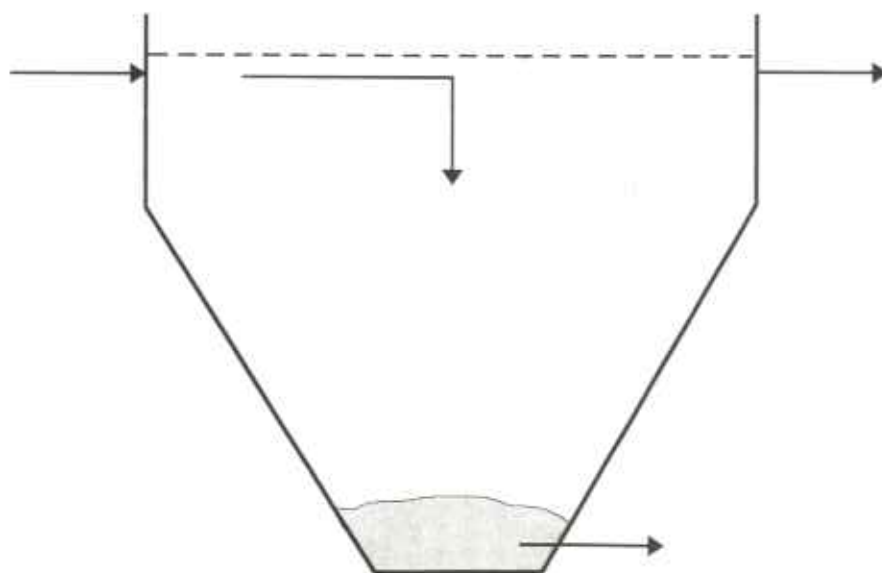


Prosjektrapport

Effektiv partikkelseparasjon innen avløpsteknikken

Strategisk forprosjekt



Norsk VA-verkforening

NORVAR-rapport

Norsk VA-verkforening

Postadresse: Vangsvegen 143, 2300 Hamar
Besøksadresse: Vangsvegen 143, Hamar
Telefon: 62 52 86 50

Rapportnummer:

85 - 1998

Dato:

04.03.1998

Antall sider (inkl. bilag):

89

Tilgjengelighet:

Åpen: x

Begrenset:

edb: word\rap85.doc

Rapportens tittel:

**EFFEKTIV PARTIKKELSEPARASJON INNEN AVLØPSTEKNIKKEN.
Strategisk forprosjekt.**

Forfatter(e):

Steinar K. Nybruket, NORVAR (strategisk del).
Prof. Hallvard Ødegaard, SINTEF (faglig delrapport).

Ekstrakt:

Med effektiv partikkelseparasjon menes her en separasjon av slampartikler i en slamseparasjonreaktor som er mer kompakt enn de tradisjonelt benyttede reaktorene, og som samtidig gir en tilstrekkelig god slamseparasjon til at de aktuelle rensekrav kan overholdes.

Norske kommuner/anleggseiere skal i årene som kommer bygge nye avløpsrenseanlegg og rehabilitere eksisterende anlegg. Når det gjelder nyanlegg, er det særlig kommuner langs kysten som vil få krav om rensetiltak. Det er vanlig at avløpsrenseanlegg bygges med overbygg for å ivareta forhold knyttet til drift og vedlikehold vinterstid, noe som medfører betydelige investeringer og høye driftskostnader bl.a. knyttet til oppvarming og ventilasjon. I denne sammenheng er det interessant å vurdere tekniske løsninger som innebærer bruk av mer effektiv partikkelseparasjon, da de vanlige sedimenteringsbassengene krever store arealer. Norsk avløpsvann er spesielt i den forstand at en relativt stor andel av forurensningene er knyttet til partikler. Dette innebærer muligheter for å kunne ta i bruk nye, effektive separasjonsteknikker. SINTEF har i sin delrapport vurdert ulike typer prosesser/prosess-kombinasjoner som kan være aktuelle for å oppnå mer effektiv partikkelseparasjon. Et utvalg reaktortyper er foreslått valgt ut for utprøving under norske forhold. Felles for alle de reaktortypene som er trukket spesielt frem, er at de kan bygges betydelig mer kompakt enn det som er tradisjonell teknologi og at de kan, med eller uten forbehandling, gi renses effekter som vil tilfredsstille EU-direktivets krav til sekundærrensing.

Det er foreslått en videreføring av forprosjektet i form av utprøving og demonstrasjon av et utvalg løsninger som synes interessante for norske forhold.

Emneord, norske:

avløpsrensing, partikkelseparasjon, effektive løsninger

Emneord, engelske:

Andre utgaver:

ISBN 82-414-0198-1

Førord fra NORVAR

NORVAR har i samarbeid med representanter fra kommuner/anleggseiere, SINTEF og NORMIL 2000, gjennomført et strategisk forprosjekt vedrørende effektiv partikkelseparasjon innen avløpsteknikken.

Prosjektdeltakere fra anleggseiere (referansegruppe):

| | |
|-------------------------------------|---|
| Fra anleggseiere: | |
| VEAS | Pia Ryrjors |
| HIAS | Tor Fjærgård |
| MOVAR | Rolf Magnussen |
| IVAR | Tor I. Kjellesvik |
| Sarpsborg kommune | Tore Nilsen / Øivind Andersen |
| Trondheim kommune | Andreas Ellingsson |
| Bergen kommune | Magnar Sekse / Høgne Hjelle |
| Lillehammer kommune | Steinar Bungum |
| Levanger kommune | Geir Nøstvold |
| Arendal kommune | Per Barth Svendsen |
| | |
| Fra NORVAR: | |
| NORVARs faggruppe for avløpsrensing | Ole Lien, sekretær |
| Prosjektledelse | Steinar K. Nybruket (saksbehandler for miljøteknologi) |
| Fra andre: | |
| NTNU/SINTEF | Prof. Hallvard Ødegaard - utarbeidet faglig rapport, samt deltatt i prosjektmøter |
| Norges Forskningsråd/NORMIL 2000 | Kontaktperson har vært Tor-Petter Johnsen. |

Prosjektet har hatt en økonomisk ramme på kr. 320.000 inkl. kostnad/verdi av anleggseierens reise, møteforberedelse og deltakelse.

Prosjektet ble finansiert med kr. 160.000 i tilskudd fra NORMIL 2000 og egeninnsats fra NORVAR og anleggseierne.

Hamar, den 4. mars 1998

Steinar K. Nybruket

INNHOLDSFORTEGNELSE

Forslag til strategi og tiltak for anleggseiere med sikte på utvikling og utprøving av mer effektive løsninger for partikkelseparasjon.

Sammendrag/anbefalinger

| | | |
|------------|---|----------|
| 1.0 | Prosjektbeskrivelse | 2 |
| 1.1 | Innledning/bakgrunn | 2 |
| 1.2 | Prosjektgjennomføring | 2 |
| 2.0 | Rammebetingelser | 4 |
| 2.1 | Myndighetskrav, generelt | 4 |
| 2.2 | Konkretisering av myndighetskrav | 5 |
| 3.0 | Effektiv partikkelseparasjon | 7 |
| 3.1 | Uva som menes med effektiv partikkelseparasjon | 7 |
| 3.2 | Teknologier og leverandører innenfor partikkelseparasjon | 7 |
| 3.3 | Fordeler og ulemper med ulike løsninger under norske forhold | 8 |
| 3.4 | Pågående utviklingsprosjekter relevante for norske forhold | 9 |
| 4.0 | Forslag til strategi for satsning fremover ut fra anleggseiernes behov | 9 |
| 4.1 | Mer aktiv deltakelse i utviklings- og demonstrasjonsprosjekter | 9 |
| 4.2 | Forslag til utviklings- og demonstrasjonsprosjekter | 11 |
| 4.3 | Mulige finansieringsordninger | 16 |

Vedlegg :

SINTEF-rapport : Effektiv partikkelseparasjon innen avløpsteknikken

Rapport med beskrivelse av rammebetingelser, teknologier, fordeler og ulemper med ulike løsninger, forslag til videre arbeid

(egen innholdsfortegnelse)

Sammenheng/anbefalinger

Med effektiv partikkelseparasjon menes her en separasjon av slampartikler i en slamseparasjonreaktor som er mer kompakt enn de tradisjonelt benyttede reaktorene, og som samtidig gir en tilstrekkelig god slamseparasjon til at de aktuelle rensekrav kan overholdes.

Norske kommuner/anleggseiere skal i årene som kommer bygge nye avløpsrensaneanlegg og rehabilitere eksisterende anlegg. Når det gjelder nyanlegg, er det særlig kommuner langs kysten som vil få krav om rensetiltak. Det er vanlig at avløpsrensaneanlegg bygges med overbygg for å ivareta forhold knyttet til drift og vedlikehold vinterstid, noe som medfører betydelige investeringer og høye driftskostnader bl.a. knyttet til oppvarming og ventilasjon. I denne sammenheng er det interessant å vurdere tekniske løsninger som innebærer bruk av mer effektiv partikkelseparasjon, da de vanlige sedimenteringsbassengene krever store arealer. Norsk avløpsvann er spesielt i den forstand at en relativt stor andel av forurensningene er knyttet til partikler. Dette innebærer muligheter for å kunne ta i bruk nye, effektive separasjonsteknikker.

SINTEF har i sin delrapport vurdert ulike typer prosesser/prosess-kombinasjoner som kan være aktuelle for å oppnå mer effektiv partikkelseparasjon. Et utvalg reaktortyper er foreslått valgt ut for utprøving under norske forhold. Felles for alle de reaktortypene som er trukket spesielt frem, er at de kan bygges betydelig mer kompakt enn det som er tradisjonell teknologi og at de kan, med eller uten forbehandling, gi renseseffekter som vil tilfredsstille EU-direktivets krav til sekundærrensing.

Det foreslås følgende videreføring av forprosjektet:

- Presentere forprosjektet overfor myndigheter, leverandører, Forskningsrådet og SND. Avklare hvordan en best kan gå frem for å utnytte ressursene best mulig.
- I drøftelser med myndigheter fokusere på potensialet for å redusere slamproduksjonen, noe som blir viktigere og viktigere i årene som kommer (slamdisponering i jordbruket vanskeligere).
- Vurdere å etablere et NORVAR-splisclagsprosjekt som har som mål å koordinere satsningen fra anleggseierne på effektive partikkelseparasjonsanlegg. Felles kontakt mot myndigheter, samordnet rapportering og erfaringsformidling.
- Tilskrive SFT/MD og argumentere for at ekstra store tilskudd bør gis til fullskala utprøving (tilsvarende som for nitrogenfjerning).
- Vurdere om det er mulig (tidsmessig og praktisk) å etablere et større prosjekt der kommunene søker om miljøteknologimidler samlet (1441-post 63 -maks. 40% tilskudd) til prosjekter som omfatter større pilotanlegg.
- Satse på å arbeide videre med følgende løsninger (FoU, pilot-anlegg og fullskala):
 - Dype vertikale bassenger med innebygget flokkulering.
 - Slamkontaktbassenger med lamellsedimentering.
 - Sedimenteringsbasseng basert på tilsats av tyngende materiale.
 - Flotasjonsreaktor, spesielt basert på lamellflotasjon.
 - Filtreringsreaktor basert på filtermaterialer.

1.0 PROSJEKT BESKRIVELSE

1.1 Innledning/bakgrunn

De aller fleste avløpsrenseanlegg i Norge er dimensjonert og bygget med grunnlag i dimensjoneringsretningslinjer utarbeidet i regi av SFT på 1970-tallet. Det skal i årene som kommer bygges ut flere anlegg, særlig langs kysten, og mange anlegg skal etter hvert rehabiliteres og eventuelt også få utvidet sin kapasitet.

Myndighetene legger nå opp til en annen type utslippstillatelser enn det kommunene er vant med til nå, nemlig såkalte totalutslippstillatelser. I denne sammenheng sees ledningsnett inkl. overløp og renseanlegg som et hele. Ved utvikling og bruk av modell-verktøy vil kommunene etter hvert få muligheter til å iverksette tiltak slik at en får mest mulig nytte ut av de investeringer som gjøres og av de midler som benyttes innen drift/vedlikehold.

Etter hvert som eksisterende anlegg utvides til også å omfatte flere rensetrinn (nitrogenfjerning) og mer langtgående slambehandling, øker behovet for å utnytte eksisterende arealer og volumer i langt større grad.

Det er gjennomført undersøkelser de siste årene (eks. VEAS og HIAS), som viser at belastningen fra interne strømmer (fra fortykkere, avvanning) utgjør en stor andel av belastningen på anleggene.

På denne bakgrunn er det viktig at anleggseiere ser muligheten av å ta i bruk mer effektive løsninger for partikkelseparasjon, slik at tiltak blir mest mulig kostnadseffektive.

Målet med forprosjektet var:

1. Fremskaffe data om eksisterende teknologier og teknologileverandører innenfor partikkelfjerning som er på markedet.
2. Beskrive fordeler og ulemper med de ulike løsningene sett ut fra eventuelt bruk under norske forhold (avløpsvannets sammensetning, temperatur osv.).
3. Fremskaffe opplysninger om pågående utviklingsprosjekter som er relevante og vurdere aktualitet for norske forhold.
4. Komme med forslag til strategi for satsning fremover sett ut fra anleggseiernes behov.
5. Komme med forslag til hvordan norske anleggseiere skal komme mer aktivt inn i utviklings- og demonstrasjonsprosjekter.
6. Komme med forslag til konkrete forsknings- og utviklingsprosjekter og demonstrasjonsprosjekter.
7. Komme med forslag til hvordan prosjekter kan finansieres (beskrive ulike finansieringsordninger).
8. Komme med forslag til hvilke allianser som kan være aktuelle. Det tenkes her på koblingene : anleggseiere - FoU-miljøer - leverandører.

1.2 Prosjektgjennomføring

Punktvis satt opp er forprosjektet blitt gjennomført slik:

- Det ble avholdt ialt 3 møter under prosjektets gjennomføring :

Møte 1:

Her ble prosjektets gjennomføring, innhold mv. drøftet. Prosjektdeltakerne ble orientert om pågående FoU i regi av NTNU/SINTEF.

Møte 2:

For å få avklart hvilke renskrav som gjelder/kommer langs kysten, ble SFT invitert. Renskrav ble fremlagt og diskutert og dette har dannet grunnlaget for det videre arbeidet.

Møte 3:

NORVARs faggruppe for avløpsrensing hadde fagseminar i Bergen, der renskrav og effektiv partikkelseparasjon var hovedtemaer. NTNU/SINTEF presenterte de viktigste teknologiene og forslag til videre arbeid. Seminaret ble avsluttet med befaring ved et forsøksanlegg som kommunen prøver ut ved Flesland rensenanlegg; "Actiflo-prosessen" for mer effektiv partikkelfjerning. Dette er en av de metodene som forprosjektet har drøftet aktualiteten av for norske forhold.

I tillegg er følgende arbeid gjort i forprosjektet:

- NORVAR utarbeidet forslag til strategi for det videre arbeid med grunnlag i NTNU/SINTEF sine forslag. En foreløpig oversikt over kommuner/anlegg som synes mest interessante å få med i en videreføring ble utarbeidet. Kontakt med fylkesmennenes miljøvernavdelinger ble foretatt for å få en oversikt over hvilke tettsteder som vil få krav de nærmeste årene.
- Kontakt med leverandører
SINTEF har gjennom sitt delprosjekt vært i kontakt med et utvalg leverandører for å få frem grunnlag for sin beskrivelse av de ulike løsningene som er på markedet.

2.0 RAMMEBETINGELSER

2.1 Myndighetskrav, generelt

Myndighetenes utslippskrav er et viktig utgangspunkt for dette prosjektet. I et rundskriv til fylkesmennene har SFT konkretisert minstekravene for rensing av avløpsvann i Norge. Disse minstekravene tar utgangspunkt i EUs avløpsdirektiv, men skiller seg i fra dette på enkelte punkter både når det gjelder tidsfrister og utslippskrav.

Grovt sett kan man si at både SFTs rundskriv og EUs avløpsdirektiv inndeler kravene i 3 hovedgrupper:

- primærrensing
- sekundærrensing
- tertiærrensing

Grovsammenstilling av aktuelle renskrav:

| Resipienter: | Anleggsstørrelse < 10 000 PE | Anleggsstørrelse > 10 000 PE |
|---------------------------------|----------------------------------|-------------------------------------|
| Marine: | | |
| Gode/mindre følsomme | Primær | Sekundær |
| Følsomme | Sekundær | Sekundær + P (90%) eller N (70%) |
| Ferkvann/elve-munninger: | | |
| Mindre følsomme | Sekundær | Sekundær |
| Følsomme | Sekundær + P (90%) eller N (70%) | |

Primærrensing er i begge tilfeller definert som minst 20% BOD₅ - reduksjon og 50% SS-reduksjon, som er typisk det man vil oppnå ved slamavskilling (mekanisk rensing). SFT definerer sekundærrensing som minst 70% BOD₅-reduksjonen og 75% KOF-reduksjon, mens EU har en noe mer omfattende definisjon:

- BOD₅: 25 mg pr. liter eller 70-90% renseseffekt
- KOF: 125 mg pr. liter eller 75% renseseffekt
- SS: 35 mg pr. liter eller 90% renseseffekt (> 10 000 PE)
60 mg pr. liter eller 70% renseseffekt (2000-10000 PE)

I sammenheng med vårt forprosjekt er det i særlig grad kravene til primær- og sekundærrensing som er av interesse. Når det gjelder utslipp til gode og mindre følsomme marine resipienter, sier SFTs minstekrav at utslipp < 10 000 PE som et minimum skal ha primærrensing, mens utslipp > 10 000 PE som et minimum skal ha sekundærrensing. Til følsomme marine resipienter skal i tillegg enten fosfor fjernes (minst 90%) eller også nitrogen (minst 70%).

Når det gjelder utslipp til ferskvann og elvemunninger, så settes det ved utslipp til mindre følsomme områder, et minstekrav om sekundærrensing uavhengig av anleggets størrelse. Fjerning av næringsstoffer (P og eventuelt N-fjerning) kreves ved utslipp til følsomme resipienter. Frist for ferdigstilling av anleggene varierer noe, men er stort sett knyttet til utgangen av år 2000.

Grovt sett kan vi altså si at minstekravet til rensing av avløpsvann i Norge (som EU) er sekundærrensing. Det er gjort noen unntak fra dette, f.eks. utslipp fra < 10 000 PE til gode marine resipienter. Det er også anledning for større utslippere til marine resipienter å få tillatelse til kun primærrensing dersom det kan dokumenteres at utslippet ikke har skadelige virkninger på miljøet. SFT uttaler imidlertid også at man ikke vil være så streng på primærrensekravet, slik at man inntil videre også vil godkjenne siling og tilsvarende selv om kravene til primærrensing ikke overholdes.

2.2 Konkretisering av rensekra

Vi har forsøkt å innhente opplysninger om hvilke rensekra som er gitt eller som sannsynligvis kommer for tettsteder langs kysten. Dette er gjort for å kunne få en oppfatning av hvilken størrelsesorden vi snakker om mht. tiltak innen avløpsrensing fremover.

Det har ikke vært enkelt å få tilbakemeldinger på våre forespørsler, så den oversikten vi presenterer nedenfor må kun betraktes som en anskuelliggjøring av situasjonen.

Oversikt over kra som kommuner langs kysten får/har fått (ikke komplett):

| Tyke/ tettsted | Skal ferdigstilles | Antall PE | Type krav (se neste side) | Merknad |
|---------------------------|-----------------------|--------------|------------------------------|--|
| Rogaland: | | | | Ikke fått inn opplysninger. Ny utslippstillatelse under utarbeidelse for SNJ (Sentralrenseanlegget for Nord-Jæren). |
| Hordaland: | | | | Tidfesting av når evt. det høygradige rensetrinn skal settes i drift vil være avhengig av resultat fra resipientundersøkelser. |
| Odda/Odda sentrum | | 10000 | 3 | |
| Odda/Tyssedal | | 850 | 3 | |
| Osterøy//Lonevåg | | 8000 | Biol./kjem | |
| Bergen/Garnes | | 9200 | 3 | |
| Bergen/Kvernevik | | 25000 | 3 | |
| Bergen Sentrum Nord | | 34500 | 3 | Målig å slippe krav type 3? |
| Bergen/Flesland | | 45600 | 3 | Målig å utvikle løsning mellom 2 og 3 som er godt nok? |
| Bergen/Sentrum Sør | | 87000 | 3 | |
| Sogn- og Fjordane: | | | | |
| Øvre Årdal | | 5000 | | Utslipp til næringsfattig vatn. Ikke avklart rensekra utover mekanisk. |
| Førde | | 12000 | 2 | Ikke avklart, skal gjennomføre resipientvurderinger kommende 2-3 år. |
| forts. ↓ | | | | |

| Fylke/ tettsted | Skal ferdigstilles | Antall PE | Type krav (se neste side) | Merkead |
|------------------------|-----------------------|--------------|------------------------------|---|
| Møre og Romsdal | | | | I følge svar fra Fylkesmannens miljøvernavdeling, skal det ikke bygges anlegg med krav 2-3, kun 1. Man er opptatt av å forbedre sil-anlegg slik at de tar ut mer. * |
| Sør-Trøndelag | | | | |
| Høvringen | 2000 | 15000 | 3 | Fått krav om 85% fjerning av SS. |
| Orkdal/Orkanger | 2000 | 12500 | 3 | |
| Malvik/Saksvikbukta | 2005 | 7000 | 3 | For Malvik og Skaun er ikke endelig tidspunkt for ferdigstilling fastsatt. |
| Malvik/Midtsand | 2005 | 8000 | 3 | |
| Skaun/Buvik | 2005-2010 | 2000 | 3 | |
| Skaun/Børva | 2005-2010 | 2000 | 3 | Mulig å slippe krav type 3 Mulig å utvikle løsning mellom 2 og 3 som er godt nok! |
| Nord-Trøndelag | | | | |
| Røra-Hylla | 1998 | 7500 | 3 | |
| Skogn | 1998 | 6000 | 3 | |
| Namsos by | 1998 | 22500 | 1 | |
| Levanger sentrum | 1999 | 26000 | 3 | |
| Verdal sentrum | 1999 | 16000 | 3 | Mulig å slippe krav type 3 |
| Sjørdal sentrum | 1999 | 17400 | 3 | Mulig å utvikle løsning mellom 2 og 3 som er godt nok! |
| Steinkjer sentrum | 1999 | 31000 | 3 | |
| Straumen | 1999 | 2800 | 3 | |
| Malm | 2000 | 2100 | 3 | |
| Trones | 2000 | 1000 | 3 | |
| Aust-Agder | | | | |
| Lillesand | | | 3 | Kjemisk anlegg i drift. |
| Arendal | 01.07.99 | 44000 | 3 | 90% P eller 75% P/ 30% N |
| Tvedestrand | | | 3 | Biol./kem. anlegg bygget. |
| Risør | 01.07.99 | 6000 | 3 | 90%P eller 75% P/70%N , evt. som for Arendal ? |
| Grimstad | | | 3 | Bio-P-anlegg i drift. Krav 90%P eller 75%P/70%N. |
| Vest-Agder | | | | |
| Flekkefjord | | | | |
| Farsund | | | | |
| Mandal | | | | |
| Lyngdal | | | | |
| Kristiansand | | | 3 | Odderøya i drift, kjemisk. |
| Telemark | | | | |
| Kragerø | | | | |
| Langesund | | | | |
| Porsgrunn/Skien | | | 3 | Knarrdalsstrand i drift. Kjemisk. |
| Heistad | | | 3 | Heistad r.a. i drift. Kjemisk m/flotasjon. |

Forklaring:

- 1: Primærrensing
- 2: Sekundærrensing
- 3: Sekundærrensing med P-fjerning (mer enn 90%)

* EUs rensekraft og reduksjon av BOD5 på minst 20% og SS minst 50%.

3.0 EFFEKTIV PARTIKKELSEPARASJON

3.1 Hva som menes med effektiv partikkelseparasjon

Vi har i dette forprosjektet diskutert metoder for å oppnå mer "effektiv partikkelseparasjon" innen avløpsrensingen som har munnet ut i anbefalinger med hensyn til hvilke metoder og teknikker som bør utprøves videre.

Med effektiv partikkelseparasjon menes her en separasjon med slampartikler i en slamseparasjonreaktor som er mer kompakt enn de tradisjonelt benyttede reaktorane, og som samtidig gir en tilstrekkelig god slamseparasjon til at de aktuelle rensekraft kan overholdes.

Mer konkret:

effektiv partikkelseparasjon i kompakte anlegg som gir:

- ⇒ tilstrekkelig renseseffekt med hensyn til de parametre som er benyttet i konsesjonene (SS, BOD/COD, TOT-P, etc.)
- ⇒ lav slamproduksjon
- ⇒ lav enhetskostnad for rensing (kr. pr. m³)

3.2 Teknologier og leverandører innenfor partikkelseparasjon

SINTEF har gjennomgått og vurdert teknologier inkl. leverandører. For nærmere detaljer vises det til **SINTEF sin rapport i vedlegg**.

I tabellen på neste side har vi satt opp en grov oversikt over teknologileverandører og aktuelle teknologier.

| Leverandør ↓ | Aktuell teknologi | Merknad |
|--|--|---|
| GTV/Kruger | Actiflo-prosessen. | Koagulanter, mikrosand, sedimentering/lameller. Kan gi svært kompakte anlegg. |
| Degremont | Densadeg | Slamkontaktbasseng med lamellsedimentering. |
| Anglian Water/ Kaldnes Miljøteknologi | Dype vertikale basseng med innbygget flokkulering. | VFAS har bygget slik anlegg i egen regi med ekstremt dype basseng. Anglian Water/Kaldnes Miljøteknologi i gang med forsøk ved Høvringen r.a. sammen med SINTEF. |
| Anglian Water/Purac | Flotasjonsreaktor, basert på lamellflotasjon. | Teknologi som ikke er prøvd på avløpsvann. Er en videreutvikling av tradisjonell flotasjonsteknikk. Kan muligens operere med mye høyere overflatebelastning. |
| Kaldnes Miljøteknologi | Filterreaktor. | Er i gang med å utvikle et egnet filtermedium med grunnlag i erfaringer fra pilot-anlegg ved Høvringen. |
| Purac, Kværner, Flotek, Brødrene Dahl, Henniksen Mek. Verksted, mfl. | Flotasjonsanlegg | Det er mange leverandører av flotasjonsanlegg. Det er ikke gjort forsøk med koagulering i stedet for kjemisk felling. |
| Norsk Leca | Filterreaktor | Medium basert på Leca Filtralite kan være aktuelt, men er ikke tilgjengelig pr. i dag. |

3.3 Fordeler og ulemper med ulike løsninger under norske forhold.

SINTEF har i sin delrapport (se vedlegg) beskrevet utfyllende fordeler og ulemper med de forskjellige teknologiene/løsningene sett ut fra bruken av dem under norske forhold.

De faktorer som er mest viktige i denne sammenheng er :

- Renseeffekt i forhold til utslippskrav.
- Slamproduksjon
- Fleksibilitet
- Kostnader

Basert på disse faktorer har SINTEF kommet med anbefalinger for videre arbeid. Det vises til vår beskrivelse i pkt. 4.0.

3.4 Pågående utviklingsprosjekter relevante for norske forhold.

Ut fra SINTEF sin delrapport og annen tilgjengelig kunnskap, vil vi kort nevne følgende steder der det pågår og/eller planlegges prosjekter som har relevans for forprosjekt og en videreføring av dette:

- VEAS-løsningen med svært dype bassenger. Har gjennomført diverse utbedringer og forsøk - også bruk av lameller.
- Bergen kommune, har under avslutning et større pilot-forsøk med bruk av Actiflo-teknologien.
- SINTEF i samarbeid med Trondheim kommune gjennomfører forsøk med vertikalstrømningsbasseng med innebygget flokkulering.
- SINTEF i samarbeid med Trondheim kommune kjører forsøk med grovfiltreringsreaktor, der Kaldnes Miljøteknologi er inne på leverandørsiden.
- Svelvik kommune har bygget og satt i drift Bokerøya renseanlegg, der Henriksen Mek. Verksted A/S har levert flotasjonsanlegget. Anlegget er bygget med kombinasjonen kalkfelling og flotasjon. Hvorvidt dette er interessant sett i forhold til definisjonen på effektiv partikkelseparasjon i dette forprosjektet er ikke vurdert nærmere. Driftserfaringer fra anlegget vil komme i 1998 og relevans til effektiv partikkelseparasjon vil da kunne vurderes.

4.0 FORSLAG TIL STRATEGI FOR SATSNING FREMOVER - UT FRA ANLEGGSEIERNES BEHOV

4.1 Mer aktiv deltakelse i utviklings- og demonstrasjonsprosjekter.

Status i dag:

Tradisjonelt er det vel slik at kommuner i stor grad satses på velutprøvde løsninger og ikke ser seg tjent med/er motivert for å ta risiko. Situasjonen er den samme for de konsulenter som kommunene engasjerer - hva skulle være motivasjonen for disse til å anbefale ikke-utprøvde løsninger?

Generelt sett kan vi si at norske kommuner/anleggseiere, bortsett fra de aller største, i liten grad deltar i utviklings- og demonstrasjonsprosjekter. Innenfor det som er relevant for dette prosjektet, har vi nedenfor satt opp en oversikt over noen anleggseiere som har bidratt aktivt. Oversikten er ikke komplett, den er kun ment som eksempel på aktive anleggseiere.

| Kommune/anleggseier ↓ | Kort beskrivelse av aktivitet |
|--------------------------|---|
| VEAS | Har bygget svært dype bassenger og gjort mange forsøk for å optimalisere utfelling og avskilling av partikler. Videre har VEAS gjennomført et miljøteknologiprojekt i samarbeid med Algas med Microfilter. |
| Trondheim kommune | Kjører forsøk/pilot i 1997 i samarbeid med SINTEF. Forsøk med grovfilter-system. Forsøk med dypt vertikalstrømningsbasseng med innebygget flokkulering. |

| Kommune/anleggseier: ↓ | Kort beskrivelse av aktivitet |
|---------------------------|--|
| Bergen kommune | Gjennomfører i 1997 et større pilotprosjekt støttet av SFT med miljøteknologimidler med Actiflo-prosessen. |
| MOVAR | Deltok i utprøving av Algas-filte ved Kambo rensenanlegg. Kværner/Algas-prosjekt med støtte fra SFT. |
| Arendal kommune | Har kjørt pilotprosjekt sammen med SINTEF med mål å få mer kompakt sedimentering. |
| Svelvik kommune | Bokerøya rensenanlegg. Henriksen mek.verksted A/S har levert flotasjonsanlegg. Bruk av kalk. |
| Nærøy kommune | Har deltatt aktivt i utprøving av Salsnes Filter m/kjemisk felling ved Kolvereid rensenanlegg. |

Satsning fremover:

I hvilken grad norske anleggseiere skal/bør engasjere seg i utviklings- og demonstrasjonsprosjekter er nært knyttet til hvilke rensekraav som de enkelte anlegg får og tidsperspektivet for det som skal gjennomføres.

I en situasjon der myndighetenes rammebetingelser ikke er entydig klare, kan det bli vanskelig å motivere for aktiv deltakelse. Vi har nedenfor satt opp noen punkter som vi mener er relevante i forhold til videre arbeid:

- ⊙ Tiden med statstilskudd til "alle" kommunale prosjekter er forbi. Nå må den kommunale VA-sektoren selv ta ansvar for utviklingen på området.
- ⊙ For å få kommuner/anleggseiere mer aktivt med i utviklings- og demonstrasjonsprosjekter innen effektiv partikkelseparasjon, mener vi det er riktig å satse på miljøer med kompetanse og kapasitet til å gjennomføre prosjekter av denne type.
- ⊙ Vi har svært mange små kommuner i Norge med liten/begrenset kunnskap og kapasitet og det vil derfor være hensiktsmessig å satse på mer aktiv bruk av etablerte kompetansemiljøer som f.eks.driftsassistanser. Videre kan det være hensiktsmessig å utvikle slike regionale kompetansesentra i områder der slike ikke finnes (i et lengre tidsperspektiv).
- ⊙ Teknisk sektor i kommunene må motiveres til å ta risiko ved at gode eksempler blir kjørt frem. Her vil NORVAR ha en sentral rolle gjennom sine faggrupper og bruk av VA-torget på Internett.

forts. ↓

- ⊙ Norske kommuner/anleggseiere bør i sterkere grad enn i dag utarbeide kravspesifikasjoner/funksjonskrav for løsninger som presenteres for aktuelle leverandører og som kan inngå i grunnlag for søknader om tilskudd til SFT/MD og andre. Dette forutsetter at myndighetskravene foreligger og er forutsigbare.
- ⊙ NORVAR/anleggseiere bør utvikle samarbeidsopplegg med SINTEF og andre FoU-miljøer der dr.ing.kandidater blir trukket inn i utviklings- og demonstrasjonsprosjekter.

4.2 Forslag til FoU og utviklings- og demonstrasjonsprosjekter.

SINTEFs påpeker i sin rapport (vedlegg) bl.a.:

For å tilfredsstillende EUs avløpsdirektiv og dermed SFTs minstekrav vil det i de nærmeste år bli bygget en rekke anlegg for byer og tettsteder med utslipp til marine farvann. Selv om mange av de aktuelle resipientene ikke tilsier behov for fosforfjerning, vil kjemisk rensing være en meget aktuell metode med den type avløpsvann som vi har i Norge.

Ved tradisjonell kjemisk rensing er det to prosesser som foregår samtidig, nemlig en utfelling av fosfor og en koagulering av partikler. **Når fosforfjerning ikke er målet, kan koaguleringsprosessen prioriteres for å oppnå en høy grad av partikkel fjerning.** Ved å benytte ingen, eventuelt en lav dose av metallsalt samt dosere en organisk, kationisk polymer for å få istand koagulering, blir slamproduksjonen liten i forhold til tradisjonell kjemisk felling.

Med bakgrunn i den situasjonen vi står ovenfor i Norge, har vi i dette forprosjektet lagt vekt på å analysere teknikker som i særlig grad er aktuelle ved direkte partikkelseparasjon. Teknikker som benyttes for finpolering av rensresultat i midten eller i slutten av en avansert renseprosess har vi valgt å holde utenfor, fordi vi anser at det allerede eksisterer en betydelig kompetanse på dette området.

Når det gjelder betydningen av det prosjektet som vi her arbeider med, kan følgende forhold anføres som spesielt interessante:

- Kan man gjennom "effektiv partikkelseparasjon" klare kravene til sekundærrensing uten å gå via biologisk rensing, som utvilsomt er utgangspunktet for EU-direktivets krav?
- Kan man klare kravet til sekundærrensing ved hjelp av "effektiv partikkelseparasjon" uten å produsere så mye slam som man gjør ved tradisjonell kjemisk felling?
- Er det hensiktsmessig å utvikle reaktorer for partikkelseparasjon som vil kunne brukes både for primærrensing, sekundærrensing og forsåvidt også tertiærrensing?

SINTEF påpeker videre i sin rapport at de totale investeringer som skal gjøres for å tilfredsstille kravet om sekundærrensing, er langt større enn det som skal investeres i nitrogenfjerning. Det er derfor viktig at norske anleggseiere som står foran utbygging av renseanlegg i de nærmeste årene, går sammen i arbeidet med å utvikle og demonstrere mer effektive løsninger for å tilfredsstille myndighetenes krav.

NORVAR vil med bakgrunn i dette anbefale følgende strategier:

1. I samarbeid med leverandører og FoU-organer gjennomføre FoU-arbeid for å utvikle bedre løsninger.
2. NORVAR/anleggseiere bør utarbeide kravspesifikasjoner/funksjonskrav for utstyr tilpasset de rensekra­v som myndighetene har satt eller trolig vil sette fremover.
3. NORVAR/anleggseiere bør utarbeide en beskrivelse for hvordan utviklings- og demonstrasjonsprosjekter bør gjennomføres. Dette er ønskelig for å kunne sammenligne oppnådde resultater og få en noenlunde ensartet dokumentasjon/rapportering.
4. Gjennomføre pilotforsøk med de teknologier som synes mest interessante, med mål å gi grunnlag for eventuell utprøving i fullskala dersom resultatene tilsier at løsningene er interessante for norske forhold. Pilotanleggene bør være av en viss størrelse slik at man er sikret at løsningene også fungerer i fullskala. Dette er også viktig mht. å oppnå tilskudd fra myndighetene (miljøteknologistøtte).
5. Bygge fullskala demonstrasjonsanlegg for å få verifisert løsningene med hensyn til driftsforhold, kostnadseffektivitet mv.
6. Drøfte med myndighetene (SFT og miljøvern­avdelinger) muligheter for å gi de kommuner som ønsker å delta i denne type prosjekter fristutsettelse for ferdigstillelse av anlegg for å dra nytte av planlagt FoU og demonstrasjonsanlegg.
7. Påvirke statlige myndigheter til å videreføre tilskuddsordningen på statsbudsjettets kap. 1441- post 63 - til å delfinansiere demonstrasjonsprosjekter (store pilot-anlegg og fullskala demonstrasjonsanlegg).
8. Under ellers like forhold bør kommunene forlange å bli behandlet likt. NORVAR bør bistå kommunene med å fremme sine saker overfor myndighetene (fylkesmannen) i tilfeller der kommunene føler seg ulikt eller urettferdig behandlet.
9. NORVAR bør gå mer aktivt ut og gjøre kjent de løsninger og erfaringer som innebærer mer kostnadseffektive løsninger.

