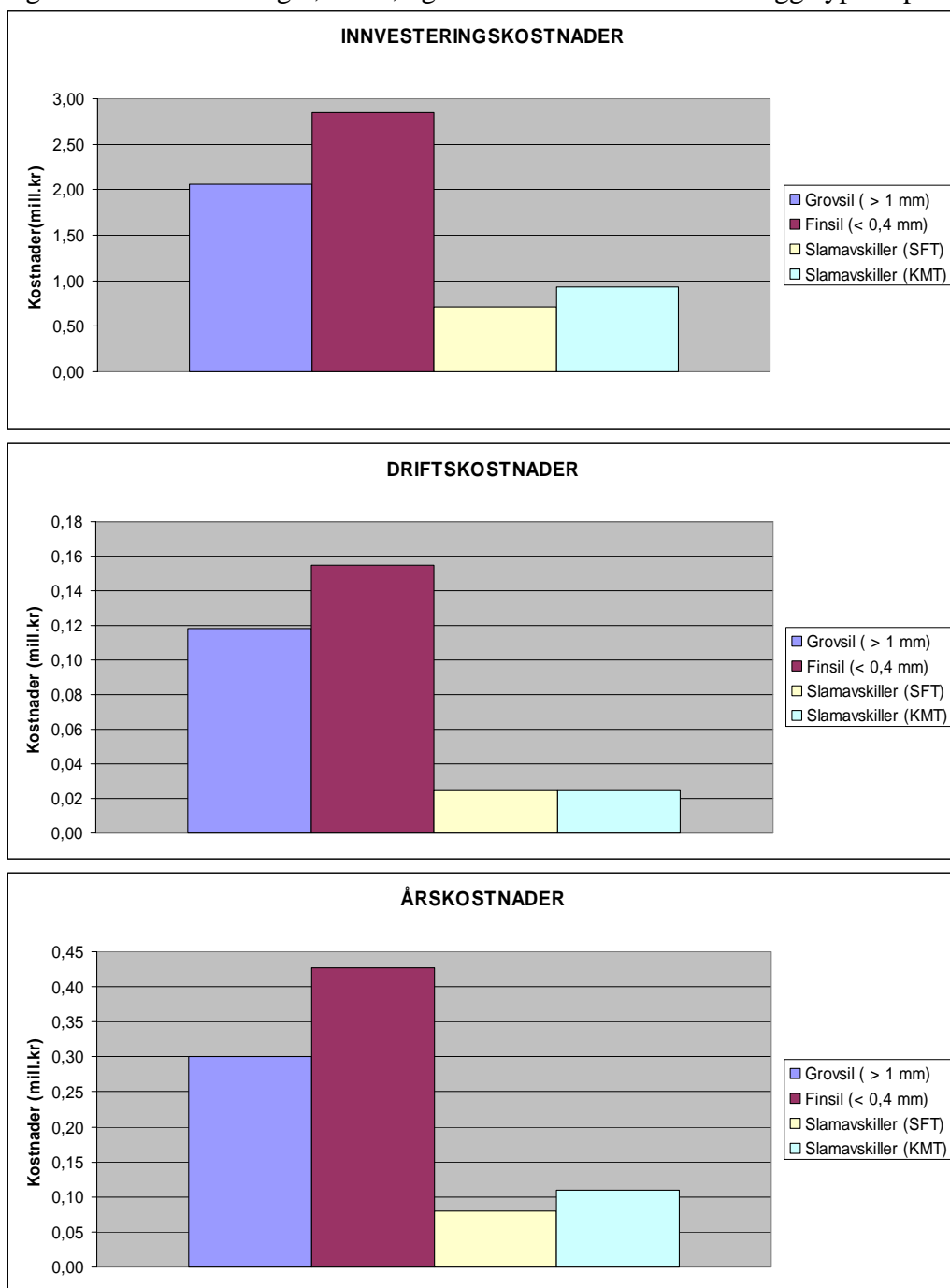
Innen hver rens metode vil det i praksis være betydelig forskjell i kostnad avhengig av hvilket utstyr som brukes, hvordan avløpsvannet er sammensatt etc.