Ettersom myndighetene heretter synes å fokusere på kommunenes ansvar med å dokumentere behov/ikke behov for rensetiltak, burde kommunene i fellesskap utarbeide en

beskrivelse av hvordan resipientundersøkelser skal gjennomføres (innhold, omfang, varighet, parametre, vurderingskriterier mv.).

Hvis det skal være opp til hver kommune (og konsulent) å planlegge og gjennomføre denne type undersøkelser, mener vi at konklusjonene kan bli svært forskjellig - selv ved noenfunde samme resipientforhold. Det er, så langt vi kjenner til, utviklet modellverktøy som trolig kunne benyttes som hjelpemiddel i denne type arbeid (Dansk Hydraulisk Institutt, MIKE 11-modellen). Det bør vurderes om bruk av denne type verktøy burde prøves ut i en kommune som et demonstrasjonsprosjekt.

Vi har nedenfor forsøkt å oppsummere utgangspunkt og hovedpunkter i forslag til videre arbeid.

RAMMEBETINGELSER/MYNDIGHETSKRAV

- ◆ SFTs minstekrav til rensing.
- ◆ EUs avløpsdirektiv.
- ◆ Anlegg < 10.000 PE ved gode/mindre følsomme resipienter ⇒ primærrensing.
- ◆ Anlegg > 10.000 PE ved gode/mindre følsomme resipienter ⇒ sekundærrensing.
- ◆ Mindre følsomme/ferskvann/elvemunninger ⇒ sekundærrensing.
- ◆ Til følsomme marine resipienter skal det enten fjernes fosfor eller også nitrogen.
- ◆ Grovt sett er minstekravet til rensing sekundærrensing, med unntak av anlegg < 10.000 PE til gode marine resipienter. Det er også mulig for større utslipp til marine resipienter å få tillatelse til primærrensing, dersom det kan dokumenteres at utslippet ikke har skadelige virkninger.
- ◆ De endelige krav overfor kommunene avgjøres i fylkenes miljøvernavdelinger. Det er lagt opp til at kommunene må dokumentere resipientforholdene og så blir rensekrav satt ut fra resipientkvalitet.



NORSK AVLØPSVANN/NORSKE ANLEGG

- ◆ Avløpskvaliteten medfører at anlegg basert på direkte partikkelseparasjon er fordelaktig.
- ◆ Mange anlegg som skal bygges langs kysten planlegges nå med bruk av primærfelling (kjemisk felling). Store slammengder.
- ◆ Overbygde anlegg medfører store anleggsinvesteringer hvorav partikkelsepareringen utgjør en stor del. Medfører også store driftskostnader i form av varme- og ventilasjon. På sikt skal eksisterende kjemiske anlegg øke sin kapasitet og/eller ombygges til kjemisk/biologiske anlegg - her er det et potensiale for mindre arealkrevende anlegg.



MÅLSETTINGER FOR VIDERE ARBEID

- ◆ Utvikle partikkelseparasjonsløsninger i kompakte anlegg som gir tilstrekkelig renseeffekt, lav slamproduksjon og lavest mulig rensekostnader.

- ◆ Utvikle og demonstrere at effektive partikkelseparasjons-løsninger kan klare kravene til sekundærrensing uten å gå via biologisk rensing.
- ◆ Utvikle og demonstrere effektive partikkelseparasjons-løsninger som kan klare kravene til sekundærrensing uten å produsere så mye slam som man gjør ved tradisjonell kjemisk felling.
- ◆ Utvikle partikkelseparasjonsreaktorer som kan brukes både for primærrensing, sekundærrensing og tertiærrensing.



STRATEGIER FOR VIDERE ARBEID

- ⇒ Videreføre forprosjektet ved at anleggseiere deler på totalkostnaden ved den totale informasjonsinnhenting.
- ⇒ Gjennomføre et utvalg større pilotforsøk i samarbeid med teknologileverandører. Med grunnlag i erfaringer fra disse utarbeides det et opplegg for ytterligere pilotanlegg.
- ⇒ Få kommuner/anleggseiere til å satse på bygging av effektive separasjonsanlegg i fullskala.
- ⇒ Unytte mulige offentlige finansieringsordninger på området. Drøfte spesielt med SFT/MD om muligheter for å få ekstra store tilskudd (tilsvarende som for nitrogenfjerning) til de kommuner/anlegg som satses på fullskala utprøving av kompakte anlegg.
- ⇒ Utvikle kravspesifikasjoner for nye anleggstyper som kan gi grunnlag for FoU-samarbeid mellom anleggseiere, SINTEF/NINU (og evt. andre) og leverandører.
I større grad enn i dag benytte diplomstudenter og dr.ing.kandidater.



TILTAK/HANDLINGSPLAN

- Presentere forprosjektet overfor myndigheter, leverandører, Forskningsrådet og SND. Avklare hvordan en best kan gå frem for å utnytte ressursene best mulig.
- I drøftelser med myndigheter fokusere på potensialet for å redusere slamproduksjonen, noe som blir viktigere og viktigere i årene som kommer (slamdisponering i jordbruket vanskeligere).
- Vurdere å etablere et NORVAR-spleiselagsprosjekt som har som mål å koordinere satsningen fra anleggseierne på effektive partikkelseparasjonsanlegg. Felles kontakt mot myndigheter, samordnet rapportering og erfaringsformidling.
Tilskrive SFT/MD og argumentere for at ekstra store tilskudd bør gis til fullskala utprøving (tilsvarende som for nitrogenfjerning).
- Vurdere om det er mulig (tidsmessig og praktisk) å etablere et større prosjekt der kommunene søker om miljøteknologimidler samlet (1441-post 63 -maks. 40% tilskudd) til prosjekter som omfatter større pilotanlegg.

forts: ↓

- Satse på arbeide videre med følgende løsninger (FoU, pilot-anlegg og fullskala):
 - Dype vertikale bassenger med innebygget flokkulering.
 - Slamkontaktbassenger med lamelldimentering.
 - Sedimenteringsbasseng basert på tilsats av tyngende materiale.
 - Flotasjonsreaktor, spesielt basert på lamellflotasjon.
 - Filtreringsreaktor basert på filtermaterialer.



Sammenstilling av forslag til løsninger som det bør arbeides videre med:

| ↓ | Anbefalte løsninger for videre arbeid | Supplerende opplysninger | Leverandør /andre merknader |
|---|---|---|--|
| A | Dype vertikale bassenger med innebygget flokkulering. | VEAS i drift med svært dype basseng. Forsøk pågår ved Høvringen. | Utviklet av VEAS. Anglian Water/Kaldnes Miljøteknologi, Trondheim: krav om 85% SS-reduksjon. |
| B | Slamkontaktbassenger med lamelldimentering | Hva kan oppnås med polymer alene eller i kombinasjon med lav dose av metallsalt? | Degremont (type Densadeg). Stort anlegg under bygging i Frankrike, i drift i 1998. |
| C | Sedimenteringsbasseng basert på tilsats av tyngende materiale | Bør utprøves som eneste rensemetode ved utslipp til gode sjøresipienter. | Flere typer, mest aktuell er Krüger med sin Actiflo-prosess. Stor pilot under utprøving i Bergen 1997/98. |
| D | Flotasjonsreaktor, spesielt basert på lamellflotasjon | Mangler utprøving av flotasjon ved bruk av koagulerings-prosess. | Anglian Water/Purac. |
| E | Filtreringsreaktor basert på grovt filtermateriale. | SINTEF gjennomfører 1997/98 forsøk ved Høvringen r.a. Mangler forsøk med tilsats av polymer. | Diskontinuerlig prosess. <ul style="list-style-type: none"> • Kaldnes Miljøteknologi er i gang med å utvikle et større filtermateriale. • Leca Filtrate kan også være aktuell. |

Ad. løsning A:

SINTEF antyder at det bør være et mål i første omgang å utvikle en løsning med 4 m/h i overflatebelastning ved Q_{dim} uten bruk av lameller, da VEAS-resultater er vurdert til ikke å være oppnåelig generelt. Fra anleggseiersiden er det påpekt at ambisjonsnivået kanskje burde være noe høyere i et utviklingsprosjekt, sett i forhold til de løsninger som allerede er på markedet.

Denne løsningen har den fordelen at den fungerer rimelig godt også uten kjemikaliedosering, noe som iflg. SINTEF innebærer at anleggseier kan velge å drive anlegget uten dosering eller med lav dose (evt. bare polymer) i perioder med lave SS-konsentrasjoner i innløpsvannet. Her ligger det et potensiale for innsparinger i kjemikalier og mindre slamproduksjon.

Ad. løsning E:

Krav til SS-reduksjon kan muligens oppnås uten bruk av kjemikalier eller biologisk forbehandling. Videre forsøk bør også avklare:

- hydrauliske belastningsbegrensninger
- forbedringspotensiale ved bruk av kjemikalie eller biologisk forbehandling.
- praktiske driftsrutiner og kostnader.

4.3 Mulige finansieringsordninger

Vi har nedenfor forsøkt beskrevet de mulige finansieringsordninger/løsninger som kan tenkes benyttet for å få til en videreføring av forprosjektet.

Mulige finansieringsordninger/løsninger for å igangsette FoU og demonstrasjonsprosjekter innen effektiv partikkelseparasjon.:

| Ordning/løsning | Kort beskrivelse | Merknader |
|--|--|--|
| MD/SFT- miljøteknologimidler ("Kommune-ordningen"). Statsbudsjettet kap. 1441- post 63 | Kommuner/anleggseiere kan søke. Må ha med leverandør som samarbeidspartner. Tilskudd til den delen av et prosjekt som anses å være utprøving av noe nytt. | Søknad 1 gang årlig, normalt frist ca. 1. februar. Inntil 40% tilskudd. Kommunal egeninnsats godtgjøres med 260 kr./t. Overføringsverdi til andre kommuner vektlegges. Denne ordningen er den mest aktuelle for større pilotanlegg og fullskala-anlegg. |
| MD/SFT- miljøteknologimidler ("Bedriftsordningen") 1441-post 70. statsbudsjettet | Tilsvarende som ovenfor, men det er leverandøren som er den aktive part og som er søker. | En god del prosjekter ble finansiert gjennom denne ordningen i perioden 1990-1996. Denne ordningen er ikke aktuell lenger innenfor kommunalt avløp. |
| Norges forskningsråd NORMIL 2000 | Målet med programmet er å styrke miljøteknologinæringen og øke verdiskapningen og eksportinntektene i denne sektoren. Leverandør-orientert. | Ikke midler i 1998 og små muligheter i 1999, m.a.o liten aktualitet. I hovedsak teknologileverandører som kan søke. |
| Miljøfondet | Skal administreres via SND. Risikolån. | Opplegg for hvordan dette skal styres og prioriteres er ikke avklart. Trolig lite aktuelt for delfinansiering av prosjekter innen VA. |
| SND | Leverandør søker om midler. Samarbeidsprosjekt mellom problemetier, leverandør og SND. Offentlige utviklingskontrakter. | Trolig liten aktualitet. |
| NORVAR Spleiselag | NORVAR organiserer spleiselag. En kommune er vertskommune. De øvrige deltakere oppnår kompetanse-oppbygging. | Denne er aktuell for å finansiere et eller flere referanseprosjekter med mål å formidle kunnskaper som fremkommer under gjennomføring av demonstrasjonsprosjekter. |

Nærmere beskrivelse av mulige finansieringsordninger:

Statsbudsjettet, kap. 1441-post 63 (Opprydding innen avløpssektoren).

For kommuner og interkommunale selskaper er det mulig å søke en gang pr. år (normalt er fristen i februar, dette blir kunngjort via rundskriv fra Miljøverndepartementet). Posten i statsbudsjettet er kap. 1441-post 63. For 1998 regner vi med at statsbudsjettet vil innebære muligheter for å oppnå ekstra støtte til prosjekter som har stor overføringsverdi til andre anleggseiere og som har leverandører av utstyr/tjenester aktivt med i prosjektet.

I 1997 var det mulig å oppnå inntil 40% tilskudd fra SFT og midlene administreres av Norges Kommunalbank.

NORVAR får søknadene til vurdering, der vi med grunnlag i en sjekklister fra SFT sjekker om søknadene inneholder tilstrekkelig informasjon, samt at det som det søkes om dekker behov som kommuner/anleggseiere har. Vi kommer med anbefalinger overfor SFT, det er SFT som tar beslutningen om prosjektene skal støttes eller ikke.

Noen viktige forhold som en bør være oppmerksom på:

- Det er kommunen/anleggseieren som søker om midler og som er ansvarlig for prosjektets gjennomføring. I dette ligger det at kommunen må ha et eierforhold til prosjektet og det ivaretas best ved at det er kommunen som er den mest aktive part - holdningen må være: dette er en løsning som vi synes ser spennende ut og som vi gjerne vil delta i utprøvingen av! Et slik engasjement er selvfølgelig ikke til hinder for at selve prosjektbeskrivelsen føres i pennen av en konsulent.
- Det ligger i sakens natur at denne type prosjekter skal innebære en viss risiko for kommunen og leverandøren - for hvorfor skulle det ellers være nødvendig med ekstra stor støtte fra staten?
- Prosjektene finansieres gjerne ved at kommunen i tillegg til investeringsmidler også kan gå inn med egeninnsats (kr. 260,- pr. time godtas). Tilsvarende kan leverandør og evt. konsulent gå inn med egeninnsats, da med gjeldende timesats som benyttes ellers.
- Tilskuddet blir først utbetalt etter at prosjektet er avsluttet og ferdig rapportert, dvs. det utbetales ikke midler fra Norges Kommunalbank på forskudd eller som delutbetalinger i prosjektperioden.
- Det skal være med en leverandør i prosjektet, da det forutsettes at miljøteknologimidler skal gi næringsutvikling. Etter at teknologien er demonstrert gjennom prosjektet skal leverandøren med referanse til prosjektet markedsføre løsningen til andre kommuner, evt. etter at nødvendige forbedringer er gjort.
- Det er fordelaktig at prosjektene rapporteres av en uavhengig instans.
- Når det gjelder type prosjekter, så gjelder det generelt at prosjektene skal forbedre miljøet innen kommunal avløpshåndtering og gi teknisk/økonomisk bedre løsninger.

- Prosjekter som kun innebærer import av nytt utstyr og som ikke skal produseres i Norge etter en evt. demonstrasjon/utprøving, er lite aktuelle.

NORVAR har utarbeidet en mal for hvordan denne type prosjekter bør utformes for å få frem nødvendige opplysninger, lette arbeidet med saksbehandling/vurdering av prosjektene osv.

NORMIL 2000 - Norges Forskningsråd.

NORMIL 2000 er Forskningsrådets satsning på utvikling av miljøteknologi som næringsområde. Miljøteknologi er definert som "produkter, prosesser og tjenester hvis hovedformål er å forhindre eller redusere miljøbelastninger". Dette betyr at programmet støtter prosjekter knyttet til rensing av utslipp til luft og vann, rensing av drikkevann, håndtering av avfall samt miljøovervåking.

NORMIL 2000 er næringslivets program og skal støtte prosjekter der resultatene gir økt inntjening for norske bedrifter på kort eller lang sikt. Det oppfordres til prosjektsamarbeid mellom næringslivet og forskningsinstitutter, universiteter og høyskoler.

Målsettingen med NORMIL 2000 er å styrke miljøteknologinæringen og øke verdiskapningen og eksportinntektene i denne sektoren og det er satt opp følgende delmål:

- Fremme forretningsmessig lønnsomme miljøteknologiske produkter og tjenester i nåværende og nye markeder.
- Fremme nye teknologiske løsninger på nasjonalt og/eller internasjonalt prioriterte miljøutfordringer.
- Stimulere til samarbeid om utvikling av komplette systemløsninger.
- Styrke industriens og forskningsinstituttene satsning på langsiktig kompetanseoppbygging.

Eksempler på støttede prosjekter:

- Lettklinkerbasert renseteknologi - Norsk Leca A/S.
Samarbeidsprosjekt med Jordforsk og SINTEF der Leca-materialets absorpsjonsegenskaper for ulike typer forurensning undersøkes.
- Tørring og behandling av kloakkslam - Kværner Eureka A/S.
Målet med dette prosjektet er å øke anvendelsen av slam i landbruket ved å utvikle en tørke- og granuleringsprosess i samarbeid med NLH.
- Hydroslugde, bruk av termisk hydrolyse - Cambi A/S.
Utvikling og utprøving av teknologi for håndtering av våtorganisk avfall og slam.

NORMIL 2000 - aktualitet mht. effektiv partikkelseparasjon.

Vi har drøftet med Norges forskningsråd om hvilke muligheter som foreligger relatert til vår foreslåtte videreføring

NORMIL 2000- programmet har foreløpig ikke ledige midler for 1998, men det arbeides med å få det til. For 1999 og år 2000 ser situasjonen bedre ut.

Hvordan søknader skal utformes er avhengig av omfanget av prosjekter. Ved større prosjekter bør normalt SND og Miljøfondet trekkes inn.

Både kommuner/anleggseiere som brukere av "miljøvennlig teknologi" og bedrifter som utviklere kan være aktuelle søkere. Miljøfondet er i første omgang en låneordning som vil måtte knyttes til investeringer, men som også kan dekke videreutvikling.

Det er ingen tidsfrister.

Kontaktperson : programkoordinator Tor-Petter Johnsen, Norges forskningsråd, tlf.

22037426, fax: 22037307.

e-mail: tor-petter.johnsen@nfr.no

NORVAR organiserer spleiselag

Denne måten å finansiere prosjekter på er nok kun aktuell i tilknytning til å finansiere en eller annen form for etablering/drift av et referanseprosjekt med mål å formidle kunnskaper/erfaringer fra prosjekter som måtte komme i gang.

EFFEKTIV PARTIKKELSEPARASJON INNEN AVLØPSTEKNIKKEN

Rapport utarbeidet av SINTEF, Bygg og miljøteknikk

Prosjektleder: Professor Hallvard Ødegaard



SINTEF Bygg og miljøteknikk
Vannrensing og VA

Postadresse: 7034 Trondheim
Besøksadresse: Klæbuveien 153
Telefon: 73 59 24 18
Telefaks: 73 59 23 76

Foretaksregisteret: NO 948 007 029 MVA

SINTEF RAPPORT

TITTEL

**EFFEKTIV PARTIKKELSEPARASJON I
AVLØPSRENSING**

FORFATTER(E)

Hallvard Ødegaard

OPPDRAGSGIVER(E)

NORVAR

| | | | |
|---|-------------------------------|---|--|
| RAPPORTNR. STF22F97323 | GRADERING Fortrolig | OPPDRAGSGIVERS REF. Steinar Nyhruket | |
| GRADER DENNE SIDE Åpen | ISBN | PROSJEKTNR. 22F059 | ANTALL SIDER OG BILAG 69 s |
| ELEKTRONISK ARKIVKODE 22F059 Rapport Effektiv sep | | PROSJEKTLEDER (NAVN, SIGN.) Hallvard Ødegaard | VERIFISERT AV (NAVN, SIGN.) Herman Helness |
| ARKIVKODE 2223 | DATO 1997-10-25 | GODKJENT AV (NAVN, STILLING, SIGN.) <i>Bjørnar Eikebrokk</i> Bjørnar Eikebrokk | |

SAMMENDRAG

NORVAR (Norsk VA-verkforening) har satt igang et strategisk forprosjekt med navnet: Effektiv partikkelseparasjon innen avløpsteknikken. Bakgrunnen er ønsket om å komme fram til bedre og mer kompakte separasjonsteknikker for slamseparasjon i avløpsrenseanlegg. Denne rapporten er resultat av et delprosjekt der SINTEF fikk i oppdrag å analysere problemstillingen, diskutere mulige separasjonsteknikker samt redegjøre for erfaringer med ulike teknikker og reaktorutforminger. I rapporten diskuteres først emnet: Fjerning av partikler i vann hvor faktorer som påvirker partikkelinnholdet i vann samt mulige tiltak for å oppnå forbedret partikkelavskilling analyseres. Deretter gjennomgås alternative separasjonsteknikker og eksempler på reaktorutforminger. Det konkluderes med at man bør utprøve under norske forhold noen nærmere angitte separasjonsprinsipper og reaktorutforminger.

| STIKKORD | NORSK | ENGELSK |
|------------|---------------------|----------------------|
| GRUPPE 1 | VAR-teknikk | Sanitary Engineering |
| GRUPPE 2 | Avløp | Wastewater |
| EGENVALGTE | Rensing | Treatment |
| | Partikkelseparasjon | Particle separation |
| | Primærfelling | Primary coagulation |

INNHOLDSFORTEGNELSE

| | |
|---|-----------|
| 1. INTRODUKSJON..... | 5 |
| 1.1 Bakgrunnen for arbeidet..... | 5 |
| 1.2 Myndighetenes utslippskrav..... | 7 |
| 2. FJERNING AV PARTIKLER I AVLØPSVANN..... | 9 |
| 2.1 Partikler i avløpsvann..... | 9 |
| 2.2 Faktorer som påvirker partikkelinnholdet i avløpsvann..... | 10 |
| 2.3 Mulige tiltak for å oppnå en effektiv partikkelseparasjon ved primærrensing..... | 12 |
| 2.3.1 Forbedring av effektivitet ved hjelp av koagulering..... | 13 |
| 2.3.2 Forbedring av effektivitet ved bedret flokkulering..... | 17 |
| 2.3.3 Reaktorer for effektiv partikkelseparasjon..... | 23 |
| 3. AKTUELLE SEPARASJONSTEKNIKKER OG REAKTORUTFORMINGER..... | 24 |
| 3.1 Teknikker basert på sedimentering..... | 24 |
| 3.1.1 Kort om det teoretiske grunnlaget..... | 24 |
| 3.1.2 Tradisjonelle sedimenteringsbasseng..... | 28 |
| 3.1.3 Sedimenteringsbasseng med innebygget flokkulering..... | 28 |
| 3.1.4 Sedimenteringsbasseng med vertikal strømning..... | 29 |
| 3.1.5 Slamkontaktbasseng..... | 30 |
| 3.1.6 Slamteppereaktorer..... | 31 |
| 3.1.7 Sedimenteringsbasseng basert på tilsetning av tyngende materiale..... | 32 |
| 3.1.8 Lamellsedimenteringsreaktorer..... | 33 |
| 3.1.9 Reaktorer basert på hvirvelstrøm..... | 35 |
| 3.2 Teknikker basert på flotasjon..... | 38 |
| 3.2.1 Prosessmessige grunnlag..... | 38 |
| 3.3 Teknikker basert på filtrering..... | 40 |
| 3.3.1 Ulike typer av avløpsfiltre..... | 40 |
| 3.3.2 Kort beskrivelse av grovfiltrering..... | 41 |
| 3.3.3 Teknikker basert på filtrering med ekspandert leire..... | 41 |
| 3.3.4 Teknikker basert på filtrering gjennom sand..... | 41 |
| 3.4 Teknikker basert på magnetseparasjon..... | 42 |
| 4. SPESIELT INTERESSANTE RENSEMETODER MED TANKE PÅ Å NÅ SEKUNDÆRRENSINGSKRAVET UNDER NORSKE FORHOLD..... | 43 |
| 4.1 Forhold det bør legges vekt på..... | 43 |
| 4.1.1 Renseeffektivitet i forhold til utslippskrav..... | 44 |
| 4.1.2 Driftssikkerhet..... | 45 |
| 4.1.3 Slamproduksjon..... | 45 |
| 4.1.4 Fleksibilitet..... | 45 |
| 4.1.5 Kostnad..... | 45 |
| 5. FORSLAG TIL SEPARASJONSPRINSIPPER OG REAKTORER SOM BØR UTPRØVES UNDER NORSKE FORHOLD..... | 47 |
| 5.1 Dype vertikalstrømningsbasseng med innebygget flokkulering..... | 47 |
| 5.1.1 Vertikalstrømningsbasseng – Vurdering av sentrale faktorer..... | 50 |
| 5.2 Slamkontaktreaktor med lamellsedimentering..... | 51 |
| 5.2.1 Slamkontaktbassenger – Vurdering av sentrale faktorer..... | 53 |
| 5.3 Sedimenteringsreaktor basert på tilsetning av tyngende materiale..... | 54 |
| 5.3.1 Ulike reaktortyper..... | 54 |

| | | |
|-------|---|-----------|
| 5.3.2 | Basseng basert på tilsetning av tyngende materiale – Vurdering av sentrale faktorer | 57 |
| 5.4 | Flotasjonsbasseng (spesielt lamellflotasjon)..... | 59 |
| 5.4.1 | Generelle erfaringer | 59 |
| 5.4.2 | Lamellflotasjon..... | 59 |
| 5.4.3 | Flotasjon – Vurdering av sentrale faktorer | 60 |
| 5.5 | Filtreringsreaktor basert på grovt filtermedium | 61 |
| 5.5.1 | Erfaringer med metoden | 61 |
| 5.5.2 | Grovfiltrering - Vurdering av sentrale faktorer | 63 |
| 5.5.3 | Alternative filtermedier..... | 64 |
| 5.6 | Begrunnelse for utvalg av reaktorer som foreslås utprøvd under norske forhold..... | 64 |
| 6. | ANBEFALING MED HENSYN TIL VIDERE ARBEID..... | 67 |
| 7. | REFERANSER..... | 68 |

FORORD

Denne rapporten er et resultat av et delprosjekt under NORVARs strategiske forprosjekt ”Effektiv partikkelseparasjon innen avløpsteknikken”. Dette forprosjektet, som er støttet av NFRs program NORMIL, er kommet istand som et resultat av at man innen NORVAR har ønsket å samle erfaringer med ulike slamseparasjonsteknikker og reaktorutforminger som benyttes i avløpsrensingen. Med ”effektiv” partikkelseparasjon menes kompakte separasjonsreaktorer som gir tilstrekkelig god partikkel-separasjon.

Utredningsarbeidet er gjennomført av professor Halfvard Ødegaard som har hatt meget god bistand fra siv.ing. Dag Brevik. Han er nå ansatt i SCC Prosjektering i Trondheim. Berit Alstad har redigert rapporten.

1. INTRODUKSJON

1.1 Bakgrunnen for arbeidet

Denne rapporten diskuterer metoder for å oppnå "effektiv partikkelseparasjon" innen avløpsrensingen og munner ut i en anbefaling mht hvilke metoder og teknikker som bør utprøves for å oppnå en slik effektiv partikkelseparasjon. Med "effektiv partikkelseparasjon" menes her en separasjon av slampartikler i en slamseparasjonsreaktor som er mer kompakt enn de tradisjonelt benyttede reaktorene og som samtidig gir en tilstrekkelig god slamseparasjon til at de aktuelle renskrav kan overholdes. De er tre hovedelementer som har gjort det naturlig å sette igang et slikt prosjekt i Norge :

1. I Norge dominerer en avløpskarakteristikk som er slik at anlegg basert på direkte partikkelseparasjon er fordelaktig. Som et resultat av dette, har man i vårt land hatt meget gode erfaringer med kjemiske renseanlegg av typen primærfellingsanlegg. Det er vanlig i Norge å overbygge renseanleggene - enten å bygge dem i fjellhaller, eller å bygge dem inn i industribygg. Dette innebærer at kostnaden for anlegget i betydelig grad blir knyttet til det areal anlegget krever. Partikkelseparasjonsreaktoren er den anleggsdel som krever størst plass. Dersom vi kan effektivisere partikkelseparasjonen (dvs konstruere mer kompakte anlegg uten at det går ut over renseseffekten), vil vi derfor kunne oppnå lavere investeringskostnader.
2. Det skal i de nærmeste år bygges en rekke anlegg for byer og tettsteder med utslipp til marine farvann. De fleste av disse anleggene planlegges som kjemiske anlegg fordi denne anleggstypen, ved den avløpskarakteristikken som var nevnt over, vil tilfredstille EUs avløpsdirektiv, og dermed også SFTs minstekrav til rensing. Mange av de aktuelle resipientene har imidlertid ikke behov for vidtgående fosfor-fjerning. Ved tradisjonell kjemisk felling er det to prosesser som foregår samtidig, nemlig en utfelling av fosfor og en koagulering av partikler. Når fosforfjerning ikke lenger er målet, kan koaguleringsprosessen prioriteres. Ved å benytte ingen (evt en lav) dose av metallsalt og i stedet benytte organiske, kationiske polymerer for å få istand koaguleringen blir slamproduksjonen svært liten i forhold til ved kjemiske anlegg. Dette vil kunne redusere driftskostnaden vesentlig.
3. Mange av de kjemiske anleggene i Norge skal utbygges for å øke kapasiteten eller for å ombygges til kjemisk/biologiske anlegg. Disse anlegg vil kunne gjøres mindre arealkrevende og kostnadskrevende dersom man finner fram til egnede, kompakte separasjonsteknikker for det kjemiske trinnet basert på koagulering og/eller felling.

Med bakgrunn i den situasjon vi står overfor i Norge, har vi i dette forprosjektet lagt vekt på å analysere teknikker som i særlig grad er aktuelle ved direkte partikkelseparasjon fra avløpsvann – primærrensing. Teknikker som benyttes for finpolering av rensresultatet i midten eller i slutten av en avansert rensesprosess, f.eks. separasjon av aktivslam eller etterpolering, har vi valgt å holde utenfor, fordi vi anser at det allerede eksisterer en betydelig kompetanse på dette feltet. Vi har konsentrert oss om det som er spesielt for Norge, og hvor norske erfaringer og utviklinger kan føre til oppmerksomhet, også på den internasjonale arena.

På denne bakgrunn, vil vi sette opp følgende definisjon av begrepet "effektiv partikkelseparasjon" slik det vil bli brukt i denne rapporten.

"Effektiv partikkelseparasjon"

Partikkelseparasjon i kompakte anlegg som gir:

- **Tilstrekkelig renseseffekt med hensyn på de parametre som er gitt i konsesjonen (SS, BOD/COD, Tot P, etc).**
- **Lav slamproduksjon.**
- **Lav enhetskostnad for rensingen (kr/m³).**

Målet med forprosjektet, slik det er utformet av NORVAR, er å :

- Fremskaffe data om eksisterende teknologier og teknologiløserendrer innenfor partikkel-fjerning som er på markedet
- Beskrive fordeler og ulemper med de ulike løsningene sett ut fra eventuell bruk under norske forhold (avløpsvannets sammensetning, temperatur etc)
- Fremskaffe opplysninger om pågående utviklingsprosjekter som er relevante og vurdere aktualitet for norske forhold
- Komme med forslag til strategi for satsing fremover sett ut fra anleggseierens behov.

NORVAR har i denne målformuleringen lagt svært stor fokus på konkrete kommersielle teknologiske løsninger som finnes på markedet. Vi vurderer det slik at det er minst like viktig å vektlegge en analyse av mulige rensemetoder for å nå målet ; en "effektiv partikkelseparasjon".

I denne rapporten skal vi derfor først kort diskutere emnet ; partikler i avløpsvann, og vise i hvilken grad forurensningene i avløpsvann, både urensset og rensset, foreligger på partikulær form. Dette er selve grunnlaget for å forstå hva vi kan oppnå ved en forbedret partikkelseparasjon. Deretter skal vi diskutere de prosesser som kan påvirke partikler i avløpsvann og som vi kan gjøre oss nytte av dersom vi ønsker å forbedre eller effektivisere partikkelavskillingen.

Deretter skal det gis en oversikt de aktuelle separasjonsteknikkene, både sette i lys av hva som er mulig å oppnå, hvor kompakte de er eller kan bli og hvordan de kan egne seg til effektivisering av partikkelavskillingen. Det vil bli gitt eksempler på de teknikkene som omtales - både i form av aktuelle kommersielle reaktorer og resultater fra eksisterende anlegg som bygger på de aktuelle teknikkene.

Vi vil også gi en oversikt over utviklingsprosjekter som allerede er på gang og vurdere aktualiteten av disse for norske forhold.

På bakgrunn av denne oversikten vil det gis en vurdering av hvilke teknikker som er spesielt interessante for norske forhold og det vil bli gitt en anbefaling mht hvilke separasjonsprinsipper som bør utprøves. Endelig blir det gitt en anbefaling om hvordan det videre arbeid bør legges opp.

1.2 Myndighetenes utslippskrav

Svært relevant for prosjektet vil være myndighetenes utslippskrav. I et rundskriv til Fylkesmennene har SFT konkretisert minstekravene for rensing av avløpsvann i Norge. Disse minstekravene tar utgangspunkt i EUs Avløpsdirektiv, men skiller seg fra dette på enkelte punkter både når det gjelder tidsfrister og utslippskrav.

Grovt sett kan man si at både SFTs rundskriv og EUs avløpsdirektiv inndeler kravene i tre hovedgrupper :

- Primærrensing
- Sekundærrensing
- Tertiærrensing

Innen disse hovedgruppene er det imidlertid flere varianter.

Primærrensing er i begge tilfeller definert som minst 20 % BOD₅-reduksjon og 50 % SS-reduksjon, som er typisk det man vil oppnå ved slamavskilling (mekanisk rensing).

SFT definerer sekundærrensing som minst 70 BOD₅-reduksjon og 75 % KOF-reduksjon, mens EU har en noe mer omfattende definisjon:

| | |
|------------------|--|
| BOD ₅ | : 25 mg/l eller 70-90 % renseeffekt |
| KOF | : 125 mg/l eller 75 % renseeffekt |
| SS | : 35 mg/l eller 90 % renseeffekt (> 10.000 pc) |
| | 60 mg/l eller 70 % renseeffekt (2.000-10.000 pc) |

Når det gjelder tertiærrensing (dvs krav til fjerning av næringsstoffer), definerer EUs avløpsdirektiv krav både til fosfor og nitrogen ved utslipp til følsomme resipienter, mens SFTs rundskriv skiller mellom områder som er følsomme overfor P eller både P (90 % reduksjon) og N (70 % reduksjon).

I den sammenheng som her vurderes, er det i særlig grad kravene til primærrensing og sekundærrensing som er av interesse. Når det gjelder utslipp til gode og mindre følsomme marine resipienter setter SFT som minstekrav at utslipp < 10.000 som et minimum skal primærrenses, mens utslipp > 10.000 pc som et minimum skal sekundærrenses. Til følsomme marine resipienter skal i tillegg enten fosfor fjernes (minst 90 %) eller også nitrogen (minst 70 %).

Når det gjelder utslipp til ferskvann og elvemunninger så settes det, ved utslipp til mindre følsomme områder, et minstekrav om sekundærrensing uavhengig av anleggets størrelse. Fjerning av næringsstoffer (P og evt N-fjerning) kreves, avhengig av resipientkategorien, ved utslipp til følsomme resipienter.

Kravene til ferdigstillelse av anleggene varierer noe, men er stort sett knyttet til utløpet av år 2000.

Grovt sett kan vi altså si at minstekravet til rensing av avløpsvann i Norge (som i EU) er sekundærrensing. Det er gjort noen unntak fra dette, f.eks utslipp for < 10.000 pc til gode marine

resipienter. Det er også anledning for større utslippere til marine resipienter å få tillatelse til kun primærrensing dersom det kan dokumenteres at utslippet ikke har skadelige virkninger på miljøet.

SFT anfører imidlertid også at man ikke vil være så streng på primærrensningskravet slik at man inntil videre også vil godkjenne siling og tilsvarende sely om kravene til primærrensing ikke overholdes. Etter vår oppfatning er dette uheldig, idet bransjen i så fall ikke får klare regler å holde seg til og å innrette sine produkter (f eks siler) mot.

Når det gjelder betydningen for det prosjektet som vi her befatter oss med, kan følgende forhold anføres som spesielt interessante :

- a. Kan man gjennom "effektiv partikkelseparasjon" klare kravene til sekundærrensning uten å gå via biologisk rensing, som utvilsomt er utgangspunktet for EU' direktivets krav?
- b. Kan man klare kravet til sekundærrensing ved hjelp av "effektiv partikkelseparasjon" uten å produsere så mye slam som man gjør ved tradisjonell kjemisk felling ?
- c. Er det hensiktsmessig å utvikle partikkelseparasjonsreaktorer som vil kunne brukes både for primærrensing, sekundærrensing og forsåvidt tertiærrensing ?

Det er disse spørsmålene som diskuteres i denne rapporten. Dersom det viser seg at man kan svare ja på spørsmål 1 og 2, er det all mulig grunn til å svare ja på spørsmål 3, idet det her ligger betydelig økonomiske gevinster i dette.

2. FJERNING AV PARTIKLER I AVLØPSVANN

2.1 Partikler i avløpsvann

Rensing av avløpsvann dreier seg i meget stor grad om separasjon av partikler. Dette har sin bakgrunn i at en meget betydelig del av forurensningene i rå-avløpsvann foreligger som partikler samt at en meget betydelig del av det som slippes ut fra rensanlegg også foreligger på partikulær form.

Man kan diskutere hva som kan karakteriseres som partikler idet det er uklare overganger mellom partikler, kolloider og molekyler. I vanlig praksis benyttes suspendert stoff (SS) som et mål på partikkelinnholdet i avløpsvann, vanligvis bestemt som den partikkelmassen som holdes igjen av et membranfilter med lysåpning 1 μm . Det viser seg imidlertid at det foreligger en ganske betydelig andel av den totale partikkelmasse i området 0,1 – 1 μm , mens det er lite masse mellom 0,1 μm og 0,001 μm mens det er først under 0,001 μm , dvs i det lavmolekylære området, at man igjen finne masse av betydning (Levine et al, 1985). En god karakteristik av partikler i avløpsvann er derfor at partikler i avløpsvann er enheter større enn 0,1 μm .

Gjennom tidene har det blitt gjort ulike karakteriseringer av hvor mye av de ulike forurensningene som foreligger på partikulær form. En oppsummering med utgangspunkt i et typisk norsk avløpsvann er vist i tabell 2.1.

Tabell 2.1. Fraksjonering av sentrale komponenter i typisk norsk avløpsvann iht partikkelstørrelse.

| Fraksjon | Komponent (mg/l) | | | |
|---|------------------|------------------|-------------|------------|
| | KOF | BOF ₇ | SS | Tot P |
| Suspendert (> 1 μm) | 200 (57 %) | 80 (53 %) | 200 (100 %) | 1,5 (30 %) |
| Sedim.bart (> ca 70 μm) | 115 (33 %) | 50 (33 %) | 100 (50 %) | 0,5 (10 %) |
| Ikke sedim.bart (1-70 μm) | 85 (24 %) | 30 (20 %) | 100 (50 %) | 1 (20 %) |
| Kolloidalt (0,1 – 1 μm) | 70 (20 %) | 34 (23 %) | 0 | 0,5 (10 %) |
| Løst (< 0,1 μm) ¹⁾ | 80 (23 %) | 36 (24 %) | 0 | 3 (60 %) |
| Totalt | 350 | 150 | 200 | 5 |

1) Etter den definisjon som er gjort over

Vi ser altså at mindre enn 25 % av det organiske stoffet er egentlig løst, mens 20-25 % er kolloidalt og 50-60 er suspendert. Det er kun vel 30 % av det suspenderte organiske stoffet som er sedimenterbart, men altså mer enn 75 % som er koagulerbart.

Dette betyr at vi med en god koagulering/felling vil kunne fjerne ca 75 % av det organiske stoffet og bortimot 100 % (> 90 %) av det suspenderte stoffet.

Dette er en konklusjon vi også kunne komme til ved å studere rensresultatene ved primærfellings-anlegg i Norge, se tabell 2.2.

Tabell 2.2 Midlere rensresultater ved 23 større (> 2.000 pe)(Ødegaard, 1992) og 35 mindre (< 2.000 pe)(Ødegaard and Skrivseth, 1995) primærfellingsanlegg i Norge.

| Parameter | Midlere innløpskons. | | Midlere utløpskons. | | Midlere renseseffekt | |
|--------------|----------------------|-------------|---------------------|-------------|----------------------|------------|
| | Store anlegg | Små anlegg | Store anlegg | Små anlegg | Store anlegg | Små anlegg |
| SS (mg/l) | 233 ± 171 | 226 ± 150 | 17,3 ± 10,0 | 22,3 ± 16,6 | 92,0 | 90,1 |
| KOF (mg/l) | 505 ± 243 | 494 ± 90 | 108 ± 40 | 121 ± 72 | 78,6 | 75,5 |
| Tot P (mg/l) | 5,40 ± 3,01 | 5,33 ± 2,26 | 0,28 ± 0,14 | 0,50 ± 0,46 | 94,8 | 90,6 |

Vi ser at fjerningsgraden mht organisk stoff og suspendert stoff er i svært godt samsvar med det vi kan forvente oss ut fra en analyse av partikkelfraksjonene i avløpsvann med referanse til tabell 2.1.

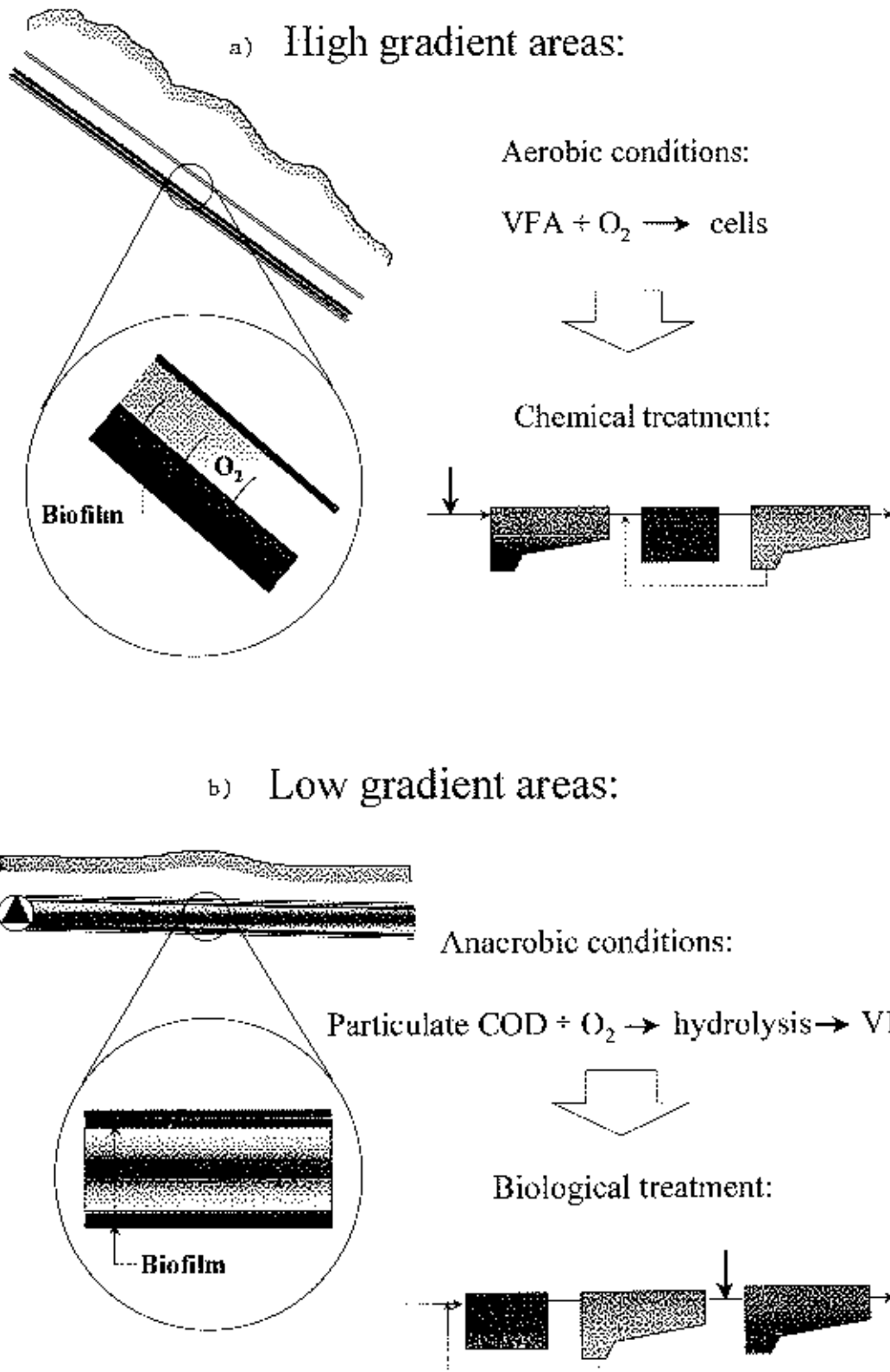
Når det gjelder andre mer eksotiske avløpsparametere, er disse også sterkt knyttet til partikler. Bakterier er jo partikler i det aktuelle størrelsesområdet (dvs > 0,1 µm). Virus er stort sett adsorbent til partikler (bl. a. bakterier). Organiske miljøgifter er i det vesentligste adsorbent til partikler og tungmetaller foreligger gjerne utfelt (som hydroksyd) eller adsorbent til partikler.

Avløpsrensing handler derfor svært mye om å fjerne partikler direkte fra avløpsvann eller å fjerne partikler som er dannet ved at man gjennom kjemiske eller biologiske prosesser har konvertert løst stoff til partikler.

2.2 Faktorer som påvirker partikkelinnholdet i avløpsvann

Partikkelinnholdet i rå-avløpsvann er dels avhengig av opprinnelsen til avløpsvannet, dels av hvilket avløpssystem man har og dels av hva som har skjedd med avløpsvannet på veien til rensanlegget/-utslippet. Eksempelvis vil tilførselen av ulike industriavløp påvirke forholdet mellom løst og partikulært stoff og fellessystem gi større partikkeltransport, spesielt like etter et regnskyll, enn separatsystemet.

Her skal vi nevne en annen effekt som sannsynligvis har stor betydning i mange norske avløpssystemer, nemlig biologisk omsetning i ledningsnett. Dette er anskueliggjort ved de to illustrasjonene i figur 2.1.



Figur 2.1. Illustrasjon av biologiske omsetninger på ledningsnett og den logiske konsekvens av dette når det gjelder valg av rensemetode.

Den første illustrasjonen karakteriserer avløpssituasjon i et bakkete landskap. Avløpsvannet renner raskt i rørene, man har normalt kanalstrømning og oksygen piskes inn i vannet. I denne situasjonen vil det etableres en biofilm på rørveggen som er aerob, i alle fall i de eksponerte lag. Bakteriene her vil nyttiggjøre seg oksygenet i avløpsvannet og omdanne det lettest nedbrytbare, organiske stoffet – de løste organiske syrene – til biomasse eller bakterier, dvs til partikler.

Den andre illustrasjonen karakteriserer en situasjon med flatt landskap. Avløpsvannets pumpes gjerne over lange strekninger og røret er fylt. Også her vokser det en biofilm på rørveggen men mangel på tilførsel av oksygen gjør at denne er anaerob. De anaerobe bakteriene vokser langsomt og hydrolyserer partikulært organisk stoff og omdanner dette til organiske syrer, dvs løst organisk stoff.

I den første situasjonen, illustrert i figur 2.1a får vi altså dannet partikulært (organisk) materiale i form av bakterieceller, mens den løste fraksjonen av organisk stoff blir mindre. I den andre situasjonen (illustrert med figur 2.1b) får vi den motsatte effekt, nemlig at partikulært organisk stoff omdannes til løst organisk stoff. I og med at den anaerobe omsetning gir et langt mindre celleutbytte enn aerob omsetning vil bakteriell vekst (dvs produksjon av celler) bety mye mindre her.

Vi kan helt sikkert finne eksempler på begge disse situasjonene i Norge, men det er ingen tvil om at det er den første situasjonen som dominerer. Avløpsvannet mange steder i Norge har jo, som vi har vist til tidligere, en spesielt høy andel av partikulært organisk stoff. Dette er jo nettopp én av årsakene til at renseseffektene mht organisk stoff er så høye i norske kjemiske anlegg, med BOF-reduksjon i middel på over 80 % og over 90 % ved mange anlegg, mens renseseffekten ved kjemisk rensing på kontinentet (i Holland f.eks.) sjelden overstiger 60 %.

Det er særlig langs kysten vi finner den situasjonen som er illustrert ved figur 2.1a, og det er nettopp ved disse anleggene vi kan dra nytte av denne avløps sammensetningen når vi skal utvikle rensemetoder basert på ”effektiv partikkelseparasjon” for disse anleggene.

2.3 Mulige tiltak for å oppnå en effektiv partikkelseparasjon ved primærrensing

Vanligvis benyttes tradisjonell sedimentering ved separasjon av partikler i råavløpsvann enten i form av mekanisk rensing (partikkelavskilling som eneste rensemetode), eller i form av forsedimentering (forbehandling foran videregående renseslag). Effektiviteten av sedimenteringen er avhengig av partikkelens synkehastighet, som er gitt av Stokes lov:

$$v_s = \frac{g(\rho_p - \rho)d_p^2}{18\mu}$$

- der
- v = synkehastighet
 - ρ_s og ρ = tetthet på henholdsvis partikkel og vann
 - d_p = diameteren på partikkelen
 - μ = absolutt viskositet (avhengig av temperaturen)
 - g = tyngdeakselerasjonen

Vi ser altså at synkehastigheten (og dermed effektiviteten) er avhengig av tetthetsforskjellen mellom partikkel og vann, diameteren på partikkelen (i andre potens) og temperaturen.

Med de overflatebelastninger som vanligvis benyttes (1,5-2,5 m/h) og med de tettheter vi vanligvis finner på partikler i råavløpsvann, så kan vi beregne fra Stokes lov at partikler ned til 50-70 μm vil sedimentere ut. Dette fører til en renseseffekt mht organisk stoff (BOF/KOF) på ca 30 % og ca 50 % mht suspendert stoff. Dette er tilstrekkelig til å klare primærrensingskravet men ikke sekundærrensingskravet. Klarer vi imidlertid å fjerne partikler ned til ca 0,1 μm , vil vi (se tabell 2.1) med typisk norsk råavløpsvann, klare mer enn 80 % fjerning av suspendert stoff (< 35 mg SS/l) og mer enn 70 % fjerning av organisk stoff (< 125 mg KOF/l). Mulige tiltak for å få en effektivere partikkelseparasjon kan da være :

- 1) Vi kan forbehandle avløpsvannet ved koagulering slik at partikkelstørrelse og/eller partikkeltetthet forandres.
- 2) Vi kan forbedre utformingen av separasjonsreaktoren slik at bedre effektivitet kan oppnås på et mindre areal (mer kompakt reaktor) gjennom bedret flokkulering.
- 3) Vi kan benytte et annet separasjonsprinsipp enn sedimentering.

I det følgende skal vi diskutere disse tre ulike tiltakene nærmere.

2.3.1 Forbedring av effektivitet ved hjelp av koagulering

Den vanligste metoden å forbedre partikkelavskilling i vann på, er ved koagulering, eller kjemisk primærfelling, som vi oftest kaller prosessen når den brukes i avløpsrensing. Dette er jo for oss nordmenn en meget velkjent og mye brukt metode. I andre land er primærfelling lite benyttet på avløpsvann mens koagulering av drikkevann er velkjent. Vi skal ikke bruke tid på å gjennomgå kjemisk felling her, bare fastslå at det kan være nyttig å skille mellom kjemisk felling og kjemisk koagulering.

Ved **kjemisk felling av avløpsvann** tilsettes et metallsalt i den hensikt å felle ut fosfor. Ved dette skjer imidlertid også en utfelling av metall-hydroksyd sammen med metall-fosfat og til dette komplekset adsorberes/bindes partikler. Dette fører til at vi i tillegg til å få fjernet fosfor også får fjernet suspendert stoff og dermed også organisk stoff. Det er en forutsetning for kjemisk felling at et metallisk fellingsmiddel benyttes (vanligvis et salt av aluminium eller jern).

Ved **kjemisk koagulering av avløpsvann** tilsettes en kationisk koagulant i den hensikt å destabilisere/koagulere kolloider slik at disse kan løpe sammen til fnokker som så kan separeres fra vannet. Ved koagulering er det ikke en forutsetning at et metallisk kation tilsettes idet fosforfelling ikke tilstrebes. Koaguleringen kan også komme istand ved hjelp av en kationisk, organisk polymer. Selvsagt kan et metallsalt benyttes (det er jo det vanligste ved drikkevannsbehandling), men da vil man automatisk også oppnå en viss felling av både metallfosfat og metallhydroksyd.

Ved tradisjonell kjemisk rensing av avløpsvann finner både kjemisk felling og kjemisk koagulering sted samtidig og det er liten praktisk hensikt å skille de to. Men dersom fosforfjerning ikke er påkrevet, er det viktig å være klar over forskjellen mellom de to prosesser for å kunne optimalisere koaguleringen av partikler.

Som vi har nevnt tidligere, er sammensetningen av avløpsvannet i Norge svært ofte slik at vannet egner seg for kjemisk koagulering/felling. I tabell 2.2 ble det vist at renseseffektene ved primærfelling i Norge er meget gode sett i forhold til hva som teoretisk sett er mulig med rene kjemiske anlegg, både ved store og små anlegg. Dette skulle tilsi at kjemisk rensing er en meget velegnet

metode for norske forhold. På denne bakgrunn er det naturlig å velge denne rensemetoden ved utslipp til oksygenrike resipienter.

Den tradisjonelle kjemiske primærfelling har imidlertid også klare ulemper, og den viktigste er den høye slamproduksjonen, som f.eks. er større enn hva man vil påregne med biologisk rensing. Hovedårsaken til den høye slamproduksjonen, er imidlertid utfellingen av metallhydroksyd – en utfelling som vi i realiteten ikke har noen nytte av.

Slammengden som produseres ved kjemisk felling består i hovedsak av to deler:

1. Det suspenderte stoffet som koaguleres og deretter fjernes
2. Det stoffet som felles ut og deretter fjernes

Dette kan uttrykkes i følgende ligning :

$$SP = SS_{inn} - SS_{ut} + K_{fell} \cdot D$$

| | | |
|-----|--------------------------------------|--|
| der | SP | = slamproduksjonen (g SS/m ³) |
| | SS _{inn} , SS _{ut} | – konsentrasjonen av suspendert stoff i innløp og utløp (g SS/m ³) |
| | K _{fell} | – slamproduksjonskoeffisient (g SS/g Me) typisk ca 5 for Fe og ca 7 for Al |
| | D | – dosen av metallkoagulant (g Me/m ³) |

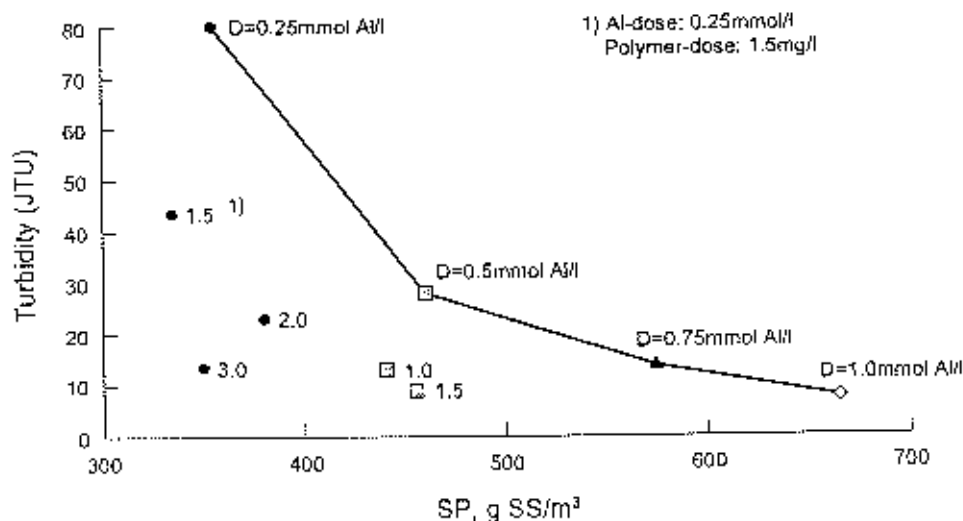
Dersom vi ønsker å redusere slamproduksjonen, ved en gitt effektivitet på partikkelfjerningen, kan vi bare gjøre det ved å redusere K_{fell} eller D (eller evt begge).

I norske kjemiske rensenanlegg er dosen av metallsalt normalt langt høyere enn det som støkiometrisk skulle være nødvendig for å felle ut den aktuelle mengde løst fosfor. For å få akseptabel separasjon av den utfelte fosfor og dermed få et klart vann, overdoseres det ofte, gjerne slik at man når en pH som erfaringsmessig gir et godt rensresultat (f.eks. pH = 6). Når fosforet er utfelt ved en lavere dose, innebærer imidlertid en slik overdosering en korresponderende ekstra utfelling av hydroksyd og dermed en overproduksjon av slam.

Dersom fosforfjerning ikke er påkrevet, men partikkelfjerningen står i fokus, kan man imidlertid redusere slamproduksjonen ved å erstatte noe av det metalliske kation som tilsettes, med en kationisk organisk polymer, som ikke vil føre til utfelling. Dette er demonstrert i figur 2.2 der turbiditeten i effluenten i et laboratorieforsøk er vist mot slamproduksjonen

Vi tar utgangspunkt i figur 2.2. La oss si at kravet til turbiditet ut er 15 JTU. Uten polymertilsetning måtte vi da ha en dose på minst 0,75 mmol Al/l og slamproduksjonen i dette vannet ble da ca 580 g SS/m³. Når dosen ble redusert til 0,5 hhv 0,25 mmol Al/l, ble slamproduksjonen tilsvarende redusert, til hhv ca 470 g/m³ og 360 g/m³, men rensresultatet ble dårligere enn kravet, nemlig ca 30 NTU hhv 80 NTU. Når man tilsatte den kationiske polymer i tillegg, f.eks. 1,0-1,5 mg/l ved Al-dose 0,5 mmol Al/l, ble imidlertid rensresultatet tilfredsstillende (< 15 JTU) uten at slamproduksjonen økte. Tilsvarende ga en polymer-dose på 3 mg/l tilfredsstillende resultat ved en Al-dose på bare 0,25 mmol Al/l uten at slamproduksjonen økte.

Figur 2.2 er således et eksempel på at det vil kunne være mulig å redusere slamproduksjonen ved å erstatte en del av metall-kationet med polymer-kation ved koagulering av avløpsvann.



Figur 2.2. Eksempel på redusert slamproduksjon ved felling i et konstruert avløpsvann som følge av erstatning av noe av metall-kationet med et polymer-kation (Koagulant: PAX XL-60, polymer:Fennoxif 40) (Ødegaard og Karlsson, 1994).

Ved Vannrensegruppa NTNU/SINTEF har vi studert bruk av kationiske polymerer for koagulering nærmere. Noen resultater fra forsøk med avløpsvann fra Høvringen rensesanlegg i Trondheim, er vist i figur 2.3 (Ødegaard, 1997).

Vi tar utgangspunkt i ligningen over for slamproduksjon, og rydder den slik at vi får uttrykt forholdet mellom slamproduksjon og slammengde som fjernes :

$$SP/(SS_{inn} - SS_{ut}) = SS_{prod}/SS_{fjernet} = 1 + (K_{fjell}/SS_{fjernet}) * D$$

I figur 2.3 under (a, c og d) er forholdet mellom produsert slammengde og fjernet slammengde samt renseeffekt vist som funksjon av dose. Dersom det ikke skjer noen utfelling, vil dette forholdet være lik 1. Når det skjer en utfelling vil forholdet bli større enn 1, og som vi ser av ligningen over, er det dosen av metallsalt som, teoretisk sett, skulle styre det.

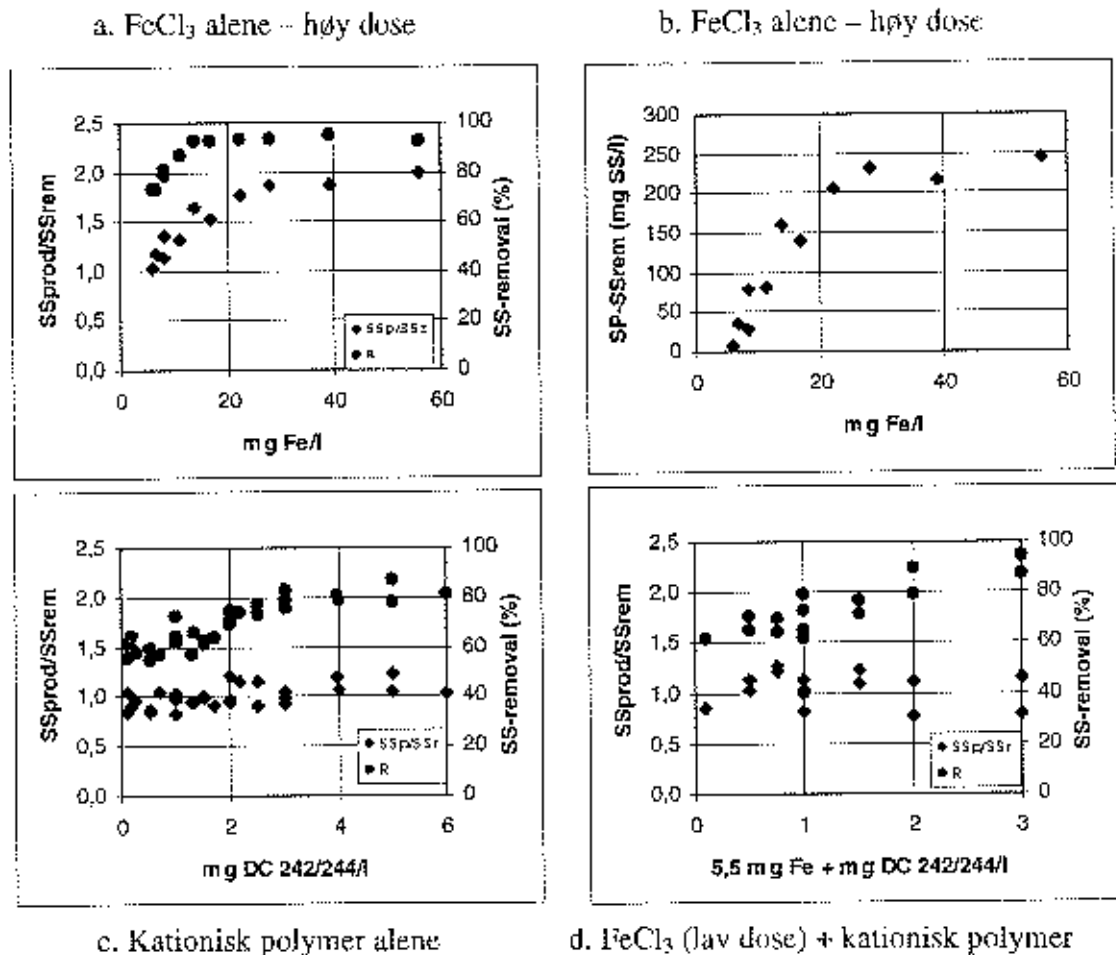
På figur 2.3a ser vi at renseeffekten mht SS er svært god (> 90 %) ved doseringer over ca 15 mg Fe/l. Men vi ser også at det skjer en kraftig utfelling som øker med økende dose. Forholdstallet mellom produsert og fjernet slam når opp i 2, som innebærer at det produseres like mye SS ved fellingen som forskjellen mellom SS i innløpet og i utløpet.

I figur 2.3b er mengden av slam som felles ut (nemlig $SP - SS_{fjernet}$) vist direkte og man ser at ved høye Fe-doser (> 20 mg Fe/l) utgjør den utfelte slammengden over 200 g SS/m³. Dersom vi i utgangspunktet ikke har behov for felling, men kun er interessert i partikkelfjerningen, betyr dette i realiteten en "unødvendig" slamproduksjon, som selvsagt vil "koste". Det kan se ut til, av denne figuren, at man kan dosere opp til ca 5 mg Fe/l uten at det fører til en utfelling.

I figur 2.3c har man kun dosert en kationisk polymer. Vi ser her at renseeffekten mht SS er lavere enn med jern, men at den øker med økende dose opp mot ca 80 %. Vi ser imidlertid at forholds-

tallet mellom produsert og fjernet SS holder seg rundt 1,0 uavhengig av doseringsmengde. Dette betyr at det ikke skjer noen utfelling.

I figur 2.3d har vi dosert ca 5 mg Fe/l (som tilsynelatende ikke fører til utfelling) og i tillegg dosert kationisk polymer, dvs lav dose av både jern og polymer. Ved dette har vi unngått utfelling, idet forholdet mellom produsert og fjernet SS fortsatt holder seg rundt 1 uavhengig av polymerdose, mens vi ser at renseeffekten øker gradvis opp til ca 90 %.



Figur 2.3. Renseeffekt og slamproduksjon ved ulike doseringsscenarier (Ødegaard, 1997).

Dette forsøket viser at vi kan oppnå tilstrekkelig renseeffekt mht på SS (til å tilfredsstille sekundærrensingskravet) og samtidig få en lav slamproduksjon dersom vi finner fram til en god koagulant-situasjon, f.eks basert på en lav metall-dose (f.eks ca 5 mg Fe/l) pluss en viss dose av polymerisk kation (f.eks 3 mg/l). Dette bør selvsagt utprøves i hvert tilfelle i praksis, men eksempelet over skulle vise hvilket potensial som ligger i dette.

I tabell 2.3 nedenfor har vi beregnet slamproduksjonen for ulike behandlingsmetoder ved Høvringen rensenanlegg i Trondheim for ulike behandlingssituasjoner. Vi ser her at koaguleringsanlegg fremstår som særlig interessant. Vi har beregnet at kjemikaliekostnadene også blir lavere ved koaguleringsanlegg. Mens kjemikaliekostnaden for tradisjonell kjemisk felling blir ca 14 øre/m³ (25 g Fe/m³), blir den ca 9 øre/m³ for et koaguleringsanlegg med 5 g Fe/m³ + 3 mg kation-polymer/m³, og ca 6 øre/m³ med kun kation-polymer dosert (5 g/m³). Disse verdiene er alle omtrentlige, men bør vise potensialet for besparing ved de ulike alternativ.

Tabell 2.3. Beregnet slamproduksjon ved Høvringen renseanlegg ved ulike rensemetoder ($Q_{\text{midl.}}=80.000 \text{ m}^3/\text{d}$, $SS_{\text{midl.}}=175 \text{ mgSS/l}$, $BOD_{7,\text{midl.}}=160 \text{ mgBOD}_7/\text{l}$ (134 mgBOD_5), $D=25 \text{ mgFc/l}$).

| Rensemetode | Renseeffekt | | Slamproduksjons- formel, $SP =$ | Slamproduksjon g TS/m ³ | Slamproduksjon kg TS/d |
|-----------------|-------------|-----|------------------------------------|---------------------------------------|---------------------------|
| | SS | BOD | | | |
| Mekanisk | 50 | 20 | $SS_{\text{inn}} * 0,5$ | 87,5 | 7.000 |
| Kjemisk-koag. | 85 | 65 | $SS_{\text{inn}} * 0,85$ | 130 | 10.500 |
| Kjemisk-felling | 90 | 75 | $SS_{\text{inn}} * 0,90 + 6 * D$ | 305 | 24.400 |
| Biologisk | 85 | 80 | $1,35 * BOD_{5,\text{inn}}$ | 180 | 14.400 |

2.3.2 Forbedring av effektivitet ved bedret flokkulering

Som vi så av Stokes lov, var synkehastigheten av partikler/flokker avhengig av både størrelsen og tettheten på partikkelen/flokken. Den er også avhengig av formen på flokken idet denne har innflytelse på friksjonskoeffisienten. Hensikten med flokkulering som enhetsprosess er nettopp å endre flokkenes karakteristika (størrelse, form, tetthet etc). Flokkulering blir derfor en nøkkelprosess i streven etter mer "effektiv partikkelseparasjon".

Flokkulering og forbedring av flokkulering kan oppnås ad to veier som vi enkelthets skyld kan kalle:

- a) Orthokinetisk flokkulering (flokkulering ved hjelp av omrøring)
- b) Kjemisk flokkulering (flokkulering ved hjelp av tilsetning av flokkulant)

Den ene av disse to utelukker ikke den andre.

Tidligere (før ca 1990) utnyttet vi her i landet stort sett kun den første av de angitte tiltak, nemlig flokkulering gjennom omrøring (den ortokinetiske flokkulering), på tross av at bruk av kjemiske flokkulanter (polymerer) var kjent og omtalt innen forskningen allerede på midten av 70-tallet (Ødegaard, 1979). I de senere år har flere kjemiske anlegg i Norge oppdaget at en dårlig flokkuleringssituasjon kan forbedres vesentlig ved tilsetning av en anionisk polymer – som flokkulant. Dette gjelder særlig der det ikke har vært lagt tilrette for en god orthokinetisk flokkulering, f.eks. ved mekaniske anlegg som er ombygget til primærfellingsanlegg og der f.eks. luftet sandfang har fungert som flokkuleringsbasseng.

Det er viktig å være klar over at kjemisk flokkulering ikke fullt ut kan erstatte orthokinetisk flokkulering og omvendt, men at de to ulike formene for flokkulering har komplementære egenskaper. Vi skal ikke gå i detalj mht forklaring av hvordan hhv orthokinetisk og kjemisk flokkulering virker, men det er på sin plass å demonstrere hvilke faktorer som har innflytelse på optimalisering av de to former fordi dette bidrar til forståelsen av hvordan vi kan utnytte flokkulering til bedret partikkelseparasjon og bedret utforming av separasjonsreaktorene.

Orthokinetisk flokkulering

Orthokinetisk flokkulering bygger på hypotesen om at destabiliserte partikler (partikler uten ladning) vil slå seg sammen (aggregere) som en følge av at de kolliderer. Ikke alle kollisjoner fører til sammenslåing av partikler til aggregater, men en viss andel. Dette betyr at effektiviteten av flokkuleringen vil være avhengig av antall kollisjoner som skjer i flokkuleringsreaktoren. Antall kollisjoner vil igjen være avhengig av kollisjonsfrekvensen og oppholdstiden i reaktoren. Kollisjonsfrekvensen vil i første rekke avhenge av:

- Omrøringsintensiteten (uttrykt som den turbulente hastighetsgradient, G (sek^{-1})).
- Konsentrasjonen av partikler/fnokker (uttrykt gjennom fnokkvolumfraksjonen, ϕ , som er fraksjon av reaktorvolum som opptas av fnokker).

I tillegg til disse faktorene, som har innflytelse på kollisjonsfrekvensen, vil tiden som vannet oppholder seg i reaktoren ha innflytelse på antall kollisjoner og dermed på flokkulerings-effektiviteten. Denne tiden er avhengig av midlere oppholdstid, T , og oppholdstidsfordelingen uttrykt ved reaktorens hydrauliske effektivitet, m , som er ett uttrykk for strømningsbildet i totalreaktoren. Den hydrauliske effektiviteten, m , vil være 1,2,3 etc når flokkuleringsreaktoren er inndelt i h h v 1,2,3 totalt omblandede kammer i serie.