I dette prosjektnotatet tar vi ikke med alt det detaljerte grunnlagsmaterialet, i form av dimensjoneringsdata, innhentede kostnadsdata på eksisterende anlegg og beregnede kostnadsdata som har ligget fore når de kostnadsanslagene som blir gitt i det følgende har blitt utarbeidet. Hensikten med øvelsen, har ikke vært å komme frem til eksakte kostnadsdata, men til data som gjør en viss grad av sammenligning mulig.

7.3 Kostnadsdata

I det følgende fremstilles hovedresultatene i stolpediagrammer hvor man inkluderer investeringskostnad, driftskostnad og årskostnad. Man har også beregnet spesifikk årskostnad, dvs kostnad per m^3 rensset avløpsvann. Det er da tatt utgangspunkt i en årlig vannmengde på $100 m^3/pe \cdot \text{år}$.

Fig 7.1 viser investerings-, drifts-, og årskostnad for de ulike anleggstypene på 1000 pe



Figur 7.1 Beregnede kostnader for anlegg på 1000 pe

7.3.1 Kommentarer til kostnadsdata for anlegg på 1000 pe

Vi ser at slamavskillerne kommer rimeligere ut for et anlegg på 1000 pe enn silanleggene – både grovsiler og finsiler.

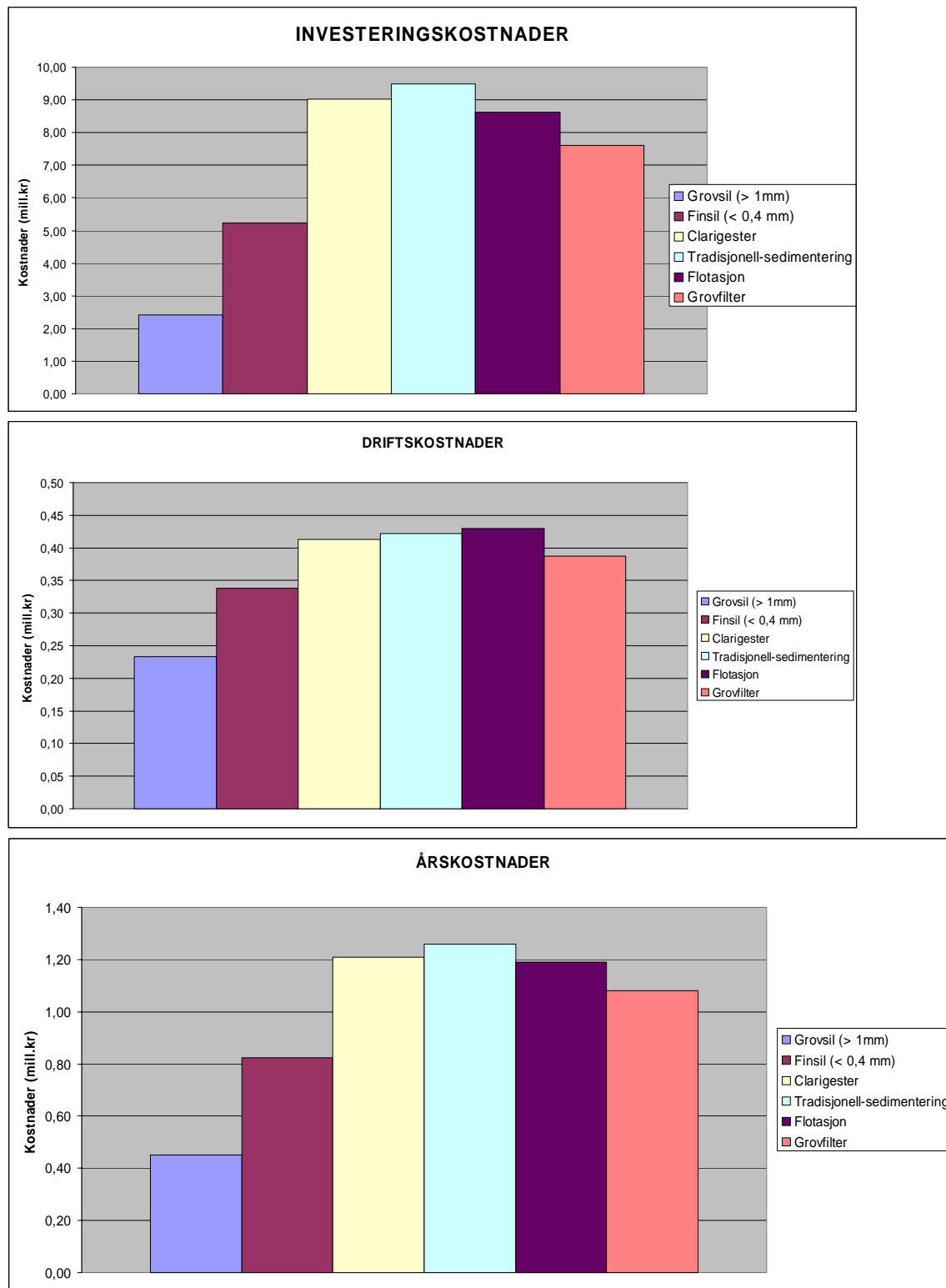
Slamavskillerne er bygget i betong med innløps- og utløpskummer av kumringer i betong. Slamavskillerne har ikke overbygg. Det prisnivået som er beregnet er sammenliknet med anlegg som nylig er bygget.