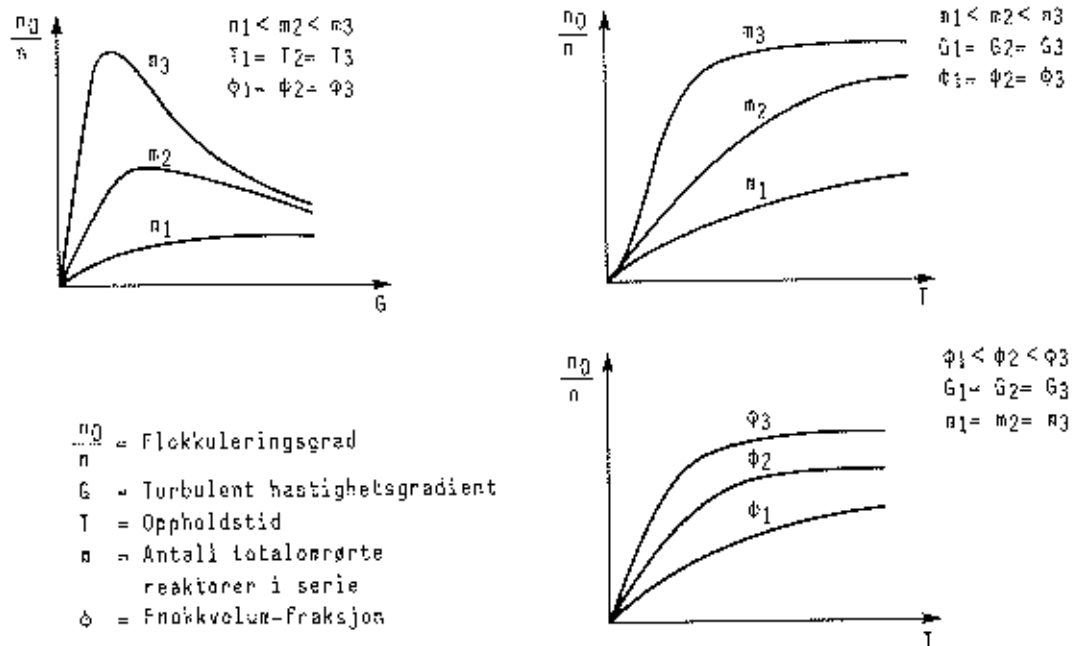
Flokkuleringseffektiviteten kan uttrykkes gjennom forholdet mellom antallet primærpartikler (de ørsmå partiklene dannet ved koaguleringen) som kom inn i reaktoren (n_0) i forhold til hvor mange av disse primærpartiklene som forlater reaktoren (n). De som ikke forlater reaktoren som primærpartikler, har blitt fanget inn i fnokker. Vi ønsker selvsagt at antallet primærpartikler som forlater reaktoren er så lavt som mulig, dvs at vi ønsker en høy flokkuleringseffektivitet - n_0/n .

I figur 2.4 er fremstilt hvordan flokkuleringseffektiviteten ved orthokinetisk flokkulering påvirkes av de ulike faktorene som ble omtalt over (Ødegaard, 1992).

Vi ser at flokkuleringseffektiviteten øker med økende omrøringsintensitet (G) opp til et visst punkt hvorefter den synker med økende G . Dette er et resultat av at fnokker vil kunne brytes ned igjen ved svært høye G , dels som et resultat av den høye kollisjonsenergi og dels som følge av erosjon. Det finnes med andre ord en optimal G -verdi. Vi ser imidlertid at denne optimale G -verdi blir lavere jo høyere m er (jo flere kammer vi har i serie). Det er altså fordelaktig med tanke på flokkuleringseffektiviteten å redusere G -verdien fra første til siste kammer i et flokkuleringsbasseng.

Vi ser også at det er fordelaktig å dele flokkuleringreaktoren inn i flere kammer. Ved en gitt G og en gitt T (dvs gitt volum) ser vi at effektiviteten blir høyere, jo høyere m er. Oppdeling i flere kammer på samme volum øker ikke T - men øker m .

Videre ser vi at flokkuleringseffektiviteten øker med oppholdstiden opp til en asymptotisk verdi, hvorefter effektiviteten ikke øker mer med økende T . I praksis ligger denne verdien ved avløpsrensing i området 30-50 min, avhengig av fnokkvolumfraksjonen, ϕ . Igen ser vi at inndeling av reaktoren i kammer er fordelaktig og at man for å oppnå en ønsket flokkuleringseffektivitet, kan redusere oppholdstiden dersom man oppdeler i flere kammer. Dette er det tatt hensyn til i de norske dimensjoneringskriteriene.



Figur 2.4. Innflytelse av ulike flokkuleringsfaktorer på flokkuleringseffektivitet (Ødegaard, 1992).

Endelig ser vi at flokkuleringseffektiviteten øker med økende fnokkvolumfraksjon, ϕ . Dette er selvsagt et resultat av at kollisjonsfrekvensen øker med økende ϕ . Sagt på en annen måte, så kan vi redusere oppholdstiden i flokkuleringen (evt bedre flokkuleringseffektiviteten ved en gitt oppholdstid) dersom vi øker fnokkvolumfraksjonen. Dette kan gjøres på ulike måter, f eks ved å returnere slam til flokkuleringstanken. Valg av fellingsmiddel påvirker også ϕ , f eks vil kalkfelling gi høyere ϕ enn aluminiumfelling. Det er dette som er årsaken til at kravet til oppholdstid er satt lavere for kalkfelling enn for aluminiumfelling i de norske dimensjoneringskriteriene.

Kort oppsummert kan vi si at for å oppnå optimalisert ortokinetisk flokkulering med tanke på sedimentering som separasjonsmetode, må vi ta hensyn til følgende :

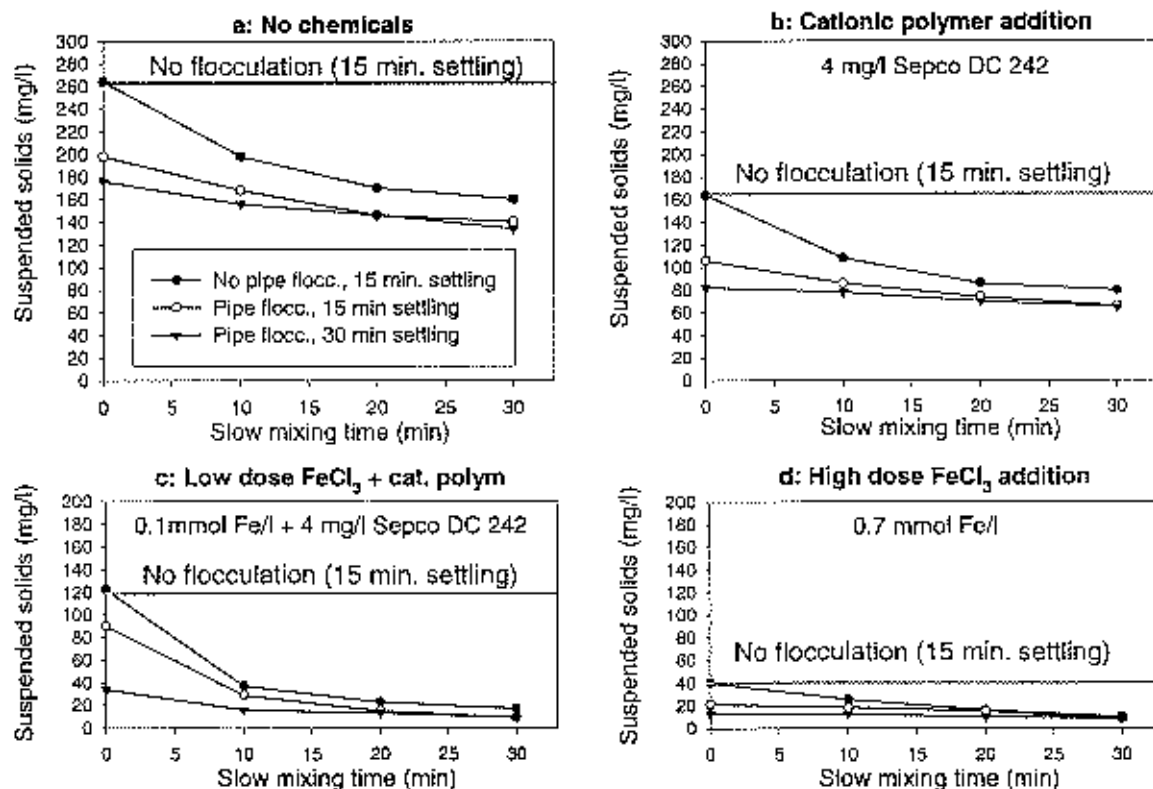
- Det finnes en optimal omrøringsintensitet (G -verdi)
- Det er fordelaktig å redusere G -verdien fra innløp til utløp i flokkuleringsreaktoren
- Det finnes en minste oppholdstid for å få optimal flokkuleringseffektivitet
- Flokkuleringseffektiviteten blir bedre (ved gitt T og G) jo høyere fnokkvolumfraksjonen (ϕ) er
- Fnokkvolumfraksjonen (ϕ) kan påvirkes, dels ved valg av fellingsmiddel og dels ved tilbakeføring av slam til flokkuleringsreaktor.

Nå vil optimalisering av den ortokinetiske flokkulering være noe avhengig av hvilken slamseparasjonsreaktor som benyttes nedstrøms flokkuleringstanken. Dersom fnokkene skal sedimenteres, er det (som Stokes lov viser) ønskelig at de er så store og kompakte som mulig. Den faktor som i første rekke påvirker størrelsen på fnokken ved ortokinetisk flokkulering, er G -verdien. Økende G -verdi gir minkende fnokkstørrelse. I og med at fnokkenes synkehastighet vil synke med minkende fnokkstørrelse, er det altså ønskelig med en lav G -verdi rett før fnokkene entrer sedimenteringstanken (i siste flokkuleringskammer). Dette er nok en årsak til at det er

fordelaktig å redusere G-verdien fra første til siste kammer i en flokkuleringsreaktor som er plassert foran en sedimenteringstank.

For å demonstrere betydningen av orthokinetisk flokkulering, skal vi henvise til figur 2.5 som viser resultater av flokkulering/sedimentering i laboratorieforsøk. Forsøkene ble kjørt med avløpsvann med høyt SS-innhold (>400mg SS/l) for å få fram de ulike effekter. Vannet ble først ledet gjennom en laboratorieflokkulator med veldefinert G-verdi ($G = 70 \text{ sck}^{-1}$). Deretter ble det ledet inn i en tank hvor suspensjonen kunne omrøres i varierende lang tid (0-30 min). Suspensjonen ble så sedimentert og prøver ble tatt av det rensede vannet etter varierende sedimenteringstid (30 og 60 min).

Far vi utgangspunkt i figur 2.5a, der det ikke ble tilsatt noen kjemikalier, ser vi at ingen flokkulering ga en effluentkonsentrasjon på 260 mg SS/l. Ved å la vannet passere laboratorieflokkulatorene (basert på rørflokkulering) før 15 min batch sedimentering, ser vi at SS-konsentrasjonen i effluenten forbedret seg til 200 mg SS/l. I begge disse tilfellene, ser man at separasjonen ble forbedret dersom man i tillegg til rørflokkulatorene utvidet flokkuleringen til også å gjelde omrøring av økende lengde (10-30 min). Vi kunne forbedre resultatet noe, men ikke vesentlig, ved å øke sedimenteringstiden fra 15 til 30 minutter. Dette er et bevis på at den effekten vi ser av de ulike flokkuleringstiltakene, virkelig er et resultat av bedret flokkulering, og at orthokinetisk flokkulering kan spille en sentral rolle selv i prosesser der man ikke tilsetter fellingkjemikalier/koagulanter.



Figur 2.5. Demonstrasjon av betydningen av orthokinetisk flokkulering både ved mekanisk og kjemisk rensing (Ødegaard, 1997).

De tre andre bildene på figur 2.5 viser tilsvarende kurver ved ulike former for koagulering og felling; bruk av kationisk polymer alene, bruk av en lav jerdose (5,5 mg Fe/l) + kaionisk polymer (4 mg/l) og bruk av en høy jerdose alene. Vi ser at bildet stort sett er det samme som for situasjonen med flokkulering uten kjemikalietilsetning, men det fremgår at jo kraftigere kjemikaliebruk vi har (fra bilde b til bilde d), jo mindre blir innlytelsen av de ulike flokkuleringsstiltak, men jo bedre blir totalresultatet.

Litt populært sagt, så viser dette at man kan dosere seg ut av et flokkuleringsproblem, og det spørs om det ikke er nettopp det vi ofte gjør. Dette viser også hvor kompleks det hele er, f.eks. at vi ikke fullstendig kan skille mellom koaguleringen og flokkuleringen. Analysen viser også at dersom vi skal ha både i pose og sekk, både et godt partikkelseparasjonsresultat og en lav slamproduksjon (dvs. lavt kjemikalieforbruk), så blir flokkuleringen spesielt viktig.

Dersom separasjonen skjer ved flotasjon, blir forholdene noe annerledes. For det første er vi nå ikke nødvendigvis ute etter store fnokker, snarere tvert imot. Forskning har vist (Ødegaard, 1995) at det derfor ikke er fordelaktig å redusere G-verdien fra kammer til kammer. Dessuten er det fordelaktig å operere med langt høyere G-verdier – fordi dette øker kollisjonsfrekvensen og siden det ikke gjør noe at fnokkene blir små, så gir høyere G-verdier bedre resultat. Dette fører også til at oppholds-tiden ikke behøver å være fullt så lang idet kortere oppholdstid blir kompensert av høyere kollisjonsfrekvens.

Ved direktefiltrering ønsker vi enda mindre fnokker for ikke å få for høyt falltap i øvre lag av filtre og der er enda høyere G-verdi fordelaktig.

I tabell 2.4 er det gitt en oversikt over anbefalte dimensjoneringsverdier (Ødegaard, 1992). Det er her også tatt med en situasjon med tilsetning av flokkulant (anionisk polymer), dvs. kjemisk flokkulering. Denne formen for flokkulering skal vi omtale særskilt nedenfor.

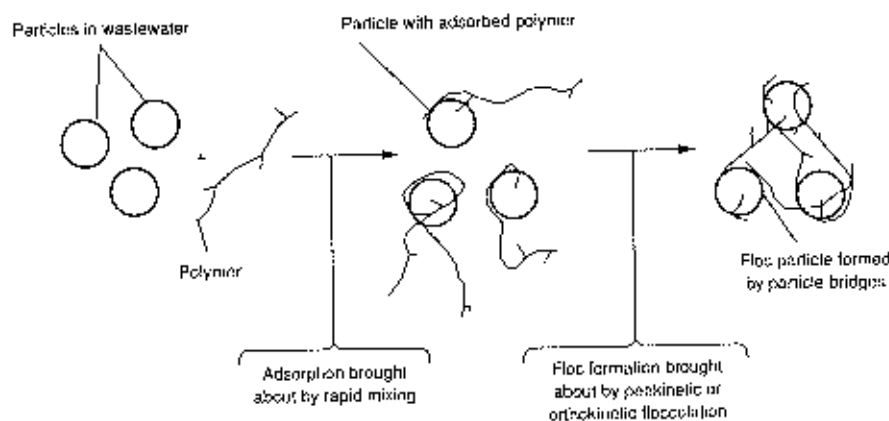
Tabell 2.4. Typiske dimensjoneringsverdier for flokkuleringsreaktorer og slamseparasjonsbasseng ved kjemiske fellingsanlegg (Ødegaard, 1992).

| Enhetsprosess | Fellingsmiddel | Flokkulering | | | Oppholdstid (min) | Separasjon Overflatbel. (m/h) |
|---|----------------------------------|-------------------------------|---------------------|-------------|-------------------|----------------------------------|
| | | G - verdi (sek ²) | | | | |
| | | 1. bass. | Mellomligg. basseng | Siste bass. | | |
| Flokkulering/ sedimentering | Al ₃ /Fe ₃ | 40 - 50 | 15 - 20 | < 10 | 20 - 30 | 1.0 - 1.5 |
| | Ca | 30 - 40 | 15 - 20 | < 10 | 15 - 20 | 1.3 - 1.8 |
| | Fe + Ca | 25 - 35 | 10 - 20 | < 10 | 15 - 20 | 1.0 - 1.5 |
| | PACl | 40 - 50 | 20 - 30 | < 10 | 15 - 20 | 1.3 - 1.8 |
| | Al/Fe/PACl + polymer | 60 - 80 | 30 - 40 | < 10 | 10 - 15 | 2.0 - 3.0 |
| Flokkulering/ flotasjon | Al ₃ /Fe ₃ | 70 - 90 | 70 - 90 | 70 - 90 | 15 - 25 | 5.0 - 7.5 |
| Flokkulering/ direkte filtrering + polymer | Al ₃ /Fe ₃ | > 100 | > 100 | > 100 | 0 - 10 | 5.0 - 10.0 |

Kjemisk flokkulering

Som det fremgår av tabell 2.4 over, dimensjoneres sedimenteringsbasseng ved kjemiske anlegg typisk for en overflatebelastning på 1-1,5 m/h. Ved de anlegg som tilsetter flokkulant (anionisk polymer), erfarer man imidlertid at belastningen kan gjøres betydelig høyere enn dette. I tabell 2.4 er antydnet en fordobling av dimensjonerende overflatebelastning ved tilsetning av flokkulant (anionisk polymer).

En polymerisk flokkulant består av langkjedede, organiske molekyler med ladede grupper (normalt negativ ladning) knyttet til på ulike steder av det langkjedede molekylet. En partikkel som kommer ut av en koaguleringsprosess (primærpartikkelen) er nøytral eller har en overveiende positiv ladning (som følge av en viss overdosering av koagulant). De negativt ladede områder på polymeren vil ta kunne knytte an mot de overveiende positivt ladede primærpartiklene. På denne måten kan flere partikler knyttes an mot flere områder på det samme ladede organiske molekyl, som igjen via de positive partiklene kan knyttes sammen i et nettverk, som anskueliggjort på figur 2.6.



Figur 2.6. Anskueliggjøring av funksjonen til en polymerisk flokkulant (Metcalf & Eddy, 1991).

Resultatet av dette blir at fnokkene øker i størrelse og får en viss indre styrke som en følge av bindingene mellom polymer-molekyler og partikler. Resultatet av riktig bruk av en polymerisk flokkulant er derfor:

- Fnokkene vil naturlig danne større aggregater enn om polymer ikke var brukt, dvs større fnokker vil bli dannet.
- Fnokkene vil bli "sterkere", dvs at de kan tåle hardere behandling uten at de går i stykker.

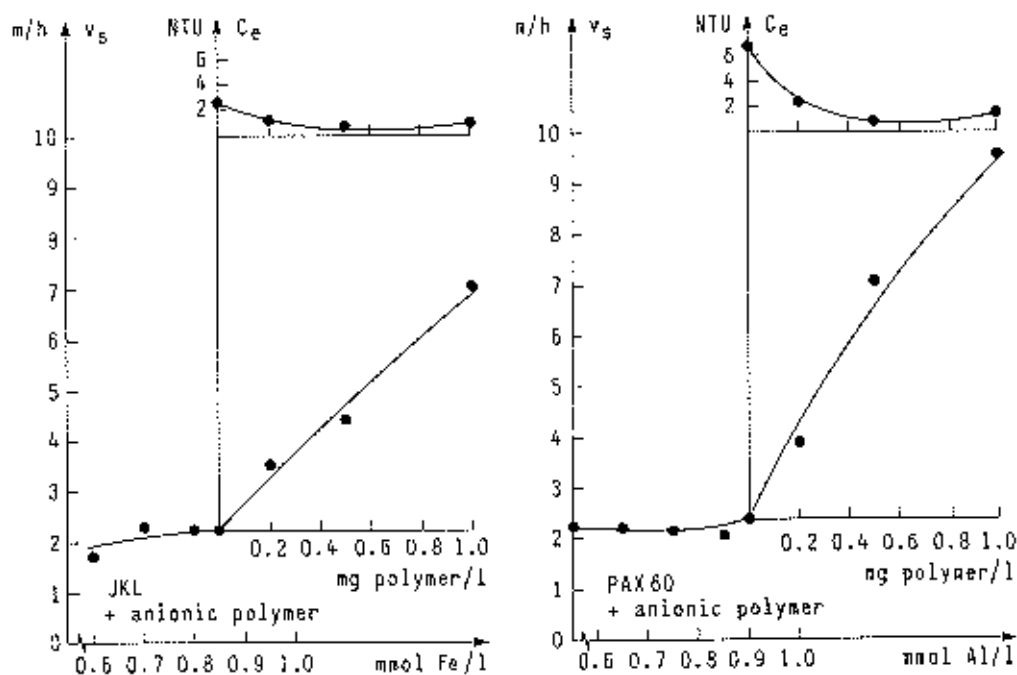
Det er f.eks vist (Ødegaard, 1979) at bruk av polymer ikke gir høyere flokkuleringsgrad ved en gitt G-verdi (polymeren øker jo ikke fnokkfraksjonsvolumet), men at fnokkene kan tåle høyere G-verdi før den ødelegges og at flokkuleringsgraden derfor kan gjøres bedre ved å operere med en høyere G-verdi enn hva som ellers ville være mulig. Dette fremgår også av de anbefalte dimensjoneringsverdiene i tabell 2.4.

I og med at fnokkene blir større ved en gitt G-verdi (f.eks en lav G-verdi som benyttes ved inngangen til sedimenteringsbasseng), så blir også synkehastigheten av fnokken høyere.

Effekten av bruk av polymerisk flokkulant er demonstrert i figur 2.7 (Ødegaard et al, 1992), hvor synkehastigheten av fnokkene er vist som funksjon av Fe/Al-dose og polymer-dose.

Figuren skal forstås som følger; Ved en JKL/PAX-dose opp til ca 0,85-0,9 mmol Fe/Al ser vi at fnokkenes synkehastighet holder seg på ca 2 m/h. Ved 0,85 mmol Fe/l, hhv 0,9 mmol Al/l, har man tilsatt anionisk polymer. Det er gjort forsøk med økende polymer-dosering. Vi ser at polymer-doseringen har ført til betydelig økning i synkehastigheten. Allerede ved en dose på ca 0,2 mg polymer/l, er synkehastigheten fordoblet, og ved dosering opp til 1 mg/l er den flerdoblet.

I øverste del av figuren ser vi at den økede synkehastighet ikke har gått utover renseresultatet, idet turbiditeten i effluenten ikke har blitt dårligere – snarere tvert om. Dette demonstrerer hvilket stort potensial riktig bruk av flokkulant har. Det er grunn til å understreke riktig bruk idet det ofte viser seg vanskelig å finne fram til den optimale polymer.



Figur 2.7. Innflytelse av tilsetning av anionisk polymer på synkehastigheten av fnokker (Ødegaard et al, 1992).

2.3.3 Reaktorer for effektiv partikkelseparasjon

De prinsippene som vi over har diskutert – både når det gjelder koagulering og flokkulering – kan utnyttes til å utforme gode reaktorer for effektiv partikkelseparasjon. Slike reaktorer kan være basert på sedimentering men også på flotasjon og filtrering. Disse teknikkene skal diskuteres i neste kapittel.

3. AKTUELLE SEPARASJONSTEKNIKKER OG REAKTOR- UTFORMINGER

I dette kapitlet skal vi kort se på grunnlaget for de ulike aktuelle effektive partikkelseparasjonsteknikkene samt gi eksempler på reaktorutforminger. I den grad det foreligger data for erfaringer med de ulike teknikkene, vil det også bli tatt med.

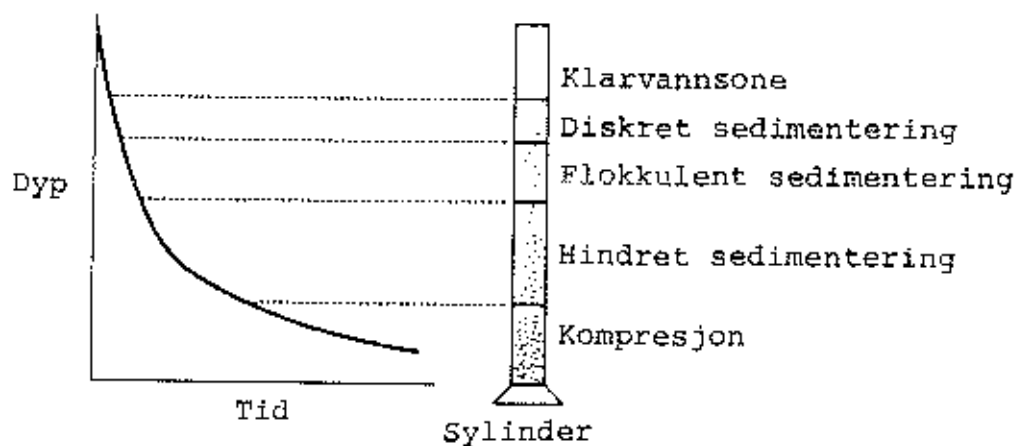
3.1 Teknikker basert på sedimentering

Sedimentering er en separasjonsprosess hvor faste partikler i en suspensjon bunnfelles på grunn av større densitet enn væsken. Synkehastigheten er avhengig av partikkelstørrelsen og kan være meget langsom for vanlig forekommende, små partikler i avløpsvann (< 1 m/h).

3.1.1 Kort om det teoretiske grunnlaget

Sedimenteringsforløpet avhenger av partikkeltettheten i suspensjonen og hvordan partiklene påvirker hverandre innbyrdes. Tenker vi oss en suspensjon som tillates å sedimentere i en kolonne, kan sedimenteringen grovt defies inn i fire typer, se figur 3.1:

- diskret sedimentering
- flokkulent sedimentering
- hindret sedimentering
- kompresjon



Figur 3.1. Sedimenteringskurve for slam.

Diskret sedimentering

I starten på sedimenteringen vil partiklene i suspensjonen ha god plass og sedimenterer uavhengig av hverandre. Partiklene vil være påvirket av den nedover rettede gravitasjonskraften og en oppover rettet motstandskraft (friksjonskraft). Partikkelen vil på grunn av motstanden raskt oppnå en konstant synkehastighet ($v = v_s$).

Newtons lov angir synkehastigheten (v_s) for en partikkel på følgende måte:

$$v_s = \left(\frac{4g(\rho_p - \rho)d_p}{3C_d\rho} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (1)$$

hvor:

ρ_p = partikkelens tetthet

ρ = væskens tetthet

d_p = partikkel diameter

$$C_d = \text{motstandskoeffisient} \left(C_d = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0,34 \right) \quad (2)$$

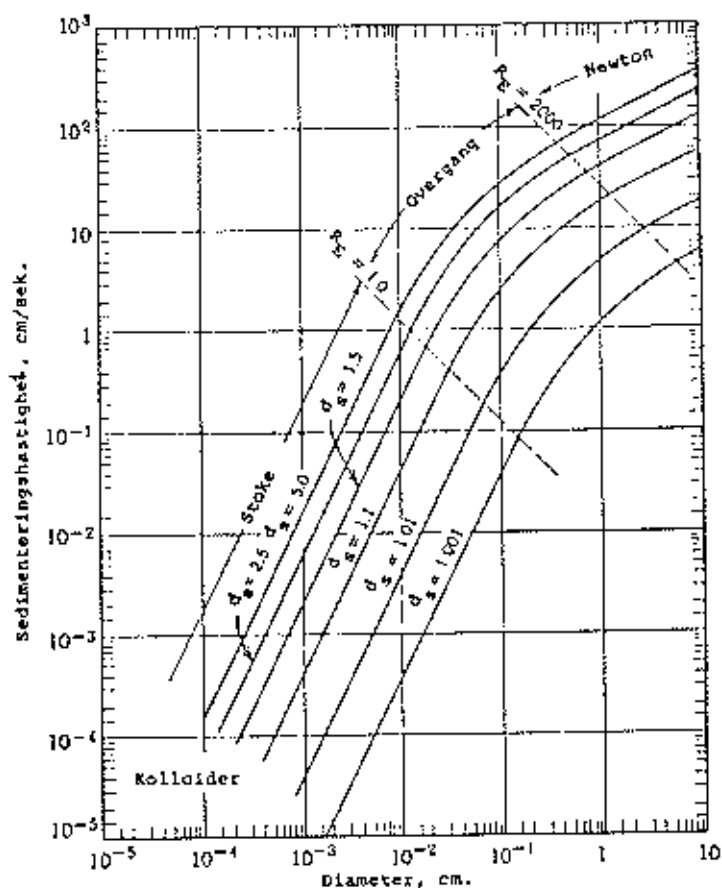
Re = Reynolds tall = $v_s d_p \rho / \mu$, der μ er vannets absolutte viskositet

De fleste partiklene i forbindelse med avløpsrensing er så små at strømmingen omkring dem blir laminær. Dette fører til at det første leddet i likning (2) vil dominere. Ved innsetting i likning (1) får vi følgende likning, som er den tidligere omtalte, Stokes lov:

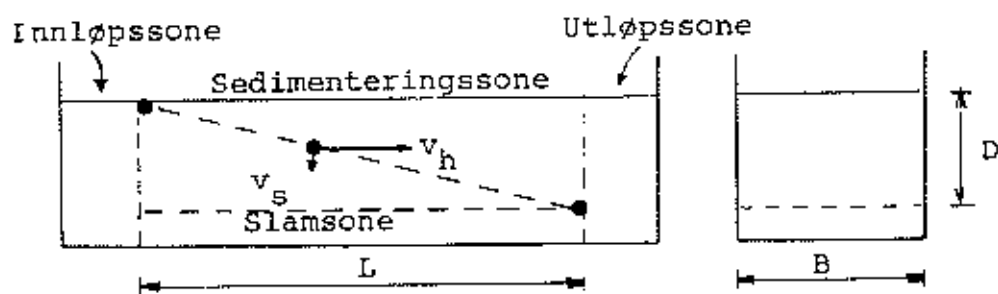
$$v_s = \frac{g(\rho_p - \rho)d_p^2}{18\mu} \quad (3)$$

Synkehastighetene for en partikkel i vann etter disse ligningene, er fremstilt i figur 3.2. Vi ser at høyere partikkeltetthet (ρ_p) og høyere partikkeldiameter gir en høyere synkehastighet. I og med at viskositeten inngår i ligningene for synkehastighet, influerer også temperaturen. Synkehastigheten for like partikler er f.eks. ved 18 °C ca 1,5 ganger høyere enn ved 2 °C.

Normalt dimensjoneres sedimenteringsbasseng på grunnlag av den såkalte overflatebelastningsteorien. Denne tar utgangspunkt i idealiserte forhold, dvs at vi har diskret sedimentering i et ideelt sedimenteringsbasseng. I et ideelt sedimenteringsbasseng vil vannet etter å ha passert innløpssonen være jevnt fordelt i dybde og bredde. Den minste partikkel som vil kunne fjernes, er den som kommer inn ved overflaten og når slamsonen ved slutten av bassenget. Denne partikkelen vil være dimensjonerende for bassenget (figur 3.3).



Figur 3.2. Synkehastighet for partikler i vann ved 10°C.



Figur 3.3. Diskret sedimentering i et ideelt sedimenteringsbasseng.

Tiden som denne grensepartikkelen vil bevege seg før den blir fjernet (når bunnen) er da:

$$\text{Horisontalt } T = \frac{L}{v_h} = \frac{L \cdot A}{Q} = \frac{L \cdot B \cdot D}{Q} \quad (4)$$

$$\text{Vertikalt } T = \frac{D}{v_s} \quad (5)$$

| | | | |
|------|----------------|---|---|
| der: | T | = | tid (h) |
| | L, B, A og D | = | bassengets lengde, bredde, areal og dybde (m) |
| | Q | = | vannføring (m ³ /h) |
| | v _h | = | overflatebelastning (m/h) |
| | v _s | = | synkehastighet (m/h) |

Kombineres formel (4) og (5) får vi at:

$$v_s = \frac{Q \cdot D}{L \cdot B \cdot D} = \frac{Q}{A_{of}} = v_f \quad (6)$$

For å bli separert må altså en partikkels synkehastighet være større eller lik forholdet mellom vannmengde og bassengets overflateareal, v_f, som kalles bassengets overflatebelastning.

Ut fra likning (6) ser en også at ved sedimentering av diskrete partikler er dybden av bassenget av underordnet betydning for sedimenteringsforløpet.

Overflatebelastning er den viktigste parameteren ved dimensjonering av sedimenterings-basseng.

Flokkulent sedimentering

Følger vi sedimenteringen av suspensjonen over tid (se figur 3.1), vil konsentrasjonen av partikler i suspensjonen etter hvert avta i de øverste lag mens den øker nedover. Partiklene vil begynne å kolliderer med hverandre og slå seg sammen til større flokker. Når flokkene blir større vil synkehastigheten øke. Vi har da flokkulent sedimentering. Ved slik sedimentering gjelder ikke teorien om ideell sedimentering. I tillegg til overflatebelastningen får også oppholdstiden, dvs dypet, betydning for sedimenteringsforløpet.

Ved sedimentering av kjemisk slam og spesielt aktivt slam, vil flokkulent sedimentering være den dominerende sedimenteringsform i størstedelen av et sedimenteringsbasseng. Det finnes ingen enkel matematisk formulering for beregning av synkehastighet til flokkulente partikler. Ved dimensjonering benyttes derfor likevel overflatebelastningsteorien, som baseres på diskret sedimentering, men ved flokkulent sedimentering trekkes dybden i bassenget inn som dimensjoneringsparameter.

Hindret sedimentering

Denne sedimenteringsformen oppstår når oppkonsentreringen av partikler er så stor, at sedimenterende partikler blir hindret av underliggende partikler. Sedimenterings hastigheten blir redusert som en følge av at sedimenterende partikler bremses pga underliggende partikler. Slik hindret sedimentering skjer i bunnsone av sedimenteringsbasseng og beskriver egentlig fortykning av slam. I sedimenteringsbasseng for aktivslam, spiller hindret sedimentering en avgjørende rolle idet fortykningen av slammene har direkte innvirkning på returslammengden.

Ved dimensjonering av basseng der hindret sedimentering er vesentlig, må vi derfor ta hensyn til den begrensede fluks ved fortykningen. Dette gjøres normalt ved å sette et krav til slamoverflatebelastning, som er slamkonsentrasjon multiplisert med overflatebelastning. Ved sedimentering i den type prosesser vi snakker om i denne rapporten spiller hindret sedimentering en mindre rolle.

Kompresjon

Når partiklene har sedimentert vil fortsatt vann/slam nivået bevege seg nedover (komprimeres). Dette skyldes at tyngden av de ovenforliggende lag komprimerer de underforliggende lag, slik at vann blir presset ut av slamlaget.

3.1.2 Tradisjonelle sedimenteringsbasseng

I Norge brukes i stor utstrekning rektangulære sedimenteringsbassenger der flokkuleringen skjer i bassenger passert foran og uavhengig av selve sedimenteringen. I utlandet er sirkulære basseng vel så vanlige, og ofte er flokkuleringen plassert inne i sedimenteringsbasseng. Der er mange forhold knyttet til tradisjonelle basseng som ikke er optimale, og som derfor kan innebære at bassengene må være større enn nødvendig ut fra en betraktning av partiklenes synkehastighet. Det vil føre for langt å komme inn på alle disse i detalj, men vi skal kort omtale noen.

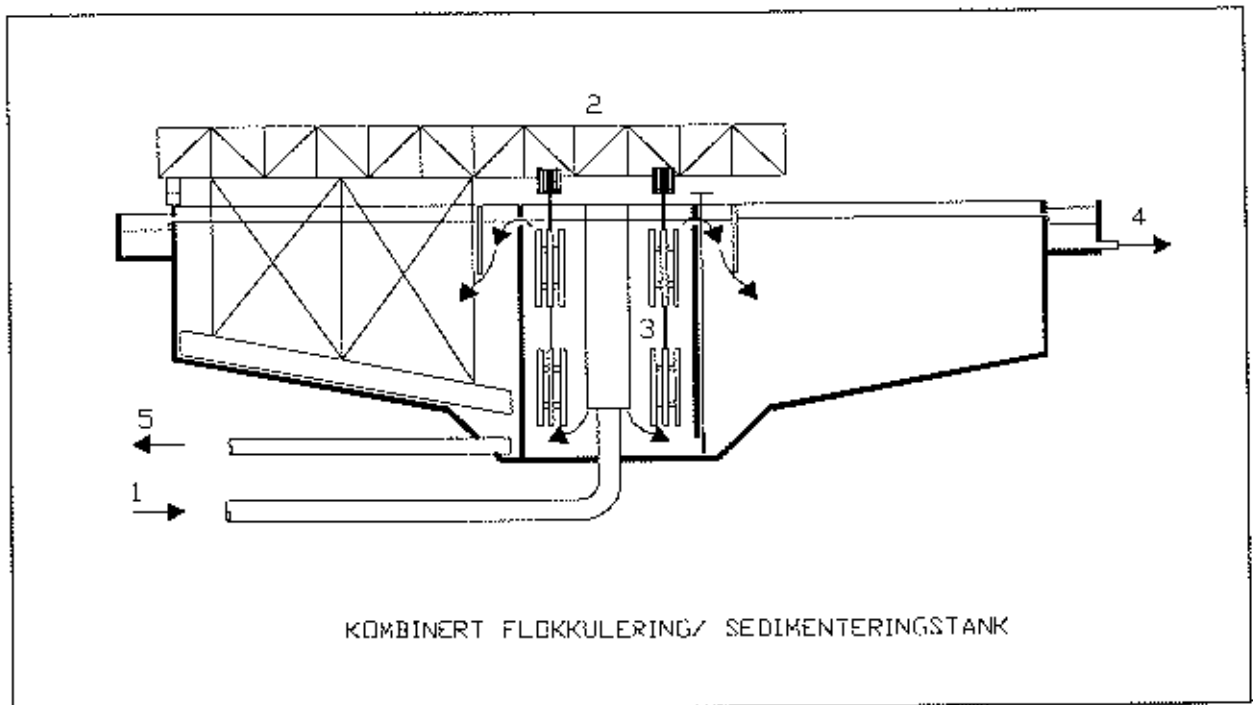
På grunn av høyere tetthet i suspensjonen ved bunnen enn ved overflaten, vil man i tradisjonelle sedimenteringsbasseng ha **tetthets-strømmer** som innebærer at strømmingen i overflaten av vannvolumet, vil være motsatt av lengre nede i basseng. Slike tetthetsstrømmer kan også være forårsaket av en annen tetthet på vannet som kommer inn i basseng (f.eks. p.g. a salt holdighet, eller temperatur) i forhold til det som allerede er der. Dette innebærer i realiteten at dybden i volumet ikke fullt ut blir utnyttet og at sekundærstrømmer forekommer i basseng. Dersom innløpsvannet er kaldere eller varmere enn det vannet som befinner seg i basseng (noe som ikke er uvanlig) kan **temperatur-induserte kortslutningsstrømmer** som følge av at vannvolumene med ulik temperatur legger seg oppå hverandre, forekomme. Det er svært vanlig at turbulens i innløpssonen av et sedimenteringsbasseng fører til **opphvirvling av slam** som ligger i – eller er på veg til – slamomma. **Slamskrapeutstyret** kan også påvirke strømningsbildet i et sedimenteringsbasseng. Effekten på strømningsbildet av **vind i bassenger** utendørs kan være meget betydningsfull. I Norge er det imidlertid vanligst at bassengene overbygges slik at denne effekten betyr mindre her i landet.

Som nevnt over er det vanlig i Norge med bassenger der flokkulering og sedimentering er helt adskilt dette stiller store krav til at **transporten av de ferdige flokker** fra flokkuleringsbasseng til sedimenteringsbasseng er så skånsom som mulig. I realiteten er det sannsynligvis umulig å få til en transport som under alle forhold (f.eks. med varierende vannmengder) er optimal.

I det følgende skal vi se på endel alternative utforminger av sedimenteringsbasseng der man gjennom ulike utforminger forsøker å omgå ett eller flere av de problemene som er omtalt over.

3.1.3 Sedimenteringsbasseng med innebygget flokkulering

Sedimenteringsbasseng av denne typen er først og fremst laget for å få en så skånsom overgang mellom flokkuleringen og sedimenteringen som mulig. Bassengene kan i og for seg være av den tradisjonelle typen. Vanligvis er de, imidlertid som vist på figur 3.4, sirkulære basseng med flokkuleringssonen plassert i en sentrumssylinder. Motoren for omrørerne kan være plassert på brua for slamskrapa og beveger seg da med denne. Bassengtypen er mye benyttet i utlandet på vannverk. Her i landet kjenner vi ett anlegg av denne typen, som nå er nedlagt, nemlig Hovseter renseanlegg i Oslo (nedlagt da VEAS kom i drift). Det finnes muligens flere.



1- Innløp. 2- Bru til skrapverk. 3- Flokkuleringssone. 4 - Utløp effluent. 5 - Slamavtrekk

Figur 3.4. Prinsippskisse av sedimenteringsbasseng med innebygget flokkuleringssone.

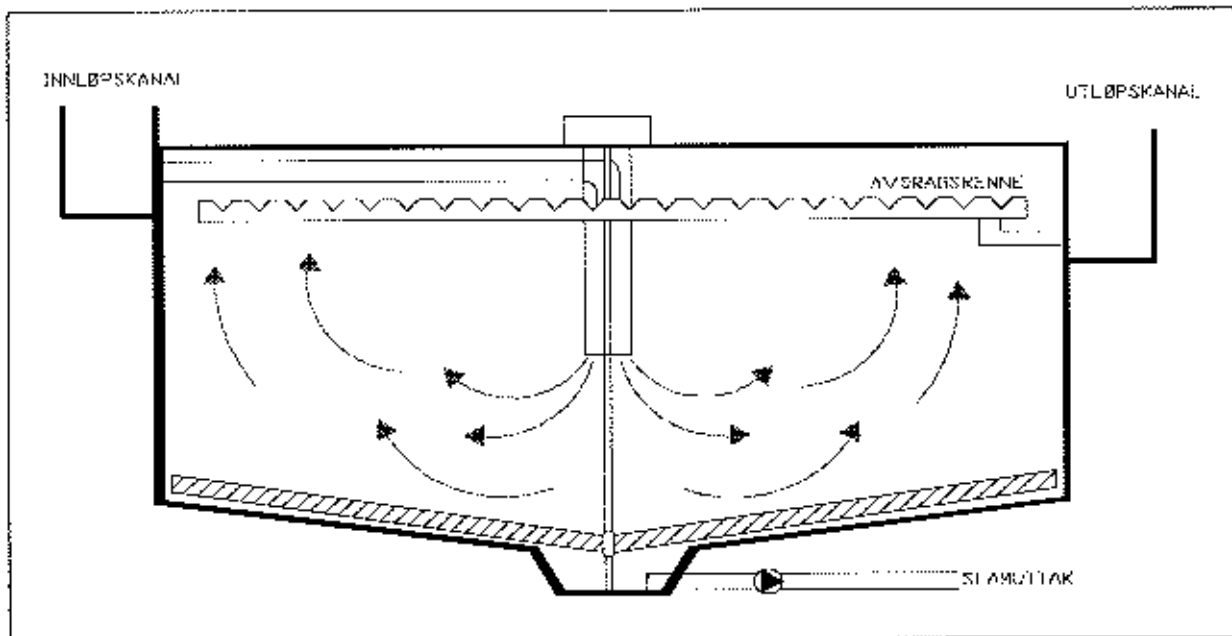
Bassengene har et dyp som på tradisjonelle bassenger, dvs 3-5 m. Plasseringen av flokkuleringen inne i sedimenteringsbasseng gir en enkel utforming og muliggjør en skånsom overføring av fnokker til sedimenteringssonen. Den sirkulære formen gir imidlertid ikke god utnyttelse av tilgjengelig areal. Bassengtypen er ikke beregnet for spesiell høy overflatebelastning.

3.1.4 Sedimenteringsbasseng med vertikal strømming

Reaktorene er enten kvadratiske eller sirkulære av fasong og med eller uten slamskraper montert i senter av reaktoren. På grunn av problemer med slamskraping i kvadratiske reaktorer, er de fleste idag av sirkulær type. I kvadratiske basseng lages vouter i hjørnene slik at bassenget er sirkulært i bunnen. Skrapene fører slammet til slamlomme sentralt i reaktoren, se figur 3.5.

Reaktorene uten skrape i bunnen er gjerne sammensatt av en øvre sirkulær eller kvadratisk del og en nedre del som er kjegle- eller pyramideformet. Dette er gjort for å få en brattere helning (vanligvis 60°), slik at slammet kan skli ned til senter av reaktoren. Dette er mest brukt på mindre anlegg.

Innløpet kan være utformet på to måter, enten blir avløpsvannet ført inn i senter eller i ring rundt reaktoren. Avløpsvannet blir deretter presset nedover mot bunnen av reaktoren før det snur og stiger oppover igjen. Effluenten trekkes av i renner som ligger rundt kanten på reaktoren.



Figur 3.5. Prinsippskisse av sedimenteringsbasseng med vertikal strømning.

Normalt er bassengene 4-6 m dype, men i den senere tid er det bygget noen svært dype bassenger, f.eks. ved VEAS der dybden er 11,5 m. Bassengtypen er meget enkel og fordelene med dype vertikalsirkulationsbassenger er at oppholdstiden i sedimenteringsbassengene blir lang selv om overflatebelastningen er høy. Dette gir god mulighet for å oppnå god flokkulering i bassenget. Teppet av slam som vannet må bevege seg opp gjennom, bidrar også til god flokkulering.

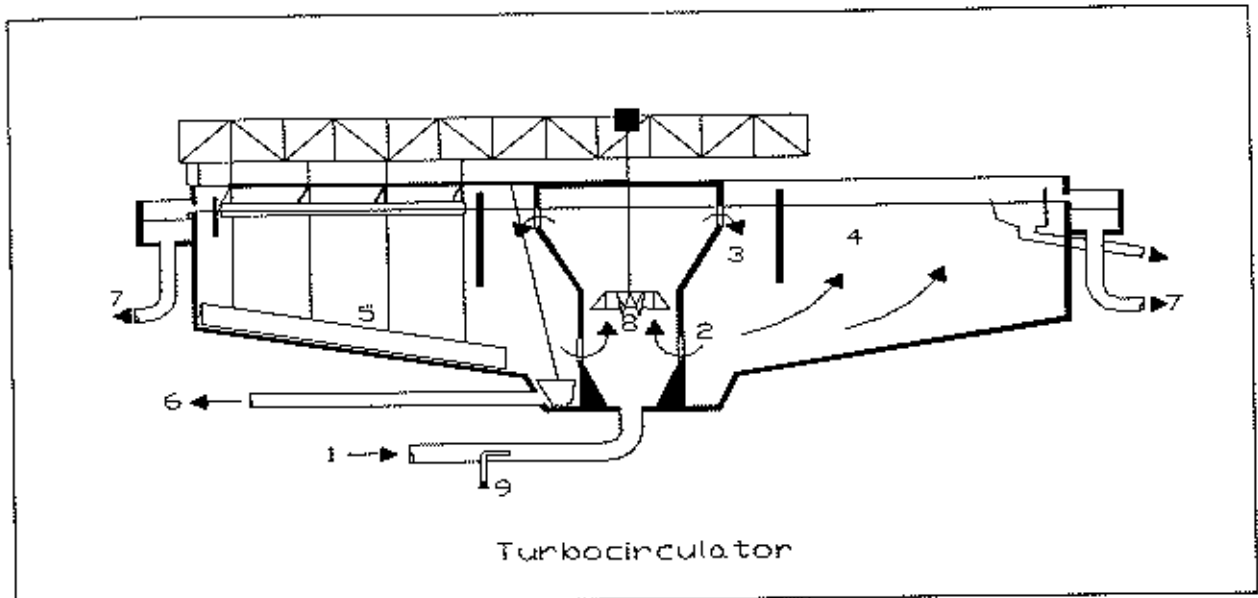
Tetthetsstrømmer kan gi ustabilitet i det hydrauliske strømbildet. Dette kan føre til slamflukt. Det kan også være vanskelig å få til et godt strømningsbilde ved vannets innløp i bassenget.

3.1.5 Slamkontaktbasseng

Hovedhensikten med slamkontaktbasseng er å forbedre flokkuleringen inne i sedimenteringsbassengene gjennom å øke flokkvolumfraksjonen. Dette oppnås ved å øke slamkonsentrasjonen som suspensjonen kommer i kontakt med (se figur 3.6). Dype vertikalsirkulationsbassenger, som ble omtalt over, utnytter også denne effekten.

Avløpsvannet blir ført inn i senter av reaktoren, hvor vannet blir blandet med resirkulert slam. Senter av tanken består av en miksesone hvor både resirkulert slam og kjemikalier tilsettes det innkommende avløpsvannet. Vannet ledes deretter ut i en sedimenteringsone via en kjegleformet kappe. Effluenten blir trukket av i toppen via avtrekksrenner eller dykkede utløpsrør.

Resirkulasjonsreaktorene er gjerne utstyrt med en kraftig pumpe som kan resirkulere slam-mengder opp til fem ganger av innkommende vannmengde. Slamkonsentrasjonen i reaktorene er kontrollert ved hvor ofte det tappes slam fra reaktoren.



1 - Innløp. 2 - Resirkulert slam. 3 - Utløp fra miksesone. 4 - Sedimenteringssone.
5 - Skrapverk. 6 - Slamavtrekk 7 - Utløp effluent. 8 - Impeller for miksing av slam og
avløpsvann. 9- Kjemikaledosering

Figur 3.6. Eksempel på slamkontaktbasseng.

Denne type sedimenteringsreaktor gir god flokkulering, tette fnokker og dermed stor synkchastighet på fnokkene. Man oppnår vanligvis også høyt tørrstoffinnhold i slammet fordi fnokkene får høy tetthet. Resirkuleringen av slam hevdes å redusere kjemikalieforbruket. Ut fra et arealutnyttelses-synspunkt er det en ulempe når reaktoren er sirkulær. Det er behov for en meget god kontroll med slamtappingen for at slamflukt ikke skal forekomme. Denne type reaktorer forutsetter bruk av polymer som flokkulant for å gi optimale resultater.

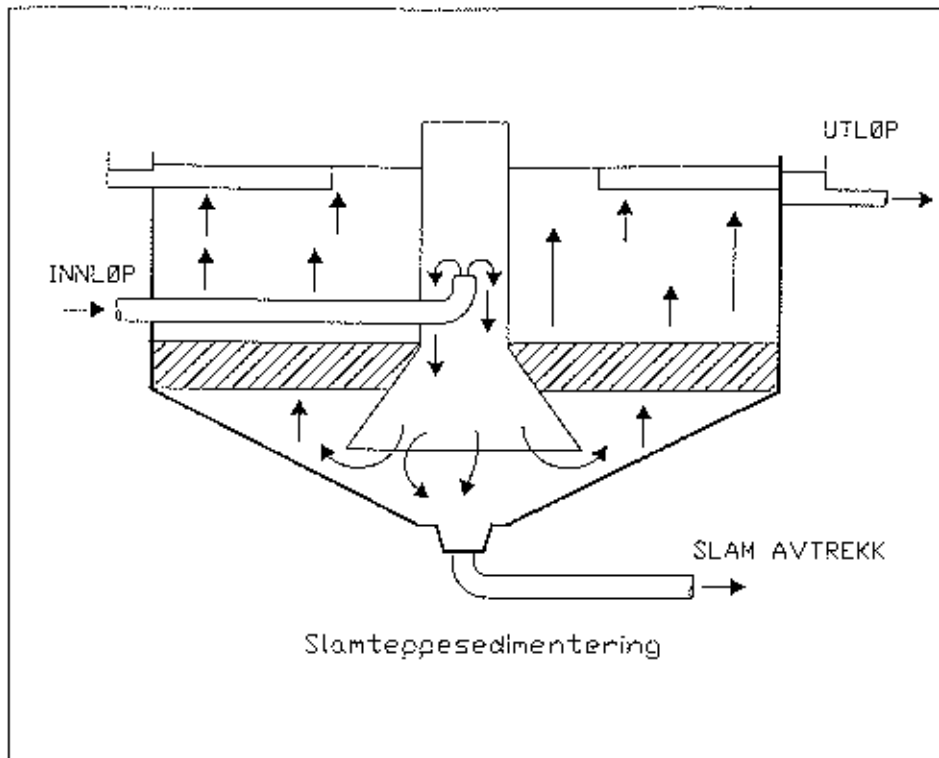
Det er såvidt oss bekjent ingen slike anlegg i Norge.

3.1.6 Slamteppereaktorer

Slamteppereaktorer er vertikalstrømningsbassenger utformet (i alle fall i deler av bassenget) som en omvendt kjegle som suspensjonen stiger opp gjennom, se figur 3.7.

I slamteppereaktorer blir avløpsvannet ofte ledet inn i senter av reaktoren hvor vannet blir satt i bevegelse og mekaniske eller statiske innretninger. Bevegelsen gir en flokkuleringseffekt som fører til at slampartiklene kolliderer med hverandre og danner større aggregater. Avløpsvannet ledes deretter nedover i reaktoren via et skjørt/kon før det begynner å stige oppover igjen.

Siden reaktoren herfra er utformet som "en omvendt kjegle" vil den vertikale hastigheten til slampartiklene avta på veien oppover i reaktoren på grunn av at overflatearealet øker. På et gitt sted vil hastigheten være lik sedimenteringshastigheten til fnokkene. I dette området vil det etableres et teppe av slam med et høyt slamvolum som gir "filtrering" av fnokkene når vannet passerer igjennom. Passeringen igjennom slamteppet vil også føre til en ekstra flokkuleringseffekt pga den høyere fnokkvolumfraksjonen. Effluenten trekkes av i renner på toppen av reaktoren.



Figur 3.7. Prinsippskisse av slamteppebasseng.

Slamtappingen kan skje på to måter; enten kan slam tappes direkte fra slamteppet eller slam kan taes ut i bunnen av reaktoren. De fleste reaktorene har anordninger slik at slam tappes fra bunnen i tanken fordi det vil alltid være en andel av slammet som sedimenterer. Etter hvert som det kommer mer suspendert stoff inn i reaktoren vil en del av fnokkene i slamteppet slå seg sammen til større aggregater. Dette vil forskyve på likevektsforholdet mellom de hydrodynamiske kreftene og gravitasjonskraften slik at en del av partiklene sedimenterer.

Slamteppereaktorer er mest benyttet på vannbehandlingsanlegg hvor vannføringen er tilnærmet konstant. Ved variasjoner i vannføringen vil nemlig slamteppet bevege seg opp- og nedover i reaktoren noe som kan føre til ustabilitet i reaktoren. Reactorer som kun er basert på slamteppeprinsippet er derfor vanligvis ikke brukt på avløpsrensaneanlegg, men prinsippet kan utnyttes sammen med andre prinsipper som her er omtalt.

Slamteppebasseng kan gi en meget kompakt løsning som hevdes å gi lavt kjemikalieforbruk. Bassengtypen er imidlertid følsom for store variasjoner i vannmengde og er ved spissbelastninger utsatt for slamflukt. Vi kjenner ikke til at bassengtypen er benyttet på anlegg i Norge.

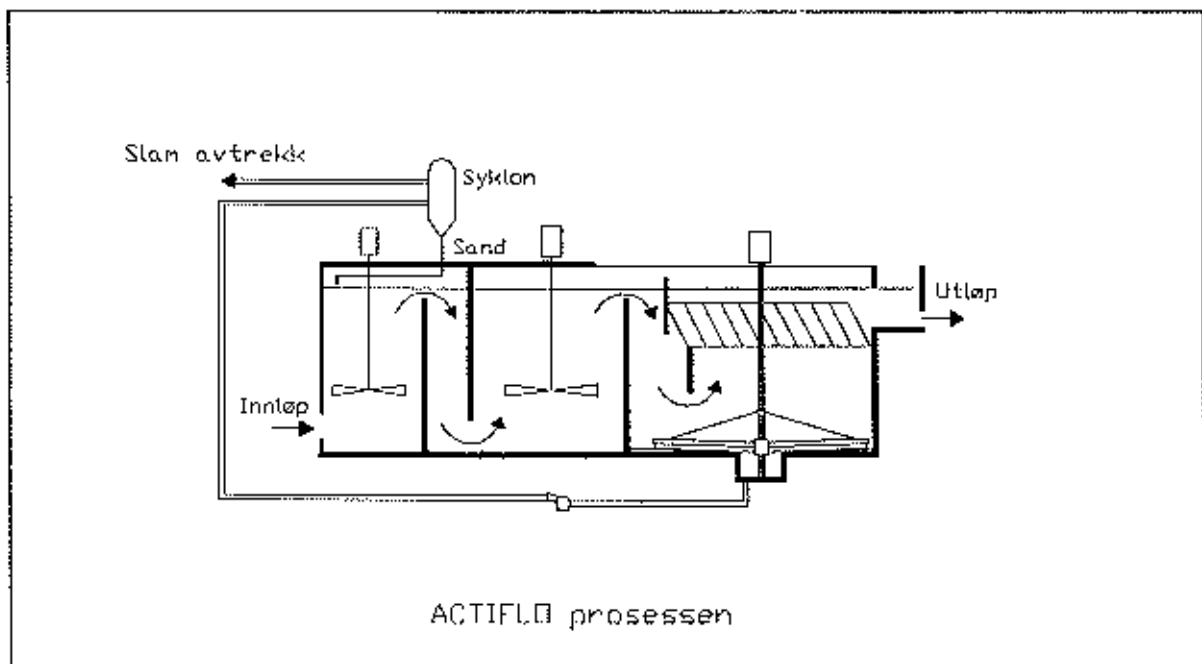
3.1.7 Sedimenteringsbasseng basert på tilsetning av tyngende materiale

Denne reaktortypen er basert på at vannet tilsettes et tyngende materiale (mikrosand, magnetitt etc) som bakes inn i fnokken gjennom koagulering/flokkulering. Ved dette får fnokken høyere densitet og dermed høyere synkehastighet. Prinsippet er vist i figur 3.8.

Vannet blir først tilsatt fällingskjemikalier og hjelpeflokkulant i form av polymer før det blir ledet inn i reaktoren, hvor det tyngende stoffet blir tilsatt i et blandekammer. Deretter skjer flokkulering og sedimentering. Sedimenteringen kan i og for seg skje i hvilken som helst reaktor, men i figur 3.8 er antydnet en lamellsedimenteringsreaktor som gir en særlig kompakt løsning.

Det tyngende materiale som tilsettes, havner i slammet og må gjenvinnes dersom prosessen skal bli økonomisk konkurransedyktig. På figuren i figur 3.8 skjer dette i en sykton hvor den tyngre mikrosand og det lettere slam separeres.

Det finnes to ulike varianter på markedet av disse prosessen. Den ene, som antydnet på figur 3.8, baserer seg på tilsetning av mikrosand som tyngende materiale, og gjenvinning av mikrosand ved hjelp av en sykton. Det andre prinsippet baseres seg på tilsetning av magnetitt partikler som magnetiseres og som senere separeres fra vannet ved hjelp av magnetseparasjon.



Figur 3.8. Prinsippkisse av reaktor basert på tilsetning av tyngende materiale.

Denne reaktortypen kan gi en meget kompakt løsning. Leverandørene oppgir gjerne overflatebelastningen i lamellsedimenteringssonen. Man skal huske på dette kun er en del av hele reaktoren. Reaktortypen hevdes å egne seg svært godt under sterkt varierende hydraulisk belastning. En ulempe er det selvsagt at man må tilsette det tyngende materiale, som det også er et visst forbruk av (selv om det resirkuleres) noe som bidrar til økte driftskostnader.

3.1.8 Lamellsedimenteringsreaktorer

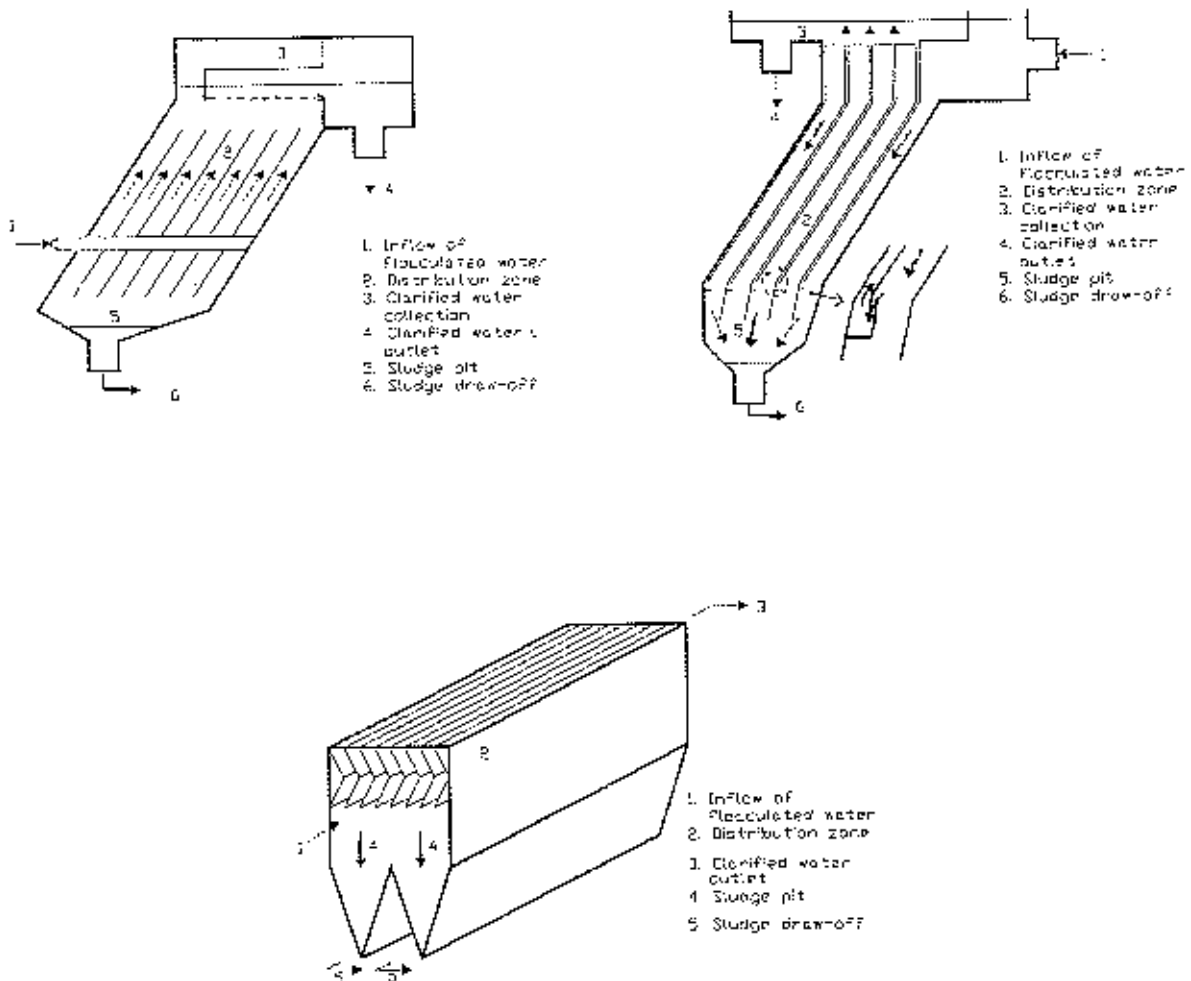
Lamellsedimentering er en spesiell versjon av den konvensjonelle sedimenteringen hvor suspensjonen strømmer mellom skråstilte plater eller rør. Slammet sedimenterer på platene og sklir nedover til en underforliggende slamfange. Hensikten med lamellene er å øke det effektive sedimenteringsarealet i forhold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

Lamellsedimenteringsbasseng dimensjoneres for overflatebelastningen på projisert flate og med en vinkel på platene på 50-60° og en avstand mellom lamellene på 3-10 cm, vil anleggene bli svært kompakte med en overflate som bare utgjør 1/10 – 1/15 av hva et tradisjonelt sedimenteringsbasseng ville kreve.

Like vanlig som å benytte plater i lamellsonen er det idag 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 hexagonalt tverrsnitt, sammensatt i rørpakker.

Lamellsedimenteringstanker kan bygge på tre ulike prinsipper (se figur 3.9).

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



Figur 3.9. De ulike prinsippene for lamellsedimentering.

Motstrømsprinsippet

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 intermittert. Effluenten trekkes av i lamellenes øvre del. Lamellenes vinkel til vertikalplanet er vanligvis 60°.

Medstrømsprinsippet

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

Tverrstrømsprinsippet

Metoden er egentlig en avart av motstrømsprinsippet. Forskjellen er at vannet blir tilført inn på tvers av vannets strømming oppover mellom lamellene. Slamsuspensjonen vil bevege seg oppover mens partiklene fra suspensjonen vil sedimentere og «gli» ned i den underforliggende slamfommen. 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 blitt brukt på de samme slamtypene som konvensjonelle sedimenteringsbasseng. Imidlertid har erfaringer vist at avskilling av suspensjoner med høy andel av suspendert stoff (høyt slamvolum), f.eks. aktivt slam, har vært problematisk. Dette skyldes at rentvannssjiktet mellom lamellene har blitt så tynt, at suspendert stoff har blitt revet med i effluenten og gitt en reduksjon i renseseffekten.

Lamellsedimenteringsbasseng er svært kompakte. De egner seg best ved relativt lave konsentrasjoner av slam og skulle i det perspektivet egne seg for primærfellingsanlegg. Det har imidlertid, i alle fall i Norge, vært en betydelig engstelse for vekst på lamellene. Man kan i imidlertid spørre seg om hvor stort dette problemet i realiteten er. På VFAS er det ikke rapportert om problemer med vekst. Vi ville tro at man kan unngå slike problemer ved å benytte relativt god avstand mellom lamellene. Rørmoduler er sannsynligvis i dette henseende mindre egnet enn platemoduler.

Det er bygget få lamellsedimenteringsbasseng ved norske avløpsrenseanlegg. De som ble bygget har ofte blitt nedlagt. Det er ikke helt klart hvorfor denne negative holdningen til lamellsedimentering har festet seg i Norge. Spesielt i Frankrike er lamellsedimentering mye benyttet ved primærfelling og det burde være grunn til å undersøke bruken av denne kompakte separasjonsprosessen også i Norge.

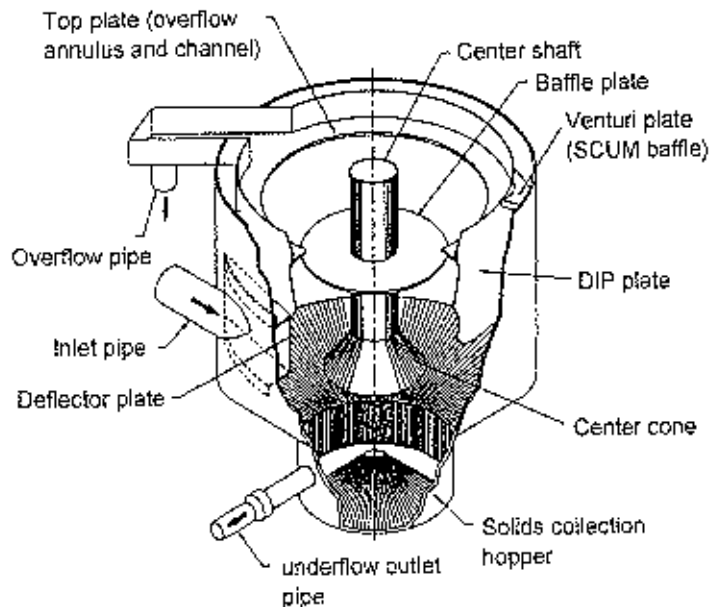
3.1.9 Reaktorer basert på hvirvelstrøm

En hvirvelstrømseparator er veldig enkel i sin utførelse uten noen bevegelige deler. En enkel geometri skjuler imidlertid en kompleks strømningsstruktur. I hvirvelseparatoren skapes hvirvelstrømninger under kontrollerte omgivelser. Vannet blir ledet inn i midten på separatorene. Inne i separatorene vil vannstrømmen deles i to, med en nedoverrettet og en oppoverrettet strømming. Suspendert materiale blir presset innover av en sekundær strøm som beveger seg nedover langs separatorens vegg. På denne måten skaper den roterende strømmingen en virvel som fører til at sedimenterbart stoff blir avsatt i bunnen ved hjelp av gravitasjonskraften. Effluenten blir dratt av på toppen av separatorene i en sirkulær avtrekksrenne.

Det finnes flere typer og ulike utforminger av separatorene, fra enkle hvirvelkammer til mer avanserte hydrodynamiske separatorene. De mest avanserte har et eget innblandings- og flokkuleringskammer, før partiklene blir separert ut fra vannfasen. Prinsippet for avskillelsen av partikler fra vann er det samme for alle.

Flytestoffer avskilles ved hjelp av skumskjerm og en ledeskjerm som er montert i toppen på hvirvelseparatoren.

Det finnes på markedet idag en lang rekke hvirvelseparatorer som for det meste er utviklet for behandling av overvann eller overløpsvann. Figur 3.10 viser et eksempel (Swirl-Flo)(Andoh et al, 1996).



Figur 3.10. Eksempel på hvirvelstrømseparator (Swirl-Flo).

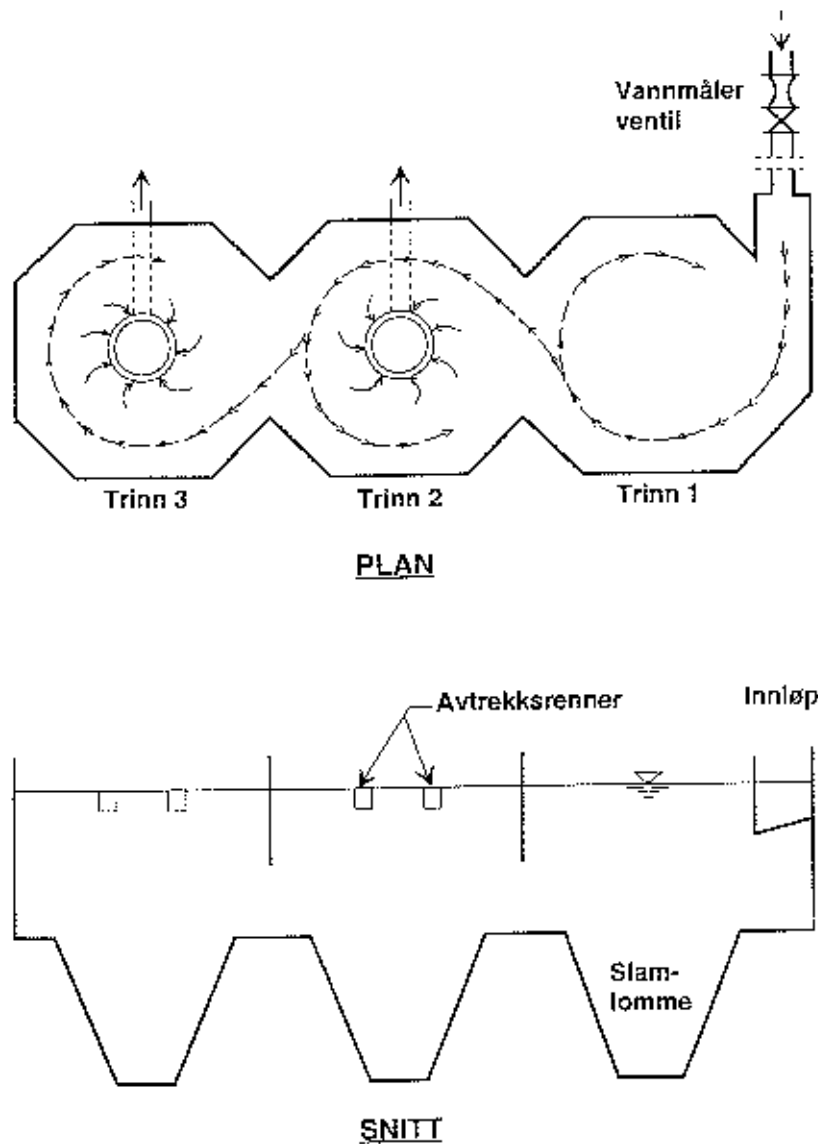
Det er gjort forsøk med kjemikalietilsetning til hvirvelseparatorer med ganske godt resultat. Andoh et al (1996) beskriver en to-steps prosess med Swirl-Flo der koagulant ble tilsatt før første separator-trinn og flokkulant (polymer) ble tilsatt før annet separatortrinn hvor separatorene var noe større enn den første med overflatebelastning på rundt 5 m/h. Det ble oppnådd renseseffekter i området 60-90 % mht SS og 40-80 % mht BOF.

En godt utformet hvirvelseparator er en meget robust separasjonsreaktor. Den hevdes å ha meget stor evne til å tåle store hydrauliske belastningsvariasjoner. Skal den klare kravene til sekundærrensing, må man imidlertid opp i betydelige doseringer av koagulant og flokkulant, og vi tviler på at kravene kan oppnås i vanlig norsk vann. Separatoren har ikke noe slamlagringsvolum slik at man må ta hensyn til behovet for fortykkerkapasitet når man vurderer metodens brukbarhet.

Sedimenteringsbasseng basert på sirkulerende strømning

I Arendal er det utført forsøk i pilot-skala med et sedimenteringsbasseng basert på sedimentering i sirkulerende strømning (Berg et al, 1994), som ble foreslått av SINTEF NHL. Prinsipp-skisse av pilot-anlegget er vist i figur 3.11, som også antyder strømningretningen i bassenget. Råvannet ble primærfelt (med Pax) og flokkulert gjennom en rørflokkulator før det ble ledet inn på sedimenter-

ingsbassenget, som er forutsatt å være grunt. Dybden i pilot-anlegget var bare 0,8 m som gir svært korte oppholdstider.