Et tilbud innhentet på prefabrikkert slamavskiller i glassfiberarmert plast, var mer enn dobbelt så dyrt som de plass-støpte betong-avskillerne og ville ligge om lag på samme nivå som grovsilanleggene.

Det er også interessant å se at prisforskjellen mellom et grovsilanlegg (3 mm) uten forbehandling og et finsilanlegg med finsrist og sandfang som forbehandling ikke var spesielt stor.

Ettersom slamavskillerne og finsilanlegg kan forventes å klare primærrensingskravet mens grovsilanlegg ikke kan forventes å klare det, synes det ikke ut fra kostnadsanalysen å være noen god grunn å kreve mindre omfattende ”primærrensing” for små anlegg enn for store.

Fig 7.2 viser investerings-, drifts, og årskostnad for de ulike anleggstypene på 5000 pe



Figur 7.2 Beregnede kostnader for anlegg på 5000 pe

7.3.2 Kommentarer til kostnadsdata for anlegg på 5000 pe

For anlegg på 5000 pe ser vi at grovsilanleggene kommer vesentlig bedre ut enn de andre anleggstypene. En vesentlig årsak til at grovsilanleggene i investering er ca 30 % billigere, er at de 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 primærrens kravet. Forskjellen i driftskostnad er mindre.