Figur 3.11. Skisse av forsøksanlegget for sedimentering med sirkulerende strømming (Berg et al, 1994).

Det ble vist at overflatebelastningene kunne være høyere i dette bassenget enn det som er anført som dimensjonerende verdier i dimensjoneringsretninglinjene. Tilfredstillende rensresultater ble oppnådd ved overflatebelastninger på 2,7 m/h. Selv om dette er høyere enn det man normalt vil kunne operere med, er det likevel lavere enn det man håper å kunne operere med ved endel av de andre reaktorutformingene som behandles i denne rapporten.

Det som er spesielt interessant med denne reaktorutformingen, er den lille dybden, som vil kunne gjøre anlegget billigere enn normalt. Man skal imidlertid da være klar over at bassenget da heller ikke har noe slamlagringsvolum noe som det må tas hensyn til ved dimensjonering av nedstrøms fortykkere.

Arbeidet med dette bassenget er ikke videreført, og vi betrakter at det fortsatt ligger på utviklingsstadiet. Såvidt vi kjenner til, er det ingen teknologibedrifter som arbeider videre med bassenget nå.

3.2 Teknikker basert på flotasjon

3.2.1 Prosessmessige grunnlag

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 væskefasen. Naturlig flotasjon brukes ved avskilling av fett, olje og bensin fra vann.

Normalt blir imidlertid begrepet flotasjon i renseteknikken 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. Måten boblene dannes og tilsettes vannet gir opphav til ulike flotasjonsprinsipper: Dispergert luftflotasjon; elektrolytisk flotasjon; løst-luft-vakuumblokk flotasjon; løst-luft-trykk flotasjon og biologisk flotasjon.

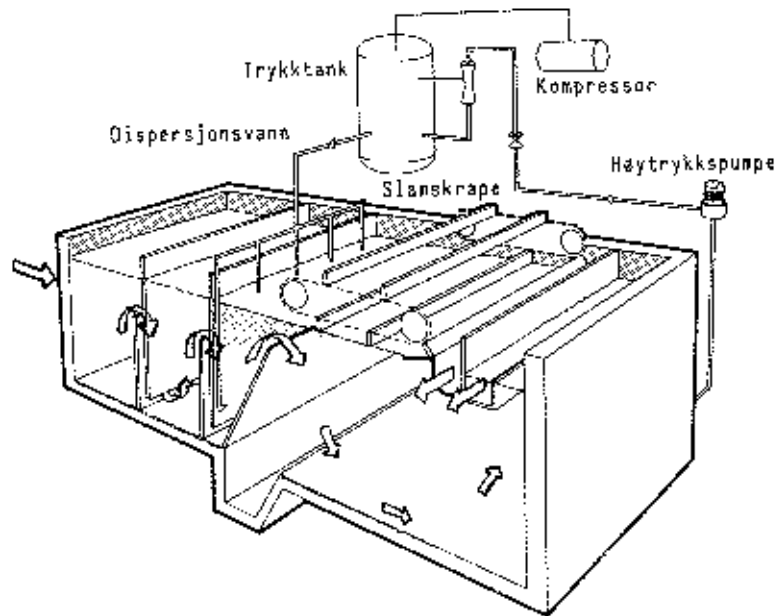
Det er løst-luft-trykk flotasjon som er det dominerende prinsippet i flotasjonsanlegg for vann- og avløpsbehandling. Metoden går ut på at vannet trykkes, noe som (i henhold til Henrys lov) muliggjør en større oppløsning av luft i vannet enn ved atmosfærisk trykk. Når trykket senere avlastes i en dyse/reduksjonsventil, kan vannet som luften er løst i (dispersjonsvannet) ikke lenger holde på den store mengden luft, og frigjør denne gjennom en strøm av ørsmå (30-50 µm) bobler. I anlegg basert på løst-luft-trykk flotasjon, kan dette oppnås på tre forskjellige måter:

- Hele vannmengden trykkes
- En delstrøm av vannmengden trykkes
- En resirkulert delstrøm trykkes

De aller fleste anlegg bygget for kommunale renselanlegg bygger på at en resirkulert delstrøm trykkes, se figur 3.12.

Luftboblene kan feste seg til det suspenderte materiale ved tre ulike mekanismer.

- Adhesjon av luftbobler til suspendert fase, enten ved utfelling av gassfasen på den suspenderte partikkelen eller ved kollisjon mellom suspendert partikkel og luftbobler. Dette er en ren fysisk prosess.
- Adsorpsjon av luftbobler i fnokkstrukturen i forbindelse med dannelsen av fnokkene, boblene er da som en partikkel å regne.
- Innfangning av luftboblen i fnokkstrukturen. Flotasjon avhenger etter denne mekanismen i høy grad av fnokkstrukturen. Sannsynligheten for innfangning av luftbobler øker med størrelse og uregelmessighet av fnokken. Denne formen for omsvøping er rent fysisk.



Figur 3.12. Typisk oppbygning av flotasjonsanlegg basert på løst-luft-trykk flotasjon.

Jo mindre luftboblene er, jo større blir kontaktflate mellom boblene og partiklene. Boblestørrelsen er avhengig av både metningstrykket og pH. Normalt benyttes et overtrykk på 400 - 600 kPa (4 - 6 bar). Luftmetningsgraden er normalt i området 50 - 90 % og resirkulert dispersjonsvannmengde 10 - 40 % av innkommende vannmengde. Boblestørrelsen ved dannelsen er 30-40 μm . Oppholdstiden er vanligvis i området 10 - 40 min og bassengdypet 1,5 - 2,5 m.

Flotasjonsanlegg krever bare 20-30 % av bassengarealet i forhold til et konvensjonelt sedimenteringsbasseng, samtidig som tørrstoffinnholdet i slammet blir relativt høyt (4 - 6 %). Flotasjon av avløpsvannet fører også til at mengden løst oksygen i vannet øker.

Slammet blir fjernet fra vannfasen ved at slampartiklene hefter seg til de små boblene som stiger til overflaten. Slammet blir liggende som et teppe på overflaten og kan fjernes derfra ved skraping eller avtrekk. 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. I enkelte tilfeller benyttes enkle reduksjonsventiler.

Flotasjonsbassengene kan både være rektangulære og sirkulære. De rektangulære bassengene er dispersjonsmunnstykkene plassert nær bunnen i innløpsenden, mens dispersjonsluften i runde bassenger normalt tilsettes i en sentrumssylinder. Effluentsen tas ut via av en nivåregulert ventil eller et overløp, og slammet skraperes av på overflaten og føres til en slamlomme. Flotasjonsbasseng er også normalt utstyrt med bunnskrape fordi det viser seg at endel slam alltid vil sedimentere.

Flotasjonsanlegg er kompakte separasjonsreaktorer som kan gi et meget godt separasjonsresultat når prosessen går som den skal. Flokkuleringen skal optimaliseres annerledes enn ved sedimentering, idet G-verdien skal være høyere (50-70 sek^{-1}) og oppholdstiden kan være noe lavere (10-20 min). G-verdien skal ikke avtrappes fra innløp til utløp i flokkuleringsreaktoren.

I en driftsundersøkelse av norske flotasjonsanlegg, som ble utført i 1987 (Grimsby, 1987, Nedland, 1988), ble det konkludert med at renseresultatet ved flotasjonsanleggene var omlag det samme som man kan vente i kjemiske anlegg basert på sedimentering (SS i utløp : 10-20 mg/l).

Flotasjons-anleggene som ble undersøkt, var relativt lavt belastede (midlere overflatebelastning: 3-4 m/h), men driftsundersøkelsen viste at anleggene tålte godt en fordobling av belastningen. Det ble påpekt at det var vanskelig å styre dispersjonsvannmengden og at dispersjonsventilene hadde en tendens til å tette seg. Et generelt problem ved anleggene var at flokkuleringen ble kjørt som om sedimentering var separasjonsprosessen og ikke flotasjon (se foran om drift av flokkuleringsbasseng).

3.3 Teknikker basert på filtrering

3.3.1 Ulike typer av avløpsfiltre

Med filtrering tenker vi i vann- og avløpsrensingen normalt på sandfiltrering som baserer seg på at partikler separeres fra vannet når dette strømmer gjennom sand eller et sandlignende materiale. I avløpsrensingen benyttes sandfiltrering primært ved sluttseparasjon for finpolering etter en grovseparasjonsprosess.

Her befatter vi oss primært med direkte partikkelseparasjon. Sandfiltre av samme type som de som benyttes til sluttseparasjon/finpolering er lite benyttet til dette formålet, fordi dette ville føre til korte gangtider i filteret.

I de senere år har man imidlertid tatt i bruk grovere filtre med langsommere falltapsutvikling. Vi kan skille mellom to typer :

- a. Filtre basert på ekspandert leire (tilsvarende løs LECA)
- b. Filtre basert på et filtermateriale laget av kunststoff/plast

Filtre basert på ekspandert leire benyttes primært som biofiltre der filtermaterialet tjener to hensikter:

- a. Som bæremateriale for en biofilm
- b. Som partikkelfjerningsfilter

Grovfiltre basert på kunststoff er derimot primært tenkt som partikkelseparasjonsfiltre. De har en langt grovere struktur og tilsvarende lavt trykktap. I denne sammenhengen vil vi primært fokusere på slike grovfiltre fordi vi tror det er disse som først og fremst kan være aktuelle som alternativer til de andre grovseparasjonsprosessene (sedimentering og flotasjon).

For å markere forskjellen til de grove filtre, som er konstruert for å behandle råvann eller lite forbehandlet avløpsvann, skal vi her kalle filtre basert på filtrering gjennom sand, antrasitt etc for "finfiltre" på tross av at kornstørrelse kan være ganske grov.

Det har vært bygget noen få primær/sekundærfellingsanlegg i Norge basert på separasjon i sandfiltre (hovedsakelig oppstrøms filtre). Erfaringene har ikke vært udelt positive, men heller ikke så negative at man kan si at denne anleggstypen er uinteressant. Vi tror imidlertid at "finfiltre" må kunne operere ved filterhastigheter på over 10 m/h for at de ut fra et økonomisk synspunkt skal kunne bli interessante i sammenligning med de alternative separasjonsprosessene.

Det kan imidlertid være interessant å vurdere oppstrøms filtre basert på Leca Filtralite for dette formålet, med bruk av ganske grove filterkorn (f.eks 3-6 mm).

3.3.2 Kort beskrivelse av grovfiltrering

Grovfiltrene er vanligvis oppbygd som oppstrømsfilter og med et filtermedium som har en lavere spesifikk tetthet enn avløpsvannet, dvs at mediet flyter. Mediet består gjerne av plast, f.eks polyetylen, som har en tetthet på ca $0,95 \text{ g/cm}^3$, og mediet har en grov struktur. Plastbitene får på grunn av strukturen et stort porevolum, noe som gir en høy slamlagringskapasitet sammenlignet med finere filtre (f.eks sandfiltre). Det er dette som gjør slike filtre egnet til bruk i avløpsrensing. Økt slamlagringskapasiteten fører til økt lengde på filtersyklusen som igjen fører til lengre tid mellom hver gang filteret må spyles og rengjøres.

Ved å bruke grovt filtermedium får en også en ekstra flokkuleringseffekt i det vannet passerer mediet, noe som vil føre til en bedre partikkelseparasjon. Den grove strukturen i mediet fører til et stort spesifikt overflateareal, noe som kan gi grunnlag for biofilmdannelse på mediet. Innfangning/adsorpsjon av partikler i den biofilm som etableres, kan være en viktig mekanisme som kan forklare den partikkelseparasjon som skjer.

Ved bruk av et grovere medium med høy slamlagringskapasitet blir også kravet til forbehandlingen av vannet redusert. Siden mediet vanligvis er flytende, kreves relativ lite energi for tilbake-spyling av mediet.

Grovfiltre krever innretninger (f.eks rister, siler eller dyser) for å holde mediet på plass i filterbeholderen under normal drift såvel som under spyling. Erfaringene med grovfiltre viser en filterhastighet i området 5 – 40 m/h avhengig av filtermedium og separasjonsmåling.

Bruk av grovfiltre er til nå en temmelig ukjent teknologi både i utlandet og i Norge. Når vi likevel tar denne metoden med her, skyldes det at forsøk har vist egenskaper som kan gjøre metoden svært interessant for den applikasjon vi her snakker om. Som vi skal komme tilbake til senere, har man faktisk oppnådd rensresultater på norsk avløpsvann som ligger tett opp til kravet for sekundærrensing uten bruk av verken kjemisk eller biologisk forbehandling. Slik forbehandling vil imidlertid selvsagt kunne øke renseseffekten. Prosessen er tilsynelatende enkel, meget kompakt og krever svært lite energi. Derfor anbefales det at metoden undersøkes nærmere.

3.3.3 Teknikker basert på filtrering med ekspandert leire

De fleste av de biofiltre som er basert på stasjonær filtrering gjennom granulært filtermedium, benytter et filtermateriale av ekspandert leire (Leca-type). Slike filtre benyttes gjerne til nitrifikasjon og denitrifikasjon, men materialet benyttes også til etterpolering. Siden dette prosjektet ikke befatter seg med biofiltre eller etterpoleringsfiltre vil vi ikke gå nærmere inn på dem her, bare konstatere at kornstørrelsen på filtermediet i biofilteret normalt ligger i området 2-5 mm og at filterhastigheten for slike filtre normalt ligger i området 5 – 10 m/h.

Når Leca-materialet benyttes for finpolering, er kornstørrelsen normalt i området 1,5-3 mm og filterhastigheten i området 7-12 m/h.

3.3.4 Teknikker basert på filtrering gjennom sand

Finpolering skjer ofte i enmedia sandfiltre eller tomedia filtre hvor man i tillegg til et sandlag har et lag med grovere antrasitt-kull evt Leca Filtralite av lavere tetthet. Det finnes også flermediafiltre som benytter plastgranulat i et av filterlagene. Et svært mye brukt enmediafilter, er Dyna-

sandfilteret som et kontinuerlig spylende oppstrøms sandfilter med korngradering på 1-2 mm. Typisk filterhastighet ligger i området 5-8 m/h. En annen type tommedia-filtre er oppstrømsfiltre med sand med realtvt stor spredning i korngradering (1 - 3 mm). Slike filtre får en gradering fra grov til fin i strømningsretningen og spyles samme retning som vannet strømmer. Dette gjør slike filtre relativt enkle å bygge, men de krever store spylevannshastigheter. Graderingen i tommedia-filtre er vanligvis 0,8-1,2 mm i sandlaget og 1,6 - 2,5 i antrasitt-laget. Typiske filterhastigheter er 7-8 m/h. Slamlagringskapasiteten er langt mindre i finfiltre enn i grovfiltre. Man regner i tommedia-filtre med 2-4 kg SS/m² filteroverflate.

Siden dette prosjektet ikke befatter seg med etterpoleringsfiltre vil vi ikke gå nærmere inn på dem her.

3.4 Teknikker basert på magnetseparasjon

Magnetseparasjon ble første gang introdusert i 1968 som en metode for fjerning av veldig fine magnetiske forurensninger fra leire. Metoden er utviklet videre etter den tid, både pilotforsøk og fullskalaforsøk i industrianlegg, har vist at metoden kan være interessant.

Ved magnetisk separasjon er det kun partikulært materiale som kan bli magnetisk separert. De fleste komponentene i avløpsvannet er ikke magnetiske eller svært lite magnetiske. For å få til en separasjon, må en magnetisk bærer knyttes til de partiklene i vannet vi vil fjerne gjennom koagulering/flokkulering.

Magnetitt er den mest brukte bæreren og ved magnetseparasjon av partikler i vann er det helt avgjørende at kreftene mellom magnetittpartikkelen og det utfelte slammet er større enn de hydrodynamiske kreftene som fnokkene påføres av vannet. Hvis ikke vil forurensningene bli fjernet fra magnetitten og dermed passere magneten uten å bli separert ut.

Det er viktig med en god flokkulering for å klare å bakte magnetitt-partiklene inn i fnokkene samtidig som det er nødvendig å tilsette polymer for å gjøre fnokkene sterkere. Prosessen består altså av; tilsetning av magnetitt, tilsetning av koagulant/fellingsmiddel og tilsetning av polymer. Pga den høye partikkelkonsentrasjonen og bruken av polymer er nødvendig flokkuleringstid lavere ved bruk av magnetitt enn en uten.

Separasjonen kan skje på prinsipielt to forskjellige måter :

- a. Ved sedimentering - da benyttes magnetitten primært som tyngende materiale
- b. Ved separasjon direkte i en magnet

I det første tilfellet benyttes vanligvis en magnet for å gjenvinne magnetitten fra slammet slik at magnetseparasjon inngår også her.

Det er gjort en del forsøk med magnetseparasjon, blant annet ved Vannrensegruppa NTNU/SINTEF, som viser imponerende separasjonsresultater (Nilsen og Ødegaard, 1991). Når vi likevel ikke vil gå videre med metoden her, skyldes det de selskapene som har satset på å markedsføre metoden ikke har hatt suksess, selv om det er bygget et par full-skala anlegg, blant annet i Holland. Vi oppfatter det derfor slik at det vil være vanskelig å finne kommersielle partnere i et oppfølgingsprosjekt som er basert på denne metoden.

4. SPESELT INTERESSANTE RENSEMETODER MED TANKE PÅ Å NÅ SEKUNDÆRRENSINGSKRAVET UNDER NORSKE FORHOLD

4.1 Forhold det bør legges vekt på

I dette kapitlet skal vi kort diskutere hva vi i særlig grad må ta hensyn til og legge vekt på når vi skal vurdere om ulike rensemetoder er godt egnet under norske forhold. På grunnlag av diskusjonen i kapittel 1, tar vi utgangspunkt i ønsket om å tilfredsstille EU-direktivets krav til sekundærrensing, nemlig :

| | | |
|------------------|---|---|
| BOD ₅ | – | 25 mg/l eller 70-90 % renseseffekt |
| COD | = | 125 mg/l eller 75 % renseseffekt |
| SS | = | 35 mg/l eller 90 % renseseffekt (> 10.000 pe) |
| SS | = | 60 mg/l eller 70 % renseseffekt (2.000-10.000 pe) |

Det er altså det almene sekundærrenningskravet, som etter vår mening bør ligge til grunn som minstekrav også i Norge. I de aller fleste tilfeller vil man i Norge klare kravet med kjemisk felling. Idet man da også vil oppnå fosfor-fjerning, vil kjemisk felling også kunne brukes ved utslipp til fosforsvake resipienter både i innlandet og i marine farvann. Når minstekravet legges til grunn, vil man imidlertid i mange tilfeller i Norge også kunne klare kravet med god partikkel-separasjon alene (koagulering uten felling).

Det er også klart at man vil tilfredsstille sekundærrenningskravet ved biologisk rensing – det er jo slik rensing som er utgangspunktet for kravet. Både aktivslamprosesser og biofilmprosesser kan være aktuelle. I denne sammenhengen er det (primært av kostnadsårsaker) høyt belastede biologiske anlegg som er på tale. Av en lang rekke årsaker er aktivslamprosesser, etter vår mening, mindre egnet enn biofilmprosesser. Dette gjelder ganske særlig i lys av det som diskuteres i denne rapporten – effektiv partikkel-separasjon.

Vi skal i det følgende vurdere tre alternative rensemetoder som, i alle fall teoretisk sett, skulle kunne tilfredsstille sekundærrenningskravet og samtidig gi kompakte løsninger:

- Fellingsanlegg
- Koaguleringsanlegg
- Høybelastede biofilm anlegg

Vi forutsetter ved alle metodene at "effektiv slamseparasjon" blir benyttet. Det er rekke forhold som det må tas hensyn til når metodens egnethet skal vurderes, slike som:

- Renseeffektivitet i forhold til utslippskrav
- Driftssikkerhet
- Slamproduksjon
- Fleksibilitet
- Kostnad

4.1.1 Renseeffektivitet i forhold til utslippskrav

Vi har i Norge omfattende erfaring med kjemiske renseanlegg. Som det er dokumentert tidligere, er erfaringene meget gode og egentlig langt bedre enn hva som kan vises til i enkelte andre land hvor direkte kjemisk felling er tatt i bruk (som USA, Frankrike, Spania, Egypt etc). Vi tror at dette kan begrunnes i fire forhold:

- a. Den typiske sammensetning av norsk avløpsvann, med en betydelig del av det organiske stoff på partikulær form.
- b. Den utstrakte vektlegging på flokkulering ved de norske renseanlegg (både fysisk og kjemisk).
- c. Den konservative dimensjoneringen som er benyttet ved norske kjemiske anleggene med flokkuleringstider på ca 0,5 time og overflatebelastninger på ca 1 m/h.
- d. De høye kjemikaliedoseringer som er benyttet ved de norske anlegg.

I og med at det i minstekravet ikke forutsettes fosfor-reduksjon, vil koagulering alene (f.eks. ved hjelp av kationisk polymer), eller en prosess basert på en lav fellingsmiddel-dose i kombinasjon med polymer, kunne være interessant. I og med at denne metoden vil være billigere enn tradisjonell kjemisk rensing (som følge av mindre kjemikalieforbruk, lavere slamproduksjon etc) er det gode grunner til å vurdere denne metoden nøyere.

Vi har foreløpig ikke tilstrekkelig erfaringsgrunnlag til å si at en slik koaguleringsløsning vil kunne tilfredsstille sekundærrensingskravet, selv om laboratorieforsøk ved NTNU/SINTEF kan indikere dette. Det er imidlertid grunn til å regne med at resultatene fra koaguleringsanlegg ikke gir like gode rensresultater som fellingsanlegg. Pilot-forsøkene som nå pågår ved Høvringen, vil kunne bidra til gi en avklaring på dette.

Når vi skal vurdere mer "effektive slamseparasjonsmetoder", i betydningen mer kompakte anlegg med lavere total kostnad, må vi ha det klart for oss at dette kan innebære at de høye krav til rensing som vi har vært vant med, ikke lengre kan nås.

Når det gjelder høybelastede biologiske metoder, vil både aktivslammetoder og biofilmmetoder kunne gi tilfredsstillende renseseffekt, men vi tror at biofilmmetoder under norske forhold vil gi et sikrere og mindre variabelt rensresultat enn aktivslammetoder. I et aktivslamanlegg bygger prosessen på den tradisjonelle sedimenteringstanken med stort volum som en følge av den store slammengden som skal separeres og passere gjennom sedimenterings-tanken. Ved biofilmprosesser er det kun tilveksten som skal separeres, en slammengde som er i samme størrelsesorden som det vi vil få i koagulerings- og fellingsanlegg. En høybelastet biofilmprosess etterfulgt av en effektiv slamseparasjonsreaktor, vil bli meget kompakt og gi et tilstrekkelig godt rensresultat til en total kostnad som muligens kan konkurrere med koagulerings- og fellingsanlegg.

Man har imidlertid liten erfaring med hvordan slam fra høybelastede biofilm-anlegg lar seg separere. Noen erfaringer tyder på at slike anlegg kan gi en fraksjon av slammet som er vanskelig sedimenterbart, noe som gjør bruk av metalliske eller organiske flokkulanter nødvendige. Dette bør gjøres til gjenstand for eksperimentell analyse.

Det er i tilknytning til EU-direktivet angitt hvordan kravene skal forstås mht tillatt spredning i resultater etc, noe som innebærer at de metoder som aksepteres benyttet ikke bare må kunne klare kravene fra tid til annen, men må ha en robusthet overfor variasjoner i mengdemessig og volummessig belastning som ligger innenfor det statistiske variasjonsområdet som er definert.

Hvilken separasjonsteknikk som vi anbefaler å utprøve innen dette prosjektet for de ulike rensemetodene (koagulering, felling, biologisk rensing) blir diskutert i kapittel 5.

4.1.2 Driftssikkerhet

Biologisk forbehandling krever ikke tilsetning av kjemikalier for den biologiske prosessen sin skyld, men høybelastede anlegg kan kreve det for slamseparasjonen sin skyld, idet biofilmslam kan være vanskelig å separere. Likevel vil vi anta at høybelastede biofilmanlegg kombinert med en effektiv slamseparasjon er driftssikre anlegg.

Koaguleringsanlegg og fellingsanlegg er avhengig av kjemikalietylsetning. Ut fra en vurdering av renseresultatet kan man anta at anlegget blir mer driftssikkert jo høyere doseringen er, dvs at man kan dosere seg ut av en usikkerhetssituasjon. Nå er det klart av denne rapporten at man ikke bør dosere mer enn høyst nødvendig idet dette går ut over slamproduksjonen.

Det er imidlertid grunn til å forvente at koaguleringsanlegg som drives med polymer alene eller inkludert en lav dose metallsalt er vanskeligere å drive enn rene fellingsanlegg og dermed at driftssikkerheten er lavere.

4.1.3 Slamproduksjon

Her er rekkefølgen ganske klar. Fellingsanlegg vil gi klart høyest slamproduksjon, etterfulgt av høybelastede biologiske anlegg og koaguleringsanlegg som vil gi lavest slamproduksjon. På grunnlag av forsøk som ble utført ved Iløvringen rensanlegg, kom vi fram til de forventede slamproduksjoner for de tre behandlingssituasjonene som er vist foran i tabell 2.3.

4.1.4 Fleksibilitet

Det er svært vanskelig å ha noen sikker oppfatning av hvilke metoder som er mest fleksible idet alle de tre metoder vi her betrakter er fleksible. Fleksibiliteten vil i første rekke være bestemt av separasjonsenheten og denne skal vi diskutere i neste kapittel.

4.1.5 Kostnad

Det er også svært vanskelig å ha noen krystallklar oppfatning om kostnad. Når det gjelder investeringskostnad så er det vel temmelig sikkert at et biologisk anlegg vil ha høyere investeringskostnad enn et fellingsanlegg eller et koaguleringsanlegg. Disse to siste vil være omlag lik i investeringskostnad som i hovedsak vil være bestemt av separasjonsenheten som vi skal diskutere i neste kapittel.

Når det gjelder driftskostnad, vil det være naturlig å tro at det biologiske anlegget vil gi lavest driftskostnad siden det ikke benytter kjemikalier. Dette er imidlertid ikke opplagt idet det er avhengig av en rekke andre faktorer. Koaguleringsanlegget og fellingsanlegget benytter kjemikalier til tilsetning, mens det biologiske anlegget benytter energi til lufting. Disse utgiftene kan komme likt ut. I og med at koaguleringsanlegg benytter lite kjemikalier og dermed gir minst

slamproduksjon, er det ikke usannsynlig at det er denne rensemetoden som gir den laveste driftskostnad.

Uansett hvordan man analyserer de tre aktuelle rensemetoder, så vil man finne at separasjonsdelen av anlegget spiller en svært sentral rolle. I neste kapittel skal vi se på noen separasjonsprinsipper/reaktorer som, etter vår mening, bør undersøkes nærmere under norske forhold. Under diskusjon av hver av disse vil vi også diskutere nærmere de forhold som vi over har diskutert for rensemetodene, nemlig rens effektivitet i forhold til renskavet, driftssikkerhet, slamproduksjon, fleksibilitet og kostnad.

5. FORSLAG TIL SEPARASJONSPRINSIPPER OG REAKTORER SOM BØR UTPRØVES UNDER NORSKE FORHOLD

I dette kapittelet skal vi diskutere noen helt konkrete separasjonsprinsipper som det kan være verdt å utprøve under norske forhold. Bakgrunnen for at nettopp disse teknikkene trekkes fram kan være sammensatt, f.eks. at:

- metoden egner seg spesielt godt under norske forhold
- metoden synes å ha et stort potensiale
- det finnes tilbydere av reaktorer basert på det aktuelle prinsippet i Norge

Ut fra den generelle vurderingen som ble gjennomgått under pkt 4.1, vil vi anbefale at man vurderer nærmere :

- Dype vertikalstrømningsbasseng med innebygget flokkulering
- Slamkontaktbasseng med lamellsedimentering
- Sedimenteringsbasseng basert på tilsetning av tyngende materiale
- Flotasjonsreaktor, spesielt basert på lamellflotasjon
- Filtreringsreaktor basert på grovt filtermateriale

Vi skal i det følgende utdype disse forslagene og vise til erfaringer med noen systemer som er på markedet.

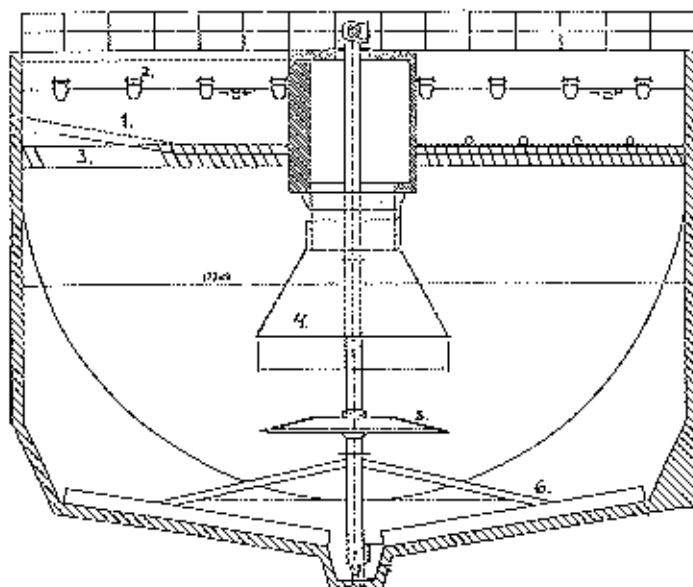
5.1 Dype vertikalstrømningsbasseng med innebygget flokkulering

Sedimenteringsbassengene på VEAS (se figur 5.1) faller inn under denne kategorien.

TEGNING OVER SEDIMENTERINGSBASSENGENE SED3 OG SED4 PÅ VEAS

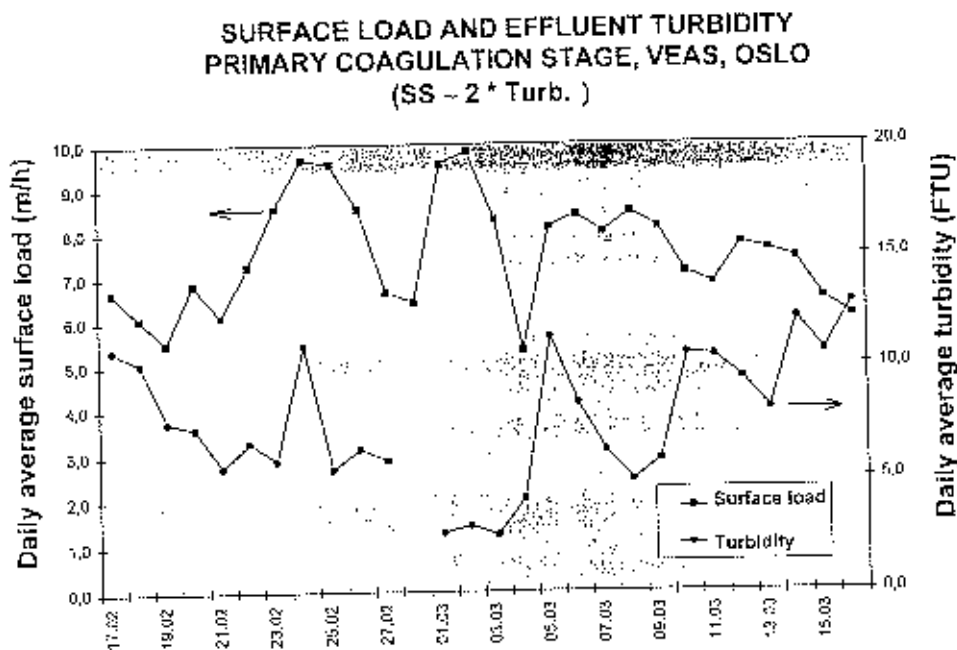
Dato: 31.10.87
PR

- Innløpskanal
- Avtrekksrenner
- Lameller
Høyde skråstelt lamell: 62 cm
Vinkel: 60°
- Skjørt
- Tallerken
- Slamskrape



Figur 5.1. Prinsipiell utforming av sedimenteringstankene ved VEAS.

Erfaringene fra VEAS viser at anleggstypen kan gi gode renseresultater ved høye belastninger (> 5 m/h). I figur 5.2 er f.eks. vist effluentkonsentrasjon som funksjon av overflatebelastning over en periode i februar 1997. Vi ser at utløpsvannets turbiditet stort sett holder seg under 12 FTU (tilsvarende ca 25 mg SS/l) på tross av at overflatebelastningen er så høy som 6-10 m/h. Det er vanskelig å spore noen direkte sammenheng mellom turbiditet i utløpet og overflatebelastning, noe som kan tyde på at variasjonene i utløpskvalitet mer er resultat strømningsforholdene i reaktoren enn selve belastningen. Eventuelt kan variasjonene bero på variasjonen i dosering av fellingsmiddel.



Figur 5.2. Eksempel på renseeffekter ved VEAS (Ryrfors, 1997).

Flokkuleringen ved VEAS skjer dels gjennom orthokinetisk flokkulering i sandfang og i suspensjonens transport gjennom tilløpsrøret og gjennom slammet i bassenget og dels gjennom kjemisk flokkulering som følge av tilsetning av flokkulant - 0,2 mg/l av den anioniske polymeren Magnafloc 27 AG. Hovedkoagulant/fellingsmiddel ved VEAS er PAX XL1 som doseres i en mengde av 100-110 mg PAX/l som middel over året.

Det er ingenting som skulle tilsi at sedimenteringsbassengene på VEAS ikke skulle kunne benyttes også ved separasjon av biologisk slam i rene biologiske anlegg. Slamproduksjonen blir da imidlertid lavere, noe som kan føre til så lang oppholdstid i sedimenteringsbassenget, at det kan gi gassdannelse etc. Dette er imidlertid selvsagt også avhengig av slamtappingsstrategi.

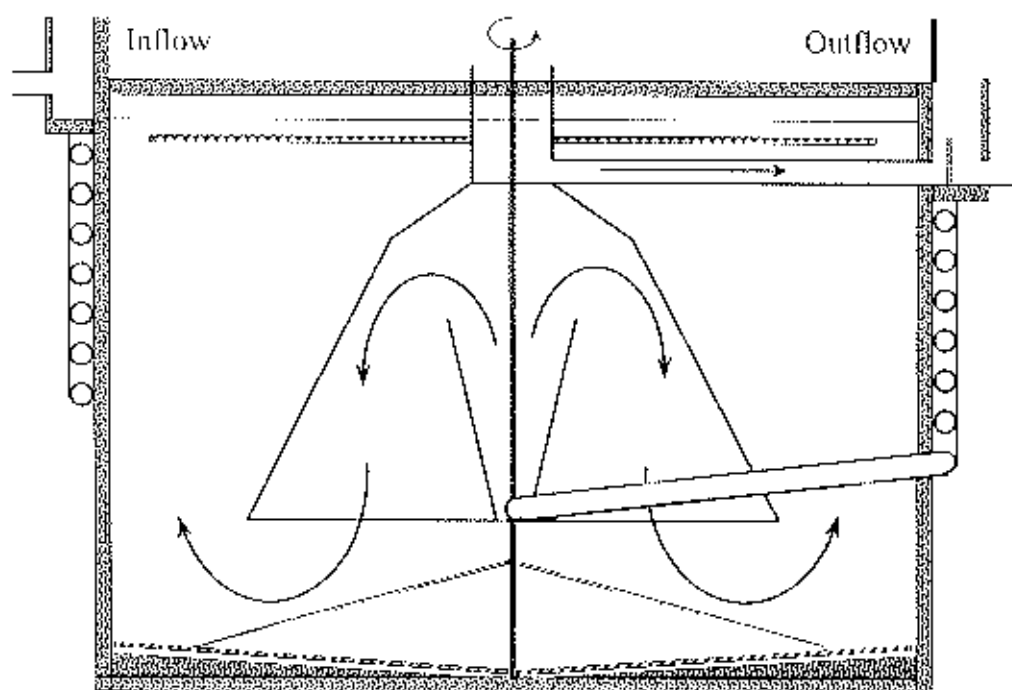
Erfaringene fra den innledende driften ved VEAS var at man hadde en hydraulisk ustabilitet i bassenget, med slamflukt til følge. For å bote på dette, arbeidet man først med optimalisering av hydraulikken omkring innføringen av vannet i bassenget. Hydrauliske studier viste at en utforming som den som antydte på figur 5.1 fungerte tilfredsstillende. Erfaringene fra VEAS viser at hydraulisk analyse av sedimenteringsbasseng kan være et viktig hjelpemiddel i optimalisering av utforming. Ofte er det relativt små tiltak som skal til, f.eks. i form av installering av ledeskjerm o.l.

Man satte også inn lameller (plate-lameller av rustfritt stål) med 60° helning og med 63 cm lengde og med 12,5 cm avstand mellom lamellene. Lamellene er plassert høyt oppe i bassenget hvor partikkel-konsentrasjonen er meget lav. Det er derfor noe uklart i hvilken grad lamellene bidrar, men sannsynligvis bidrar de til å stabilisere strømningsbildet noe som fører til at man har oppnådd gode resultater ved svært høye belastninger (> 10 m/h). Man har vurdert å introdusere vertikale seksjonerende elementer for å stabilisere strømningsbildet ennå mer.

Arbeidet med optimalisering av driften ved primærfellingsanlegget ved VEAS, viste også at doseringsstedet for polymer var av avgjørende betydning. Det er viktig at polymeren ikke doseres for tidlig og at turbulens nedstrøms doseringsstedet ikke får bryte ned flokkene. Ved VEAS doseres nå polymeren først ved innløpet til sedimenteringsbassenget. Det viste seg også svært viktig for driften å få redusert SS-belastningen fra slamreturstrømmene.

Dypet ble ikke valgt som et resultat av en beskrevet teori eller forsøk, men simpelthen fordi de etterfølgende biofiltrene ble tilsvarende dype. Sedimenteringsbassengene på VEAS er ekstremt dype (ca 11 m). Vi tviler på at dette er en modell som passer overalt i Norge.

Prinsippet med vertikal strømning, intern flokkulering og stabiliserende strømmingselementer burde også kunne benyttes ved grunnere bassenger. Ved Høvringen renseanlegg i Trondheim har Vannrensgruppen NTNU/SINTEF med finansiering fra Anglian Water/Kaldnes Miljøteknologi samt Trondheim kommune, arbeidet med en reaktor som har disse karakteristika, se figur 5.3.



Figur 5.3. Skjematisk skisse av pilotanlegg basert på vertikalstrømning med innebygget flokkulering som utprøves i pilot-skala ved Høvringen renseanlegg i Trondheim.

Sedimenteringstanken i pilotanlegget har en sylindrisk form. Dette har muliggjort studier av rørflokkulering som et alternativ (eventuelt tillegg) til den statiske flokkulering som er bygget inn i selve sedimenteringstanken. Rørflokkuleringen skjer i et rør som er lagt rundt utsiden av reaktoren. Riktig dimensjonert gir flokkulering i rør en meget rask og god flokkoppbygging. Det

knytter seg imidlertid også en mulig ulempe til å ha et slikt rør før bassenget som, p g a den varierende vannmengde, vil kunne gi avsetninger. Suspensjonen ledes inn i en statisk flokkulator der vannbevegelsen er som vist på figur 5.3. Dette gir en avtakende G-verdi og forsøkene som er gjort tyder på at flokkuleringen er god.

Vannet ledes så ut av "skjørtet", beveger seg gjennom det slamteppet som vil ligge i bunnen av bassenget og opp mot overflaten. I og med at arealet oppover øker, vil fnokker på vei oppover bromses ned og evt legge seg som et slamteppe. Erfaringene så langt kan tyde på at man ikke har fullstendig hydraulisk kontroll, noe som medfører at det dannes ustabile strømmer ved utgangen av skjørtet. Det arbeides med å finne fram til løsninger som stabiliserer strømningbildet. Forsøkene til nå viser at man kan klare tilfredsstillende resultat med det som var satt opp som et mål for belastningen, nemlig overløbebelastninger på minst 4 m/h ved kjemisk felling (m/polymertilsetting). Det er imidlertid grunn til å tro at forbedret resultat kan oppnås ved forbedret hydraulisk kontroll.

I utgangspunktet er ikke Høvringen-reaktoren tenkt utført med lamellsedimentering, men det vil legges til rette for at lameller eller en annen form for oppgradering (f eks flytende filter, se senere) for å bedre effektiviteten, legges inn i reaktoren.

Reaktoren som undersøkes ved Høvringen er tiltenkt en drift som koaguleringsanlegg, dvs et anlegg der man minimaliserer kjemikalie-tilsetningen og slamproduksjonen. Det vil derfor bli utført forsøk både med kjemisk felling (med og uten polymer som flokkulant) og med koagulering med polymer (med og uten en mindre tilsetting av metallsalt).

En vil legge vekt på å komme fram til en anleggstype som gir best mulig resultat under flest mulige betingelser (tørrvær, regnvær, strenge utslippskrav, mindre strenge utslippskrav etc). Renskravet fra Fylkesmannen sin side er 85 % SS-reduksjon, som i årsmiddel tilsvarer ca 25 mg SS/l i utløpet. Dette er i realiteten strengere enn EU-kravet.

Målet med Høvringen-prosjektet er å komme fram til en prosessløsning som klarer dette kravet med minst mulig slamproduksjon. Det er også et mål at anlegget skal være kompakt, men tilgjengelig areal er ikke kritisk, slik at det blir investerings- og driftskostnadene som blir avgjørende for hvor stort anlegget skal gjøres. Vi vil tro at mange norske kommuner befinner seg i tilsvarende situasjon som Trondheim.

Det er ingenting som skulle tilsi at reaktoren med den form som benyttet ved pilot-anlegget ved Høvringen ikke skulle være hensiktsmessig ved separasjon av biofilmslam, selv om slamkonsentrasjonen da vil være lavere.

5.1.1 Vertikalstrømningsbasseng – Vurdering av sentrale faktorer

I det følgende skal vi kort diskutere denne bassengtypen opp mot de faktorene som i kapittel 4 ble diskutert i forhold til de ulike rensemetoder som vil kunne tilfredsstille sekundærrensingskravet, nemlig renseseffekt, driftssikkerhet, slamproduksjon, fleksibilitet og kostnad.

Renseeffekt

Renseeffekten ved bruk av vertikalstrømningsbasseng med intern flokkulering må antas å kunne bli like god som ved tradisjonelle sedimenteringsbasseng. Et viktig moment kan være at renseseffekten kan antas å bli ganske god selv om kjemikalie-tilsetningen over kortere tid faller ut som følge av den store mengde slam som til enhver tid befinner seg i reaktoren. Også om kjemikalie-

tilsetningene skulle falle ut over noe lengre tid, er det grunn til å tro at renseseffekten skulle holde seg betydelig høyere enn hva som normalt oppnås ved mekanisk rensing. Det er ingenting som skulle tilsi at ikke anleggstypen også vil kunne gi god separasjonseffekt ved separasjon av bio-filmslam.

Driftssikkerhet

Denne type basseng er enkle å drive. Man har ikke tradisjonelle flokkuleringsbasseng og selv om kjemikalietilsetningen skulle bli suboptimal eller falle ut, så vil ikke dette gi en umiddelbar, dramatisk effekt på renseresultatet. Man har noe tid å "områ" seg på, noe som ikke er tilfellet for noen av de øvrige reaktorene som vi skal diskutere nedenfor.

Slamproduksjon

Slamproduksjonen er selvsagt helt avhengig av forbehandlingen, men denne typen anlegg skulle ikke gi høyere slamproduksjon enn det man vil oppleve i tradisjonelle bassenger. Benyttes rene koaguleringsanlegg, kan slamproduksjonen bli svært lav, som diskutert foran.

Fleksibilitet

Vi tror at denne type anlegg er fleksible i den forstand at den kan brukes under svært ulike forbehandlingssituasjoner, biologisk forbehandling, koagulering alene, felling etc. Vi er mer usikker på fleksibilitet mht spissbelastninger. I anlegg med store dyp, vil det også være store slammengder i bassenget. Ved en spissbelastningssituasjon vil derfor svært store SS-utslipp kunne skje som følge av slamflukt.

Kostnad

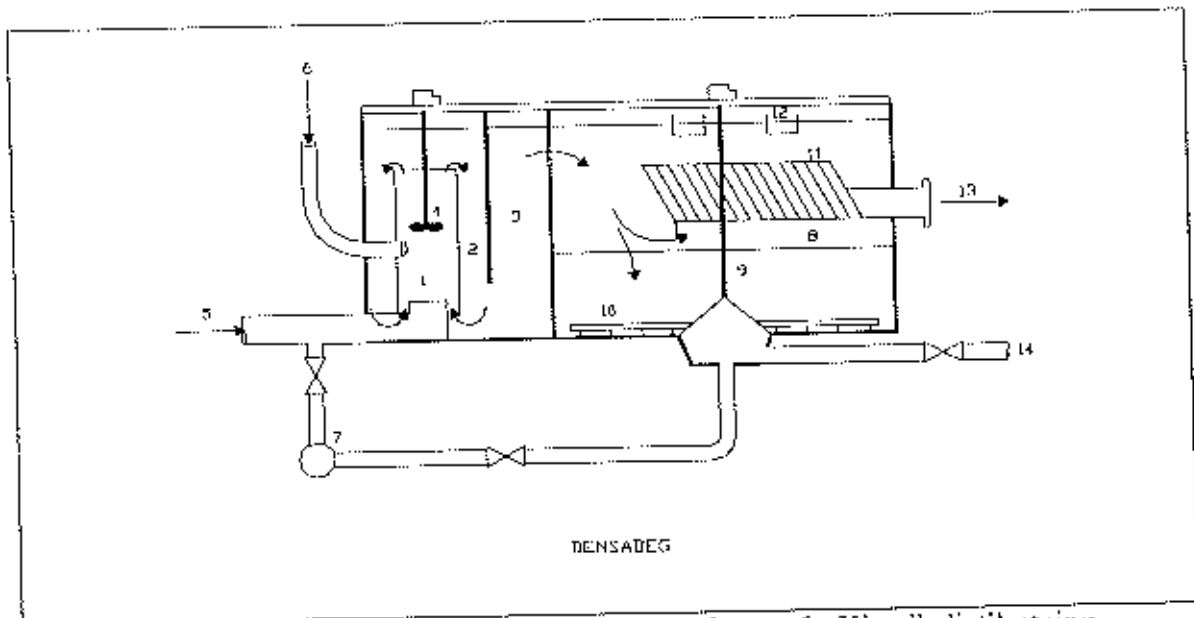
Det er svært vanskelig å si noe om kostnad uten å ha reelle tilbud å holde seg til. Et element som kan drive kostnaden opp, er det store dypet. Ved VEAS har man ekstremt dype bassenger (11 m). Mer moderate dyp (6-8 m) vil sannsynligvis ikke gi så store utslag på kostnadene. I forhold til tradisjonelle bassenger, må man regne med at de blir billigere, dels som følge av den interne flokkulering og dels som følge av mindre overbygg og bassengvolum.

5.2 Slamkontaktreaktor med lamellsedimentering

Vi har tidligere vist at flokkuleringen kan bedres ved slamretur eller slamkontakt. En anleggstype som utnytter dette prinsippet er den såkalte DENSADEG-reaktoren som det franske selskapet Degremont står bak, se figur 5.4.

Reaktoren kan deles inn i tre hoveddeler :

- a. En koagulerings/flokkuleringsone (1,2,3 i fig 5.4)
- b. En sedimenterings-/fortykkingsone (8 og 9 i fig 5.4)
- c. En lamellsedimenteringsone (11 i fig 5.4)



1,2,3 - Flokkuleringskammer. 4 - Omrører. 5 - Innløp råvann. 6 - Kjemikalietilsetning.
 7 - Resirkulasjonspumpe. 8, 9 - Forsedimentering. 10 - Slamskrape. 11 - Lamellmoduler.
 12 - Utløpsrenner. 13 - Utløp effluent. 14 - Slamavdrag

Figur 5.4. Prinsippskisse av DENSADEG-reaktoren.

Vannet ledes inn i en sylindrisk sentral sone (1) hvor koagulant og flokkulant tilsettes, som er utstyrt med omrører som sirkulerer vannet mellom sone 1 og sone 2 som normalt er en kubisk utformet flokkuleringszone. Til innløpsvannet resirkuleres slam fra fortykkingssonen slik at slamkonsentrasjonen i flokkuleringssonen blir langt høyere enn hva den ville vært uten resirkulering. Dette bedrer flokkuleringen og den intense omrøringen i sone 1 gjør flokkene små, tette og sterke. Deretter ledes vannet inn i en meget rolig flokkuleringszone (3) hvor flokkene får tid til å bygge seg store.

Sedimenteringen og fortykningen skjer så i sedimenteringsbassenget som er sylindrisk/konisk utformet i den nedre del og kvadratisk/rektangulær i den øvre del. Slammet fortykkes i bunnsonen hvor det er plassert en slamskrape. Deler av slammet blir resirkulert til flokkuleringssonen og resten blir pumpet ut. Ved den intense turbulensen som skjer ved resirkuleringen og i sone 1, brytes flokkene ned igjen til tette partikler, noe som bidrar til at de nydannede flokkene også får høy tetthet.

Lamellsedimenteringssonen er bygget opp med turbulære moduler (sannsynligvis med hexagonalt tverrsnitt). Vannet beveger seg inn på lamellpakken fra undersiden og der er ikke gjort spesielle tiltak for å hindre problemer med strømningskonflikten som oppstår når slammet skal gli ut av lamellene.

Degrémont hevder at overflatebelastningen i lamell-sonen kan være i området 20-30 m/h ved primærfelling (typisk dimensjoneringsverdi : 25 m/h). Dette er jo svært høye hastigheter, men man skal da huske på dette bare gjelder lamell-sonen og at den øvrige del av reaktoren krever minst like stor plass slik at det reelle, totale arealbehovet er omlag $10 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{ h}$ ved den dimensjonering av lamellsonen som er nevnt over. Dette er likevel svært kompakt.

Dybden på reaktoren er normalt ca 5,5 m. Det finnes en variant av den design som er vist i fig. 5.4, nemlig en som har sedimenterings-/fortykkingszone og lamellsedimenteringszone separert i to basseng. Ved store slammengder vil vi tro at denne løsningen er mer driftssikker, men den vil selvsagt være mindre kompakt.

DENSADEG-reaktoren bygger på fornuftige flokkuleringsprinsipper. Det er all mulig grunn til å tro at denne reaktoren skulle gi gode separasjonsresultater. Reaktoren er primært bygget for drikkevannsbehandling og også mest benyttet for dette, men i de senere år er den tatt utstrakt i bruk også i avløpsrensingen, først og fremst i Frankrike. Det er her bygget en lang rekke anlegg i varierende størrelse (5.000 – 400.000 pe). Det største anlegget (Colombes) på 900.000 pe vil bli satt i drift i 1998.

Som nevnt er anleggene normalt dimensjonert for overflatebelastninger i lamellsonen på 20-30 m/h ved primærfelling, med de fleste anlegg av "norsk" størrelse (5-50.000 pe) med belastninger på rundt 20 m/h. De fleste av disse anleggene er bygget som forsedimenteringsreaktorer eller forfellingsreaktorer.

Vi har ikke sett eksempler på at DENSADEG er benyttet til separasjon av biofilmslam. Vi antar at reaktoren er avhengig av en meget god flokkdannelse, som man normalt ikke har i biofilmslam uten tilsetning av koagulant. Vi må derfor anta at DENSADEG er mindre egnet til separasjon av bioslam alene men kan være godt egnet når fellingsmiddel benyttes for separasjon av biofilmslammet.

5.2.1 Slamkontaktbassenger – Vurdering av sentrale faktorer

Renseeffekt

Det har vært vanskelig å få dokumentert rensresultater fra anlegg som er bygget med DENSADEG, men de data vi har fått, tyder på at forfellingsanleggene vil kunne klare EU-kravet på 35 mg SS/l. For å klare dette, krever imidlertid anlegget relativt høye doseringsmengder av fellingsmiddel og polymer. Dette skyldes den høye slamkonsentrasjonen som blir et resultat av resirkuleringen. En typiske doseringsverdier under norske forhold vil være 30 mg Fe/l og 0,5 mg anionisk polymer/l.

Driftssikkerhet

Det er ikke grunn til å tro at DENSADEG-reaktoren er verken mer eller mindre driftssikker enn tradisjonelle anlegg. Det ligger selvsagt en usikkerhet ved de store belastninger, ved at konsekvensene ved uregelmessigheter i dosering, tilbakeføring av slam etc, vil kunne bli store som følge av den lave oppholdstid i systemet.

Slamproduksjon

DENSADEG krever som primærfellingsanlegg relativt høye kjemikaliadoseringer både av koagulant og flokkulant noe som gir en tilsvarende høy slamproduksjon.

Fleksibilitet

DENSADEG-reaktoren er ganske fleksibel i den forstand at den godt kan opereres uten kjemikalie-tilsetning (som mekanisk anlegg), men renseseffekten må antas å bli ganske lav. Det er grunn til å tro at den er relativt lite fleksibel for høye spissbelastninger dersom den allerede er normalt, høyt belastet, idet slamtap da vil kunne forekomme.

Kostnad

Det er umulig å si noe konkret om investeringskostnaden uten å ha konkrete tilbud å bygge på. Kjemikaliebehovet er stort slik at driftskostnaden må antas å bli noe høyere enn det som er vanlig i tradisjonelle anlegg.

DENSADLEG-reaktoren er etter vår oppfatning et meget godt eksempel på en "effektiv slamseparasjonsreaktor" og den burde utprøves under norske forhold. Spesielt burde man utprøve hvordan reaktoren ville takle situasjoner med dosering av polymer alene eller i kombinasjon med en lav metall-dose for å oppnå lav slamproduksjon. Dette er så vidt oss bekjent ikke utprøvd i Frankrike.

5.3 Sedimenteringsreaktor basert på tilsetning av tyngende materiale

På dette området har flere løsninger blitt lansert, under forskjellige navn, slike som Sirofloc-prosessen, Cyclofloc-prosessen og Actiflo-prosessen. Mens Sirofloc-prosessen benytter magnetitt som det tyngende materiale, benytter Cyclofloc og Actiflo, som egentlig er en videreutvikling av Cyclofloc, mikrosand som det tyngende materialet.

5.3.1 Ulike reaktortyper

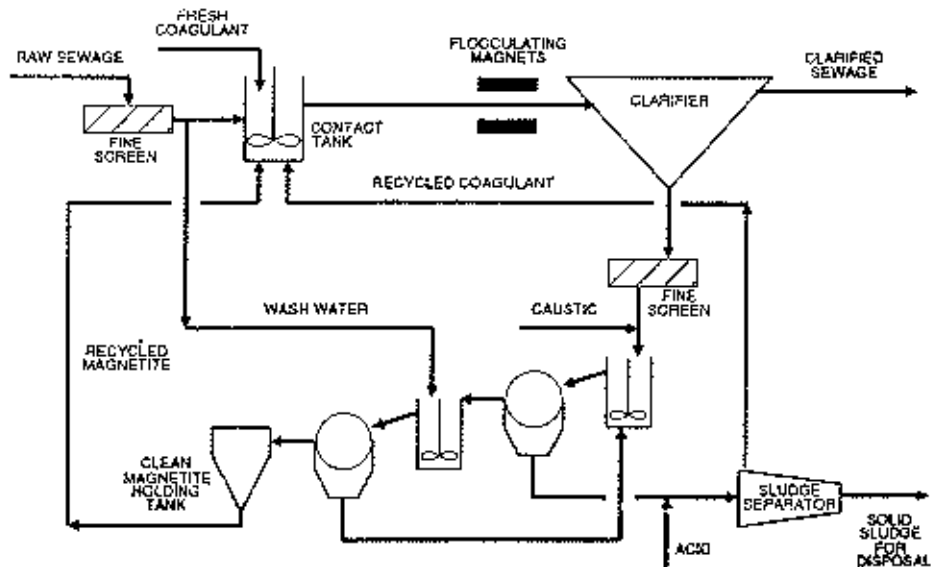
Sirofloc-prosessen

Sirofloc er en kommersiell renseprosess for avløpsvann skapt i Australia på Malabar renseanlegg i Sydney i starten på 1990-tallet (Booker et al, 1994), se fig 5.5. Prosessen er bygd opp med siling av vannet før det blir tilsatt magnetitt og et fellingskjemikalium (aluminium eller jern). Magnetittpartiklene, som har en diameter mindre enn 20 µm, adsorberes til partiklene/flokkene under koagulering/flokkulering, og gir dermed flokkene stor tetthet og tyngde. Deretter passerer vannet en permanent magnet for å magnetisere flokkene. De magnetiserte flokkene ledes så ut i en sedimenteringsstank hvor overflatebelastningen ligger i området 10 m/h.

Slammet fra sedimenteringsstanken blir deretter pumpet til en tank der pH økes ved hjelp av natriumhydroksid (NaOH) slik at det er mulig å fjerne slammet fra fellingskjemikallet og magnetittpartiklene. Magnetittpartiklene blir deretter separert fra slammet i permanente trommelmagneter og vasket ved bruk av rensed avløpsvann før de igjen blir tilbakeført til prosessen.

Problemet med Sirofloc-prosessen har vært knyttet til regenereringen av magnetitt. Metoden med bruk av alkali har blitt vurdert erstattet av en reaktor med kraftige skjærkrefter. Det er også et problem at magnetittforbruket er relativt høyt samtidig som om magnetitten er vanskelig å håndtere (støv).

Sydvaranger A/S, som produserte magnetitt ved gruvene i Kirkenes, var interessert i prosessen, og Vannrensegruppa NTNU/SINTEF utførte, på oppdrag av A/S Syd-Varanger forsøk i 1991. Basert på egne erfaringer, kan vi si at prosessen kan gi svært gode flokkulering- og sedimenterings-egenskaper. Rørflokkulering ble benyttet, og nødvendig flokkuleringstid var mindre enn 1 min samtidig som overflatebelastningen kunne være så høy som 10 m/h. Nødvendig magnetitt-dose var imidlertid såpass høy som 1 g/l, og nødvendig polymer-dose var 0,5 – 0,75 mg/l.

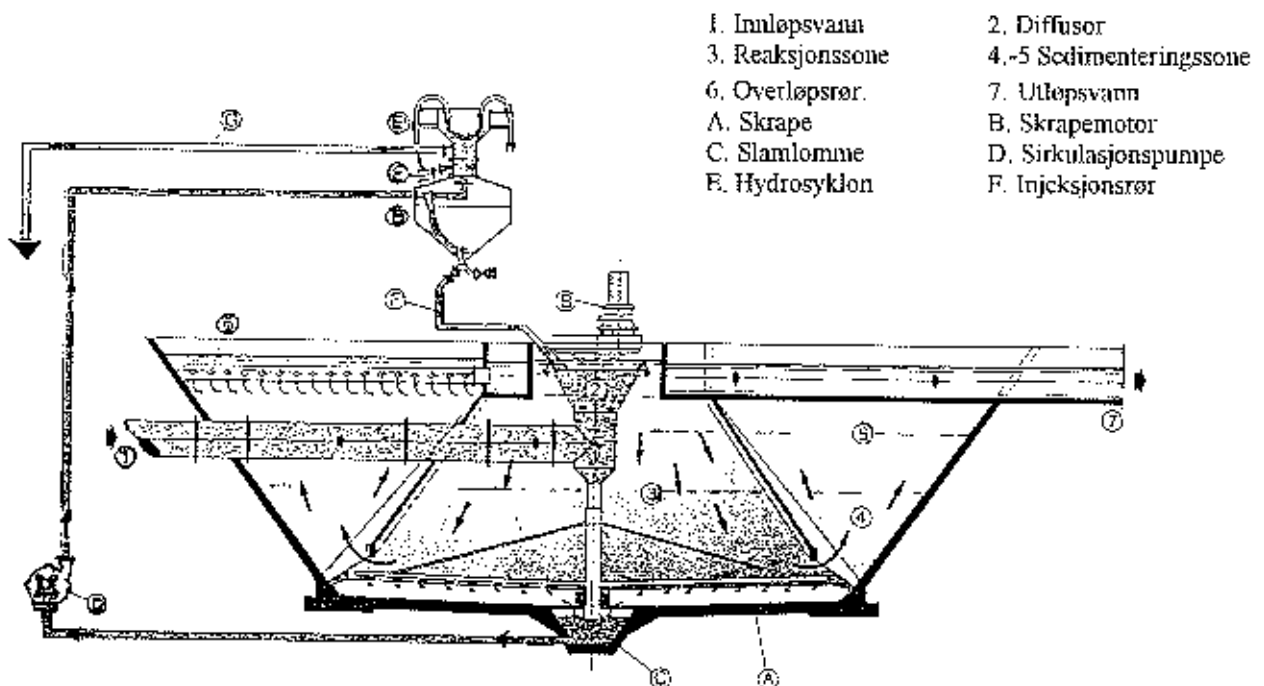


Figur 5.5. Sirofloc-prosessen (Booker et al, 1994).

Vi fant at det er knyttet mange usikkerheter til prosessen, spesielt knyttet til regenereringen av magnetitt. Et problem er det også at Syd-Varanger A/S nå har lagt ned sin gruve. Vi finner derfor ingen grunn til å anbefale prosessen videre undersøkt i dette prosjektet.

Cyclofloc-prosessen

Cyclofloc reaktoren bygger på en kombinasjon av flokkulering og sedimentering. Avløpsvannet tilsettes mikrosand slik at sedimenteringen skal skje raskere, se figur 5.6.



Figur 5.6. Cyclofloc-reaktoren.

Før vannet blir ledet inn i reaktoren, blir det tilsatt fellingkjemikalier og polymer. Vannet ledes deretter inn i senter av tanken hvor mikrosanden blir tilsatt. Deretter går vannet over i en "reaksjonssone". Sonen er konstruert som en kjegle hvor vannet og sanden blir ført nedover i tanken. På vei ned i tanken agglomerer sanden og det suspenderte materiale i avløpsvannet. Etter at vannet har passert kjeglen begynner det å stige oppover igjen. Det vil ikke bli dannet noe slamteppe i reaktoren på grunn av hyppig slamtapping.

Slammet og sanden blir skrapet til en slamlomme i bunnen av reaktoren og pumpet videre til en hydrocyclon. I syklon blir slamsuspensjonen separert fra mikrosanden. Slammet går til videre behandling mens mikrosanden blir ført tilbake til reaktoren.

Prosessen kan operere med belastninger opp mot 10 m/h i overflatebelastning. Forbruk av mikrosand ligger i området 1 - 2 g/l samt et polymerforbruk på 0,5 g/m³. Reaktoren, som blir markedsført av det franske selskapet OTV, er utviklet for og blir brukt til drikkevannsformål.

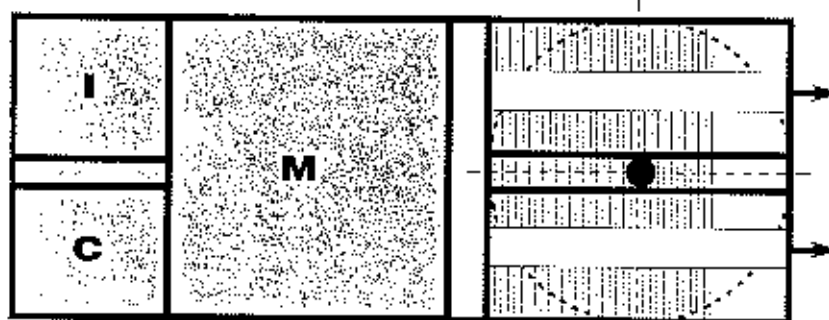
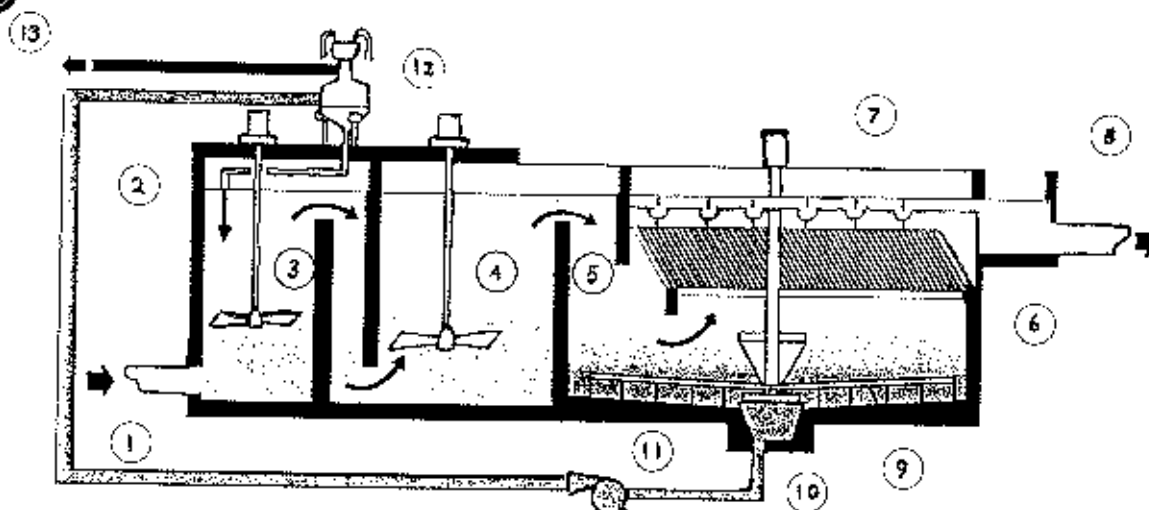
Actiflo-prosessen

Actiflo prosessen er egentlig en videreutvikling av Cyclofloc-reaktoren, og stammer også fra det franske selskapet OTV. Prosessen markedsføres i Norge av Krüger. Prinsippet er det samme som i Cyclofloc men reaktorutformingen, spesielt for sedimenteringsbassenget er annerledes. Actiflo er også mest benyttet på drikkevann men lanseres nå også brukt på behandling av overvann, overløpsvann og "tynt" avløpsvann. Vannets gang gjennom reaktoren, er vist i figur 5.7.

Etter forbehandling blir vannet tilsatt fellingkjemikalier på vanlig måte i en innblandingsenhet (ikke vist på figuren). Deretter blir vannet ledet inn i en hurtigblandetank med ca 5 min oppholdstid hvor mikrosand (70 - 130 µm) og flokkulant i form av polymer tilsettes. Mikrosanden fungerer som fnokk - kjerner mens polymeren er med på å gjøre fnokkene sterkere. Suspensjonen føres deretter over i en flokkuleringstank med langsom omrøring med ca 25 min oppholdstid, før den går inn i sedimenteringsenheten. På grunn av den økte tettheten som mikrosanden gir, vil slammet sedimentere godt. Det som ikke sedimenterer direkte til fortykkingssonen i bunnen av tanken, forutsettes fjernet i lamellsedimenteringssonen.

Lamellsedimenteringsbassengets utforming er svært likt det som benyttes i DENSADEG-reaktoren. Såvidt vi har kunne bringe på det rene, benyttes her imidlertid platelameller og ikke rørlameller som DENSADEG. Det er ikke gjort spesielle foranstaltninger for å dempe problemet med konflikten mellom vann som skal inn på lamellene og slam som skal ut. I et skisseprosjekt for Bergen kommune har Krüger forutsatt et kvadratisk basseng med ca 60 m² overflate ved $Q_{dim} = 650 \text{ m}^3/\text{h}$, tilsvarende en overflatebelastning på ca 11 m/h (22 m/h ved $Q_{maksdim}$) og, mens overflatebelastningen på lamellsonen er satt til 17 m/h (på projisert flate ved Q_{dim} , 33 m/h ved $Q_{maksdim}$ og 93 m/h ved Q_{maks} (3600 m³/h). Sedimenteringsbassengets dybde er på ca 5 m.

Slamskraperen i bunn fører slammet til en slamlomme og videre til et batteri av hydrocycloner hvor mikrosanden blir skilt fra slammet. I syklonen, som er en konus hvor slam/sand-blandingens tilføres tangensielt under et trykk på ca 2 bar, skilles sanden fra slammet ved sentrifugalkraften pga tetthetsforskjellen mellom sand og slam. Mikrosanden, som antas å utgjøre ca 20 % av resirkulasjonsmengden i volum, tas ut i bunnen av syklonen mens de resterende 80 % som slammet utgjør tas ut på toppen av syklonen og ledes til slambehandling. I anleggsgot i Bergen ($Q_{dim} = 650 \text{ m}^3/\text{h}$) ble det lagt opp til å benytte 6 sykloner (hvorav 2 i stand-by), hver med en kapasitet på 20 m³/h. Mesteparten av sanden gjenvinnes, men en viss andel vil tapes sammen med slammet. Man regner med et forbruk på 3-4 g SS/m³.



- Width (diameter) : 3,5 x 15 m.
- Flows : 500 à 23 000 m³/h

- | | | |
|---------------------|------------------------------|--------------------|
| 1 - Råvannsinløp | 2 - Tilsetning av mikrosand | 3 - Hurtigomrøring |
| 4 - Langsomomrøring | 5 - Innløp til sedimentering | 6 - Lamellmoduler |
| 7 - Avdrag | 8 - Utløp | 9 - Slamskraper |
| 10 - Slamlomme | 11 - Resirkulasjonspumpe | 12 - Hydrosykloner |

Figur 5.7. Activflo-reaktoren.

Som nevnt er prosessen benyttet både på drikkevann og avløpsvann, spesielt tynt avløpsvann, som overløpsvann. Vi kjenner ikke til om det er foretatt noen installasjoner på avløpsvann direkte, men prosessen er utprøvd for behandling av overløpsvann ved avløpsrensanlegg både i Frankrike og i Danmark. Det hevdes at reaktoren egner seg svært godt i situasjoner med store variasjoner i vannmengde (som jo er vanlig ved de applikasjoner vi diskuterer i denne rapporten) fordi renseeffekten ikke forverres dramatisk ved mangedobling av den hydrauliske belastningen.

5.3.2 Basseng basert på tilsetning av tyngende materiale – Vurdering av sentrale faktorer

Renseeffekt i forhold til utslippskrav

I Krügers brosjyre er følgende tabell satt opp for renseeffekt :

| | Ubehandlet avløpsvann | Overløpsvann | Etterpolering |
|-------|-----------------------|--------------|---------------|
| SS | 75 – 90 % | 80 – 90 % | 0 – 80 % |
| COD | 55 – 80 % | 65 – 90 % | 20 – 50 % |
| Tot P | 50 – 95 % | 50 – 98 % | 50 – 95 % |

Den store spredningen i renseeffekt skyldes delvis renseeffektens avhengighet av hydraulisk belastning og delvis avhengigheten av innløpskonsentrasjonen. Vi stiller oss noe tvilende til at de høyeste prosentene i denne tabellen vil kunne oppnås i typisk norsk avløpsvann. De kan antas å gjelde kun når innløpskonsentrasjonene er svært høye.

Forsøkene ved Achère i Paris viste at SS-konsentrasjonen ved behandling av overløpsvann kunne holdes under 35 mg SS/l (EU-kravet) selv ved hydrauliske belastninger opptil 135 m/h i lamellsonen ved SS-konsentrasjoner i innløpet på opptil 200 mg/l (dvs det vi kan vente i ubehandlet avløpsvann). På den annen side viste forsøkene også resultater på opptil 60 mg SS/l ved langt lavere belastninger (15 – 100 m/h) og lavere SS-konsentrasjoner inn.

For å avklare kapasitet og renseeffekt ved primærfelling på avløpsvann i Norge, trengs mer dokumentasjon, men det er helt klart at Actiflo-reaktoren synes å ha et stort potensiale for en avløps-situasjon med stor variasjon i vannmengde.

Driftssikkerhet

Det er selvsagt vanskelig å ha noen klar mening om driftssikkerheten så lenge erfaringsgrunnlaget fortsatt er meget tynt. Det er imidlertid enkelte forhold som kan gjøre en skeptisk. Det knytter seg primært til det faktum at dette er en prosess som bruker relativt mye tilsetningsstoffer og dermed krever god oppfølging av denne tilsetningen. Størst usikkerhet knytter det seg til tilsetningen av mikrosand. Dersom separasjonen i hydrosyklonene ikke skulle fungere som forutsatt, vil selve fundamentet for prosessen røkkes ved og renseeffekten kan da bli meget lav, eller endog negativ pga tilsetningen av fellingsmiddel. Vi antar at det er derfor at man legger opp til å ha hydro-sykloner stand-by.

Slamproduksjon

Brukt som primærfellingsanlegg må man regne med at forbruket av fellingskjemikalier blir minst så stort som det som ellers er vanlig. Det betyr at slamproduksjonen også blir tilsvarende stor. I hvilken grad man kan klare tilfredstillende renseeffekt ved lave doser evt bruk av kationisk polymer som koagulant gjenstår å se. Slammengden vil også øke noe som følge av tap av mikrosand selv om dette bidraget normalt ikke blir så stort. Fungerer hydrosyklonen dårlig av en eller annen grunn, kan imidlertid bidraget fra mikrosanden bli betydelig.