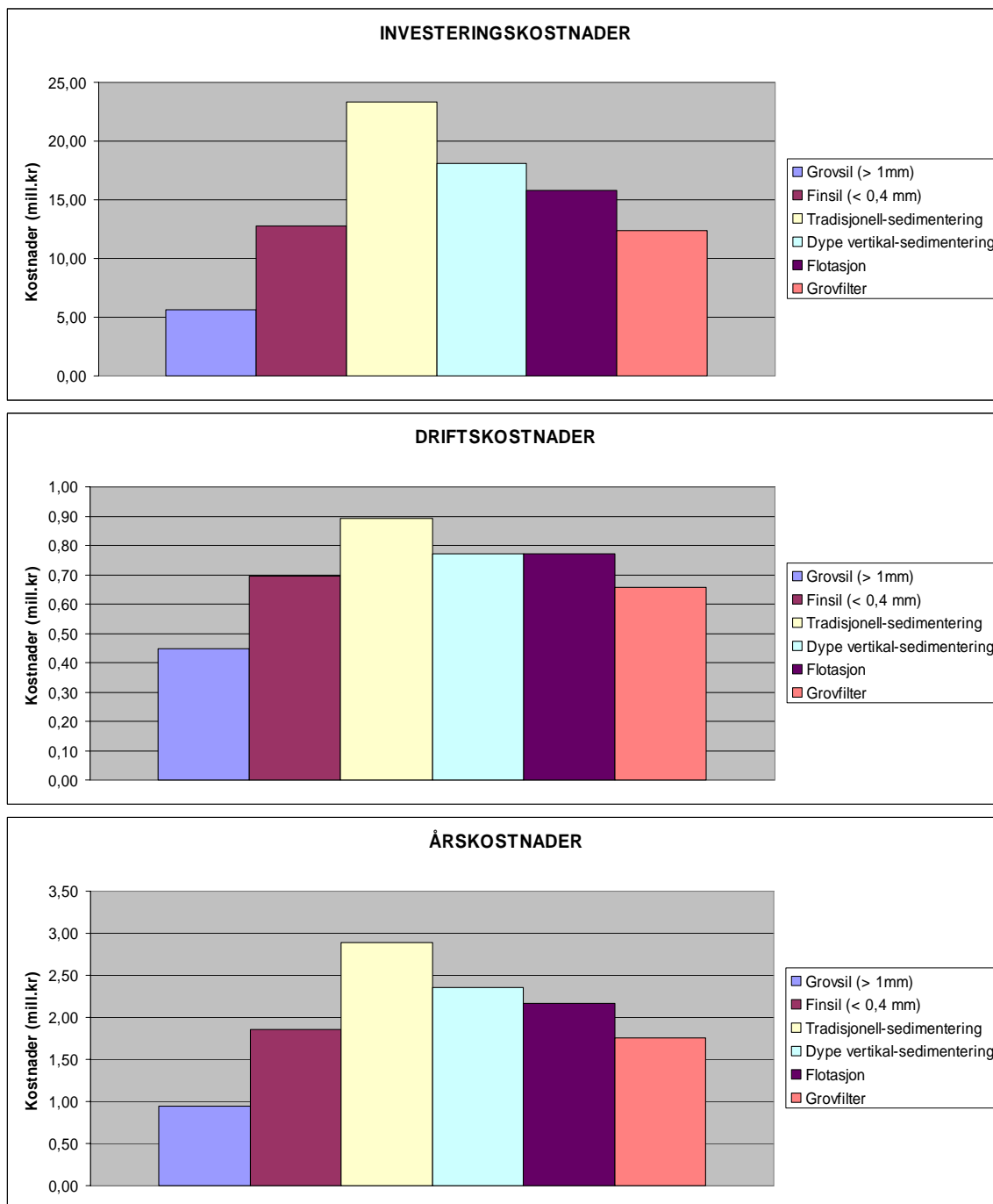
Løsningene basert på sedimentering har svært lik kostnad og om lag den samme som flotasjon. Det er interessant å merke seg at grovfilteranleggene kommer noe bedre ut – dog dårligere enn finsilanleg. Det må imidlertid presiseres at det er denne anleggstypen det knytter seg størst usikkerhet til når det gjelder kostnadsberegningen.

I denne oversikten er alle kostnader knyttet til tømning og håndtering av slam og ristgods fra anleggene ikke med. Heller ikke kostnader knyttet til eventuell polymertilsetting for å bedre rens effekten. Dette ville representert en ekstrakostnad som vist i tabell 7.3.1.

Tabell 7.3.1 Tilleggskostnader for tømning og håndtering av slam og ristgods samt polymerutrustning

Tilleggskostnader			
TEKST	PRIS	ENHET	MERKANDER
Slam deponering		600 kr/tonn	
Tømning av slam		255 kr/m ³	inkl dep avg.
Polymerutrustning 25 000 pe	350 000 kr		
Polymerutrustning 5 000 pe	175 000 kr		
Polymerdosering 25000 pe	110 000 kr/år		Dosering beregnet ut fra 1,0 g/m ³ behandlet avløpsvann
Polymerdosering 5000 pe	25 000 kr/år		Pris 34 kr/kg inkl frakt, ekskl mva

Fig 7.3 viser investerings-, drifts, og årskostnad for de ulike anleggstypene på 25000 pe



Figur 7.3 Beregnede kostnader for anlegg på 25000 pe

7.3.3 Kommentarer til kostnadsdata for anlegg på 25000 pe

Det er interessant at de relative kostnadsforskjellene bli mindre når anlegget blir større. For denne anleggsstørrelsen har faktisk grovsilanlegget lavere årskostnad enn finsil-anlegget. Men som nevnt tidligere knytter det seg størst usikkerhet til kostnadsberegningen av grovsilanlegget.

Sedimenteringsløsningen basert på dype basseng og flotasjonsløsningen er heller ikke vesentlig dyrere enn finsil-løsningen. Selv om denne har lavere årskostnad.

I denne oversikten er alle kostnader knyttet til tømning og håndtering av slam og ristgods fra anleggene ikke med. Heller ikke kostnader knyttet til eventuell polymertilsetning fro å bedre renseseffekten. Dette ville representert en ekstrakostnad som vist i tabell 7.3.1.