Fleksibilitet

Prosesen er fleksibel i den forstand at den under normal drift kan tåle store belastningsvariasjoner uten at det går dramatisk ut over renseeffekten. På den annen side er den svært lite fleksibel dersom sedimenteringstanken blir så høyt dimensjonert at anlegget kun vil fungere når mikrosandtilsetningen er som den skal være. I det skisseprosjekt som er gjort i Bergen, er anlegget ikke ekstremt høyt dimensjonert, noe som betyr at det i alle fall ved Q_{dim} sannsynligvis vil ha en viss renseeffekt selv om mikrosanden skulle falle bort.

Vi tror at dette er en riktig dimensjoneringsfilosofi, men det betyr da at anlegget ikke er vesentlig mer kompakt enn andre metoder, men derimot at det kan tåle høyere spissbelastninger under normale forhold enn de andre metodene.

Kostnad

Som nevnt så tror vi at forbruket av fellingskjemikalier blir minst så stort som det som ellers er vanlig og at polymerforbruket blir større enn vanlig idet resirkuleringen av mikrosand/slamsuspensjonen øker mengden av partikler som skal flokkuleres. Man anfører at normalt polymerforbruk er 0,5-1,0 mg/l, som er relativt høyt. I tillegg kommer et forbruk av mikrosand. Driftskostnaden for vannbehandlingsdelen av et Actifloanlegg må derfor forventes å bli noe høyere enn det som forventes i tradisjonelle primærfellingsanlegg.

Sannsynligvis blir investeringskostnaden lavere, men dette kan først avklares gjennom konkrete tilbud. Anlegget inkluderer både lamellsedimentering og hydroykloner, elementer som er fordyrende i forhold til konvensjonell primærfelling.

Vi har ikke sett eksempler på at Actiflo-reaktoren er benyttet til separasjon av biofilmslam. Vi antar at reaktoren er avhengig av en meget god fnokkdannelse, som man normalt ikke har i biofilmslam uten tilsetning av koagulant. Vi må derfor anta at Actiflo er mindre egnet til separasjon av bioslam alene.

5.4 Flotasjonsbasseng (spesielt lamellflotasjon)

5.4.1 Generelle erfaringer

Flotasjon er relativt godt kjent her i landet, og vi skal derfor ikke omtale konkrete anleggsløsninger på flotasjon i detalj. Flere selskaper kan levere flotasjonsanlegg (Purac, Kværner, Flootek, Brødr. Dahl, Henriksen mck. Verksted, m fl.).

Erfaringene med primærfellingsanlegg basert på flotasjon er at disse anleggene gir minst like gode renseseffekter som de anleggene basert på sedimentering. Hvordan tradisjonelle flotasjonsanlegg vil fungere i koaguleringsanlegg, er det vanskeligere å ha en klar formening om. Det er imidlertid ikke skjellig grunn til å anta at de skulle klare seg dårligere enn sedimenteringsbassengene.

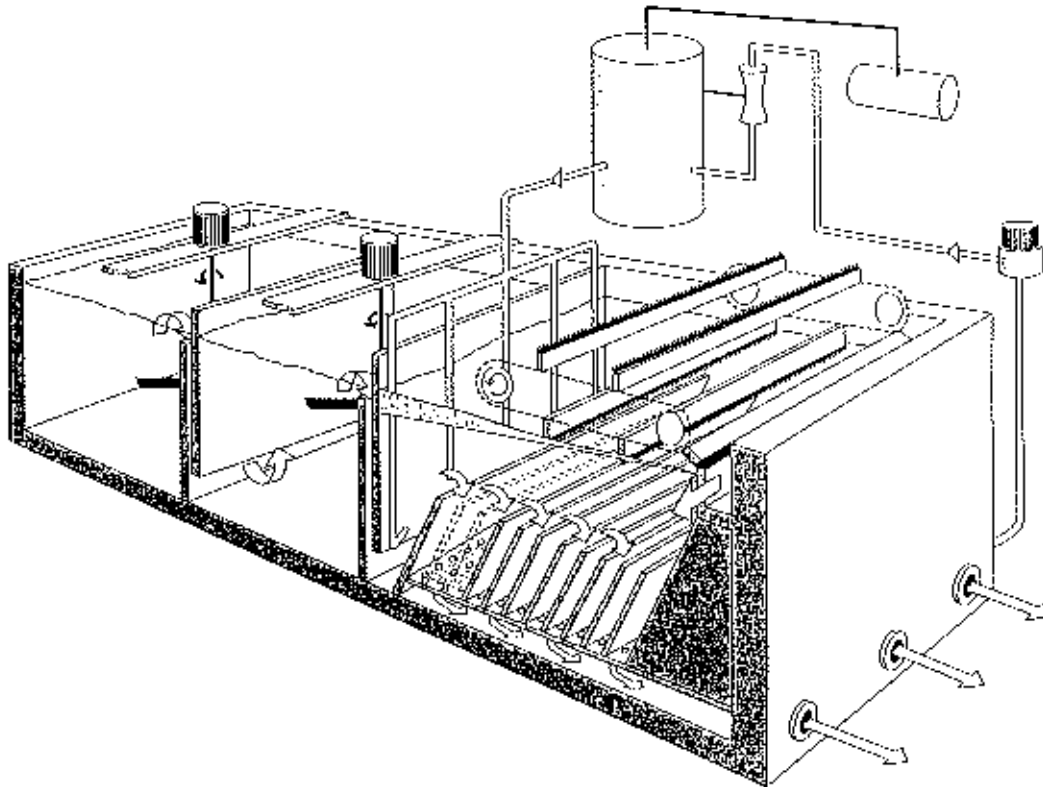
Flotasjonsanlegg skulle være spesielt godt egnet for separasjon av biofilmslam, spesielt om man også benytter tilsetning av flokkulant. Erfaringer med denne prosesskombinasjonen vil kunne erverves fra Nordre Follo avløpsrensaneanlegg. Ved normaldrift her benyttes fellingsmiddel. Det ville imidlertid være svært interessant å få erfaringer med en flotasjonsdrift uten fellingskjemikalier evt kun tilsetning av flokkulant.

5.4.2 Lamellflotasjon

En videreutvikling av flotasjonsprosessen, som kan kalles lamellflotasjon, kan likevel være verdt å nevne særskilt ettersom denne varianten ikke er godt kjent se figur 5.8.

Et av problemene med konvensjonell flotasjon, er at den nedadrettede vannstrømmen beveger seg motstrøms de oppoverstrømmende boble/fnokk-aggregatene. Kapasiteten på reaktoren blir da begrenset av ønsket om ikke å dra med seg små boble/slam-aggregater i utløpet. Ved lamellflotasjon har man gått inn for å løse dette problemet ved at vannet må strømme ned gjennom skråttstilte plater (lameller) og gjennom en falsk bunn. Ved dette oppnås to ting. For det første får man en mer stabil strømning, hydraulisk sett og for det andre blir separasjonen av boble/slam-aggregatene lettere som resultat av den "omvendte" lamellsedimentering (lamellflotasjon) av disse. Boblene

beveger seg oppover på undersiden av hver lamell og kommer således mindre i konflikt med det nedad-strømmende vannet på oversiden av hver lamell.



Figur 5.8. Lamellflotasjon (Anglian Water/Purac).

Så vidt oss bekjent, er det ikke gjennomført noen forsøk med lamellflotasjon på avløpsvann, men derimot på drikkevann. Det er imidlertid egentlig ikke noe som skulle tilsi at separatoren ikke er like egnet for avløpsvann. Motforestillingene ville være de samme som ved lamellsedimentering, dvs vekst på lamellene etc. Det er heller ingen grunn til å tro at lamellflotasjon skulle egne seg dårligere til separasjon av biofilmslam enn vanlig flotasjon.

Fordelen med lamellflotasjon i forhold til konvensjonell flotasjon, er at overflatebelastningen vil kunne gjøres betydelig høyere, sannsynligvis mer enn fordobles, dvs til overflatebelastninger på 15-20 m/h.

5.4.3 Flotasjon – Vurdering av sentrale faktorer

Renseeffekt i forhold til utslippskrav

Erfaringene med primærfellingsanlegg med flotasjon viser at renseeffekten blir minst like god som ved sedimentering. Vi kjenner ikke til at det er gjort forsøk med bruk av flotasjon i koaguleringsanlegg (dvs med lav dosering av fellingsmiddel eller med dosering av kationisk polymer som koagulant). Det er grunn til å tro at lamellflotasjon vil gi minst like god – eller bedre – renseeffekt som tradisjonell flotasjon.

Driftssikkerhet

Erfaringene tyder på at driftssikkerheten med flotasjon er noe lavere enn ved sedimentering. Dette kommer dels av at flotasjonsanlegget jo krever en fin avstemming mellom suspensjonen som skal separeres og tilførselen av bobler (dispersjonsvannet). Noe forenklet kan vi si at det er vanskeligere å drive et flotasjonsanlegg, og driftssikkerheten er dermed utsatt for å kunne bli dårligere enn ved sedimentering.

Det som måtte kunne nedsette driftssikkerheten ved lamellflotasjon, er vekst på lamellene. Lamellene i seg selv vil imidlertid skape en mer stabil hydraulisk situasjon i bassenget, noe som skulle øke driftssikkerheten.

Slamproduksjonen

Slamtørrestoff-produksjonen ved flotasjon blir den samme som ved sedimentering, men slamvolumproduksjonen blir lavere som en følge av at slammet får et høyere tørrstoffinnhold. Vi vil tro at lamellflotasjon vil kunne gi et enda høyere tørrstoffinnhold i slammet som følge av at crosjonen i underkant av slamlaget kan forventes å bli mindre.

Fleksibilitet

Flotasjonsanlegg er egentlig ikke spesielt fleksible med tanke på varierende vannmengde fordi man, som tidligere nevnt, trenger en god avstemming mellom innkommende suspensjon og den resirkulerte dispersjonsvannmengde.

Kostnad

Driftskostandene ved flotasjon blir høyere enn ved tradisjonell sedimentering fordi man i tillegg til kostnadene til kjemikalier (som blir omlag den samme) også får kostnader til drift av trykksettingssystemet. På investeringssiden må man i tillegg til selve flotasjonsanlegget også ta hensyn til dispersjonsutrustningen.

Dersom investeringskostnaden skal kunne bli lavere enn ved sedimentering, må det i så fall være pga at byggekostnadene på overbygg og basseng blir så mye billigere at det oppveier kostnadene til trykksettingssystemet.

5.5 Filtreringsreaktor basert på grovt filtermedium

5.5.1 Erfaringer med metoden

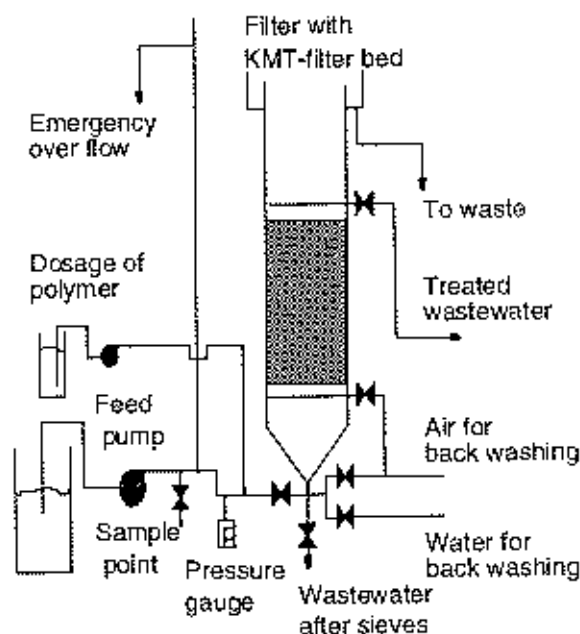
Som omtalt tidligere, er dette en form for separasjonsreaktor som fortsatt må sies å være på forsøksstadiet. Forsøk i pilot-anlegg med denne type reaktorer har foregått i Japan, i Australia og i Norge (ved Vannrensgruppa NTNU/SINTEF).

I Japan er det gjort forsøk med et flytende filtermedium bestående av plastbiter (Tanaka et al, 1995), primært med tanke på behandling av overløpsvann. Reaktoren var bygd opp som et oppstrømsfilter og mediet besto av rørformede plastbiter med en diameter på 2,2 cm og en lengde på 2,5 cm. Filterdybden var på 2 m og mediet hadde en egenvekt nær opp til vannets egenvekt (0,93 g/cm³). I prosessen ble det tilsatt kationisk polymer i området 2 - 3 mg/l. Vannet ble på forhånd silt og silen hadde en lysåpning på 5 mm. Det ble gjort forsøk med filterbelastninger opp til 40

m/h og man klarte ved denne belastningen en renseeffekt mht SS som lå rundt 80 % (< 35 mg SS/l ut).

Tilbakespylingen av mediet foregikk med at kolonnen ble luftet i 1 min med en luftmengde på 100 - 120 Nm³/m²h. Deretter ble vannet drenert ut via bunnen på kolonnen med konstant luftinnblåsing. Kolonnen ble deretter fylt opp med avløpsvann og spyleprosedyren ble kjørt på nytt. Prosessen ble gjort tre ganger etter hverandre før filteret ble satt i drift igjen. I Japan er det også gjort andre forsøk med grovfiltrering (Mouri and Niwa, 1993), (Ishibashi et al, 1993), som vi ikke vil gå inn på her.

I Norge ble det høsten 1996 gjennomført en hovedoppgave ved Institutt for Vassbygging ved NTH hvor det ble kjørt forsøk med direkte filtrering av avløpsvann ved bruk av det tradisjonelle KMT biofilmmediet, som er laget av polyetylen (tetthet ca 0,95 g/cm³) og er rørformet med diameter ca 10 mm og lengde ca 8 mm (Brevik, 1996). Reaktoren var bygd som et oppstrømsfilter med en filterdybde på ca 1.0 m, se figur 5.9.

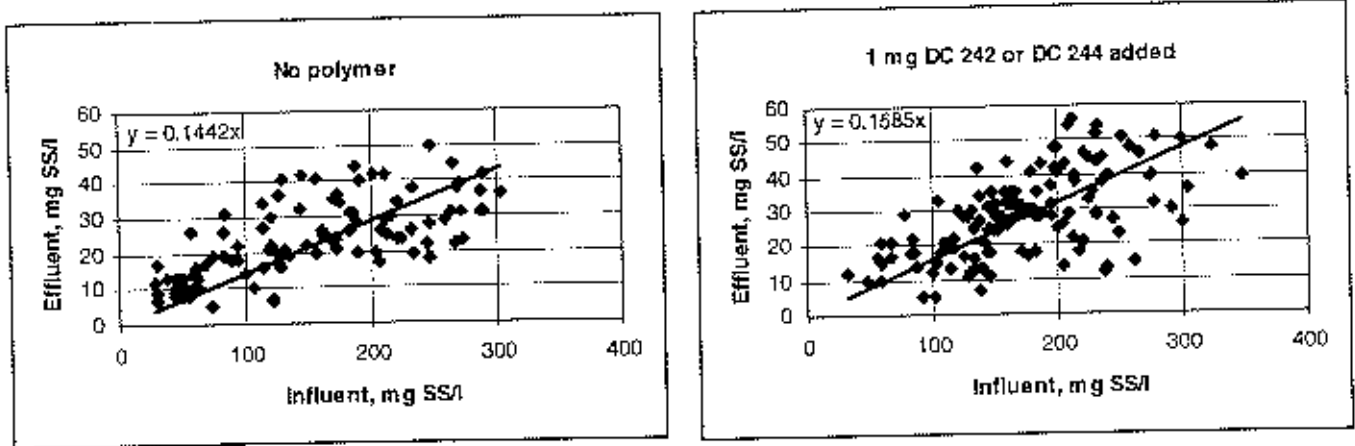


Figur 5.9. Oppbygning av forsøksfilter ved Høvringen renseanlegg (Ødegaard, 1997).

Prosessen ble kjørt på silt avløpsvann (1,5 mm sil) fra Høvringen renseanlegg både med og uten tilsetning av små mengder kationisk polymer (1 - 3 mg/l).

Spylerutinene ble gjennomført med først å stenge tilførselen av avløpsvann, deretter strippe mediet for slam ved tilsetning av luft og ubehandlet avløpsvann. Deretter ble luft- og vanntilførselen slått av, og filtratet ble drenert ut igjennom mediet, via et utløp i bunnen av kolonnen. Spyleprosessen ble gjentatt inntil 3 ganger før filteret ble satt i drift igjen.

Filteret ble drevet med overflatebelastninger i området fra 5 - 10 m/h. Resultatene viser at renseeffekten var så og si konstant uavhengig av overflatebelastningen. Filteret ga en reduksjon av suspendert stoff på rundt 85 - 90 %. Resultatene viste liten forskjell i renseeffekt ved bruk av polymer eller ikke, se figur 5.10.



Figur 5.10. Utløpskonsentrasjon mht SS som funksjon av innløpskonsentrasjon ved grovfilterforsøkene på Høvringen (Ødegaard, 1997).

Det er senere gjennomført tilsvarende filtreringsforsøk med filtrering av slam fra en høyt belastet Kaldnes-prosess. Filterbelastningen her har vært høyere, 10 – 15 m/h. I store trekk er den prosentvise reduksjon omlag den samme som ved filtrering av silt råkloakk, men i og med at innholdet av suspendert stoff i innløpsvannet til filteret da var noe lavere, er SS-konsentrasjonene i utløpet også lavere, typisk i området 15 – 25 mg SS/l avhengig av belastning.

I en hovedoppgave ved NTNU, som ble utført i Australia (Wessmann, 1997), ble det gjort forsøk med KMT-filter ved høyere filterbelastninger, og 75 % SS-fjerning ble oppnådd ved så høye belastninger som 25 m/h.

Erfaringene fra forsøkene i Trondheim, viser at grovfiltrering i KMT-filter gir like god separasjon av biofilmslam som av slam i råvann.

5.5.2 Grovfiltrering – Vurdering av sentrale faktorer

Renseeffekt i forhold til utslippskrav

Ulike forsøk har vist at man med grov-filtrering av avløpsvann direkte kan oppnå over 80 % fjerning av suspendert stoff og SS-konsentrasjoner i utløpet godt under EU-kravet (35 mg SS/l) uten tilsetning av kjemikalier. Det er grunn til å forvente at polymertilsetning vil kunne bidra til å bedre rensesultatet ytterligere, selv om dette ikke ble dokumentert i de norske forsøkene. Polymertilsetning kan imidlertid bidra til å forlenge filtersyklusen. Med den karakteristikk på avløpsvannet vi har i mange norske kystbyer, vil en slik behandling kunne være tilstrekkelig til å klare sekundærrensingskravet med et minimum av slam produsert. Kombinert med et høyt belastet biotrinn, er det helt klart at EU-direktivets krav til sekundærrensing ville kunne oppnås.

Driftssikkerhet

Det er svært vanskelig å ha noen klar formening om driftssikkerheten i et slikt system i og med at det ikke er bygget full-skala anlegg ennå. Selve filtreringsperioden er meget enkel, slik at usikkerheten kan knyttes til filterspylingen. Vi har vanskelig for å se at denne skal representere noe problem. Ved Høvringen bygges nå et pilotanlegg for ca 20 m³/h hvor man får utprøvd driftssikkerheten i stor pilot-skala. Filterspylingen automatiseres og PLS-styres.

Slamproduksjonen

Når filteret brukes uten kjemikalietilsetning overhodet eller når det brukes med tilsetning av kationisk polymer alene, blir slamproduksjonen så lav som det er mulig å få den, nemlig $SS_{inn} - SS_{ut}$. Brukt i kombinasjon med biologisk eller kjemisk forbehandling får man selvsagt det slamproduksjonstilskuddet som denne forbehandlingen gir.

Fleksibilitet

I og med at det vist at renseeffekten ikke blir dramatisk forverret ved svært høye filterbelastninger (opp til 40 m/h), så vil metoden egne seg godt til å ta imot spissbelastninger. Begrensende for systemet i slike situasjoner blir falltapet gjennom filteret, som selvsagt vil avhenge av hvor grovt filteret er. Man bør sannsynligvis ikke legge opp til falltap som overstiger 1 m. Ved forsøkene ved Høvringen var f.eks. falltapet ved 15 m/h kun ca 40 cm ved slutten av filtersyklusen mens den var ca 20 cm ved starten. Prosessen er diskontinuerlig, slik at man må bygge inn fleksibilitet ved å benytte flere parallelle enheter. Ved at man selv kan bestemme filtersyklusens lengde (4 – 12 timer), oppnås også fleksibilitet gjennom dette.

Kostnad

Før det er gjort en økonomisk analyse av et slikt system, er det helt umulig å si noe om kostnaden, men ser man på bassengarealer og volumer, er det klart at dette blir en meget kompakt løsning, minst like kompakt som de mest kompakte sedimenteringsløsningene.

5.5.3 Alternative filtermedier

Forsøkene i Norge har til nå foregått med det tradisjonelle Kaldnesmediet. Kaldnes Miljøteknologi er i ferd med å utvikle et større filtermedium som sannsynligvis vil gi enda mindre falltap og som også vil bli prøvet i forsøksanlegget på Høvringen.

Man kan også tenke seg å benytte grove fraksjoner (3 – 6 mm) av løs Leca (Filtralite). Porøsiteten vil imidlertid her være lavere og falltapet sannsynligvis høyere. Renseeffekten må imidlertid kunne forventes å bli minst like god.

5.6 Begrunnelse for utvalg av reaktorer som foreslås utprøvd under norske forhold

Felles for alle de reaktortypene som her er trukket fram, er at de kan bygges betydelig mer kompakt enn det som er tradisjonell teknologi og at de kan med eller uten forbehandling gi renseeffekter som vil tilfredsstille EU-direktivets krav til sekundærrensing.

Vi vil ikke her prøve å rangere de ulike prosessene. Enkelte av dem er i realiteten ikke utprøvd og er fortsatt på utviklingsstadiet. Vi tror imidlertid at det er et behov for å utvikle prosessene nettopp med tanke på det som er målet med "effektiv partikkelseparasjon", nemlig:

- Tilstrekkelig renseeffekt i forhold til renskravet
- Lavest mulig slamproduksjon
- Lavest mulig kostnad

I enkelte tilfeller er kravet tilfredsstillt dersom man klarer tilstrekkelig god SS-reduksjon. Det er klart at dersom man klarer dette uten bruk av kjemisk eller biologisk forbehandling, så ligger man godt an. Dette er årsak til at vi vil anbefale at det arbeides videre med grovfiltreringsreaktorene idet forsøksresultatene så langt kan tyde på at man i visse tilfeller kan klare dette. Forsøkene videre bør avklare hydrauliske belastningsbegrensinger, forbedringspotensialet som ligger i kjemisk og/eller biologisk forbehandling, praktiske driftsrutiner og ikke minst kostnader.

Vi er av den oppfatning at flotasjonsanlegg er relativt godt kjent i Norge, selv om de er lite tatt i bruk. Skal flotasjonsanlegg kunne konkurrere teknisk og økonomisk for den applikasjon vi her diskuterer, må den hydrauliske belastningen ved Q_{dim} sannsynligvis kunne bringes opp på minst 10 m/h og belastningen ved $Q_{makslim}$ opp på det dobbelte. I dette perspektivet er den nye lamell-flotasjonsreaktoren særlig interessant. Vi antar at det må være leverandøren (PURAC AB) som må ta initiativ til at en utprøving av denne reaktoren for avløpsvann finner sted.

Vi er av den oppfatning at de to opprinnelig franske lamellsedimenteringsenhetene DENSADEG og Actiflo begge retter seg mot den samme avløpssituasjon (overløpsvann eller tynt avløpsvann) og er på mange måter sammenlignbare. De krever begge betydelig mengde kjemikalier (både koagulant og flokkulant) for å kunne gi en renseseffekt som er sammenlignbar med det som oppnås ved primærfelling i tradisjonelle anlegg. Hva som er mulig å oppnå ved mindre bruk av kjemikalier, dvs ved koagulering, f.eks. ved bruk av kationisk polymer alene eller i kombinasjon med en lav metalldose, er uklart fordi det ikke er utprøvd. Begge reaktorene vil ved normal primærfellingsdrift derfor produsere mye slam.

Det er sannsynlig at Actiflo ved samme arealbelastning kan tåle større hydrauliske belastningsvariasjoner ved normal drift enn DENSADEG. På den annen side er det sannsynlig at driftssikkerheten i Actiflo er mindre enn i DENSADEG pga nødvendigheten av mikrosandtilsetning.

Det er uansett vår klare oppfatning at både DENSADEG-reaktoren og Actiflo-reaktoren bør utprøves under norske forhold og særlig med tanke på den applikasjon vi her diskuterer - som eneste rensemetode ved utslipp til gode resipienter.

En usikkerhet knyttet til alle de reaktorer som har vært diskutert over i dette kapittelet, er at de må antas å være vanskelige å drive og at driftssikkerheten derfor må antas å være lavere enn det man opplever ved tradisjonelle primærfellingsanlegg i Norge idag.

Vi er derfor av den oppfatning at det er særlig interessant å arbeide videre med relativt dype (6-8 m) vertikalstrømningsbasseng med intern flokkulering. Den ekstreme belastningssituasjon som VEAS-anlegget arbeider under (11 m dype basseng og overflatebelastning ved Q_{dim} på ca 7 m/h, vil neppe være typisk. I mange tilfeller vil det sannsynligvis være økonomisk å operere ved lavere belastninger. Et mål kan f.eks. være å klare ca 4 m/h med intern flokkulering. Dette vil gi en mange ganger mer kompakt løsning enn dagens anlegg uten at driftssikkerheten blir noe annerledes. Ved at flokkuleringen er intern blir det totale arealbehovet ikke vesentlig mye mindre enn det totale arealbehovet ved de meget kompakte franske anlegg (DENSADEG og Actiflo) når disse er dimensjonert for den samme renseseffekt.

Det er også behov for å se hvor langt man kan komme uten lamellsedimentering. Det kan være mange motforestillinger mot å benytte lameller i primærfellings-/koaguleringsanlegg. På den annen side kan man si at disse motforestillingene kanskje har vært for store i Norge. Derfor er det viktig å gjøre forsøk.

En fordel med dype vertikalstrømningsbasseng med intern flokkulering, er at disse vil fungere rimelig godt også uten kjemikalier tilsatt. Det vil innebære at anleggseiere kan velge å drive

anlegget uten kjemikaliedosering eller med lav dosering (evt bare polymer) i perioder der SS-konsentrasjonen i innløpsvannet er lav. På denne måten kan det spares kjemikalier og produseres mindre slam.

På denne bakgrunn mener vi det er viktig å arbeide videre med slike reaktorer. Vi kjenner til at slikt arbeid er igang på Høvringen renseanlegg i Trondheim og erfaringene fra disse forsøkene vil være nyttige for andre. Vi mener også at det bør settes igang et erfaringsprosjekt ved VEAS, hvor målsettingen er å analysere VEAS-bassenget med tanke på grundig dokumentasjon av VEAS-bassengenes virkemåte og effektivitet. Vi antar at dette må komme istand ved at VEAS tillater at én linje benyttes som forsøksanlegg, dvs at man tillates å manipulere med belastning etc.

Det er klart at det finnes på markedet flere separasjonsreaktorer som arbeider etter de separasjonsprinsippene som her er trukket fram som interessante. Vi har lagt vekt på å trekke fram anleggstyper som det har vært knyttet spesielt stor interesse til og som det allerede foregår forsøk med i Norge.

6. ANBEFALING MED HENSYN TIL VIDERE ARBEID

Det videre arbeid bør sannsynligvis foregå etter tre forskjellige innfallsvinkler:

- a) Forsøk i pilotanlegg
- b) Etablering av full-skala prøveprosjekt
- c) Utprøving i full-skala anlegg

I en viss utstrekning kan dette sies å være tre påfølgende faser i ett og samme prosjekt, men ikke nødvendigvis. Hensikten med å videreføre dette prosjektet må være å dele på totalkostnaden ved den totale informasjonsinnhenting.

Noen av separasjonsmetodene ligger slik i utvikling at pilot-forsøk er det som trengs i første omgang, andre er kommet så langt at fullskala-utprøving bør foretas, noe som krever et prøveprosjekt. Dersom metoden er helt spesielt utformet (f eks, DENSADEG, Actiflo og KMT-grovfilter), så er det nødvendig å skaffe til veie en anleggseier som er villig til å ta kostnadene/risikoen med å være prøveklut. Det er rimelig at man i et slikt tilfelle bør kunne få særskilt tilskudd av staten, slik det ble gjort med nitrogenfjerningsanleggene. De totale investeringer i anlegg som skal tilfredsstille sekundærrensingskravet er langt større enn de som skal ha nitrogenfjerning, noe som skulle tilsi at statlige tilskudd til prøvedrift kan være enda mer motivert i dette tilfellet.

Endelig har vi enkelte anlegg som allerede er bygget, og som burde inngå i oppfølgingsprosjekter. Herunder kommer noen flotasjonsanlegg, og spesielt VEAS anleggct.

Vi vil foreslå at den NORVAR-gruppen som har arbeidet med prosjektet henvender seg til myndighetene med tanke på å avklare tilskuddsordninger, og dessuten til potensielle eiere av anlegg som kommer inn under den aktuelle kategori.

7. REFERANSER

- Andoh, R.Y.G., Harper, I., Hipwell, P.M (1996): Meeting the EC Urban Wastewater Directive Treatment Directive with the Hydro Swirl-Flo Process. In Hahn, Hoffmann and Ødegaard (eds): Chemical Water and Wastewater Treatment IV, Springer Verlag, Berlin/ Heidelberg, p. 241-250, 1996
- Berg, A., Tveit, O.A., Danielsberg, A. og Jacobsen, J. (1994) Sedimentering i sirkulerende strømning. SINTEF-rapport STF60 F94021, 1994
- Booker, N.A., Cooney, E. Öcal, G. and Priestley, A.J. (1994): A high rate process for sewage clarification. In: Klute and Hahn (eds): Chemical water and wastewater treatment III, Springer-Verlag Berlin Heidelberg 1994.
- Brevik, D. (1996) : Filtrering av avløpsvann gjennom KMT medie. Hovedoppgave, Institutt for vassbygging NTH, D- 1-1996-27.
- Cobb,T.J, Kircannon,D.F. and Tiedman, W.G (1973): The Hydrocyclone for water purification» Journal of American Works Association vol 65, p. 409 – 413,1973
- Dauthuille, P. (1992) : The DENSADEG - A new high performance settling tank. In Klute and Hahn (eds): Chemical Water and Wastewater Treatment II, pp. 135-152, Springer Verlag, Berlin/Heidelberg, 1992.
- Grimsby, E. (1987) : En driftsundersøkelse av flotasjonsanlegg i Norge. Hovedoppgave, Institutt for vassbygging, NTH. D-1-1987-3.
- Herbert E. Hudson jr.(1981): Water Clarification Processes - Practical Design and Evaluation Van Nostrand Reinhold Environmental Engineering series (1981).
- Ishibashi, T., Fujii, M., Katsura, H. (1993) : Filtration process using filtration media made of fiber. 6th World Filtration Congress, Nagoya, 1993.
- Kruger (1995) : Skisseprosjekt – Alternativ renseprosess, Breiviken Renseanlegg, August 1995
- Levine, A.D., Tchobanoglous, G. and Asano, T. (1985) : Characterization of the size distribution of contaminants in wastewater. Journ. WPCF, 57, 2, p. 805, 1985
- Metcalf & Eddy (1991) : Wastewater Engineering. Treatment, disposal, reuse. McGraw-Hill International Editions. Civil Engineering Series, Third Edition, 1991.
- Mouri, M., and Niwa, C. (1993) : Pilot plant studies on filtration of raw sewage using floating media and multiple filter column inlets. Wat. Sci. tech. Vol. 28, No. 7, pp. 143-151, 1993
- Nedland, K.T. (1988) : Kommunal avløpsrensing med flotasjon. Prosjektrapport 70/88, Program for VAR-teknikk, 1988.
- Nilsen, A.S og Halfvard Ødegaard (1991): Forøk ved bruk av magnetitt for bedring av slamseparasjon ved kjemisk rensing av avløpsvann, Institutt for vassbygging , NTH,1991
- Ryrfors, Pia «Kan god kjemisk rening och hög ytbelastning förenas ?» Vann nr 1B - 1995:25-31
- Tanaka, Y., Miyajima, K., Funakosi, T. and Chida, S. (1995) : Filtration of municipal sewage by ring shaped floatong plastic net media. Wat. Res, Vol. 29, No. 5, pp 1387-1392, 1995
- Wessman, F.,G. (1997) : High rate floating media filtration. Hovedoppgave Institutt for vassbygging, NTNU, 1997
- Ødegaard, H.(1992) : Fjerning av næringsstoffer ved rensing av avløpsvann. TAPIR Forlag, Trondheim 1992, 327 s.
- Ødegaard, H.(1992): Norwegian experiences with chemical treatment of raw wastewater". Wat. Sci. Tech. Vol. 25, No. 12, pp. 255-264, 1992.
- Ødegaard, H. og Skrøvseth, A.F.: "An evaluation of performance and process stability of different processes for small wastewater treatment plants". Wat. Sci. Tech. Vol. 35, No 6, 1997, p. 119-127.

- Ødegaard, H., Karlsson, I.: Chemical wastewater treatment - Value for money. In Klute and Hahn (eds): Chemical Water and Wastewater Treatment III, Springer Verlag, Berlin/ Heidelberg, pp 191-209, 1994.
- Ødegaard, H. "Optimised particle separation in the primary step of wastewater treatment. Proc. IAWQ/IWSA Particle Separation Workshop, Hokkaido University, Sapporo, Japan, 1-2 July 1997.
- Ødegaard, H.: "Orthokinetic flocculation of phosphate precipitates in a multicompartiment reactor with non-ideal flow." Progress of Water Technology, Suppl. 1. pp 61-88, 1979.
- Ødegaard, H.: "Optimization of flocculation/flotation in chemical wastewater treatment." Wat. Sci. Tech. Vol. 31, No.3-4, pp 73-82, 1995
- Ødegaard, H., Grutle, S., Ratnawecra, H.: "An analysis of floc separation characteristics in chemical wastewater treatment". In Klute and Hahn (eds): Chemical Water and Wastewater Treatment II, pp. 97-114, Springer Verlag, Berlin/Heidelberg, 1992.

NORVAR-rapporter

- Rapport nr. 1: Aktuelle metoder for myk start/stopp av store motorer.
- Rapport nr. 2: Betongnedbrytning i kloakkbassenger.
- Rapport nr. 3: Register over industribedrifter tilknyttet offentlig avløpsnett. Forprosjekt for PC-basert registrerings- og rapporteringssystem.
- Rapport nr. 4: Bruk av PC i avløpsanlegg. Eksempel på system for registrering og bearbeidelse av driftsdata.
- Rapport nr. 5: Arbeidsmiljø i kloakkanlegg. Arbeid utført ved HIAS 1982-87.
- Rapport nr. 6: Organisasjons- og bemanningsplan for VAR-anlegg. Eksempel fra VAR-sekskapet HIAS.
- Rapport nr. 7: Datasentral og EDB på avløpsrenseanlegg. Forprosjekt.
- Rapport nr. 8: EDB i VA-sektoren. Samordnet innsats.
- Rapport nr. 9: NORVAR's årsberetning 1988.
- Rapport nr. 10: NORVAR's årsberetning 1989.
- Rapport nr. 11: Forfellings innflydelse på veksten i et biofimanlegg. Forsøk i laboratorieskala ved VEAS.
- Rapport nr. 12: NORVAR's årsberetning 1990.
- Rapport nr. 13: Prosess-styringsystemer for VAR-anlegg. Forslag til kravspesifikasjon ut fra VAR-bransjens behov.
- Rapport nr. 13A: Prosess-styringsystemer for VAR-anlegg. Funksjonsblokker for avløpsanlegg.
- Rapport nr. 13B: Funksjonsbeskrivelser for avløpsrenseanlegg.
- Rapport nr. 13C: Funksjonsbeskrivelser for ledningsnett.
- Rapport nr. 14: Drift av anlegg i VAR-sektoren. Behov for kompetanse og opplæring. Anbefaling fra anleggseiere.
- Rapport nr. 15: Driftsovervåking av aktivert-karbonfilter
- Rapport nr. 16: EDB i VAR-teknikken. FØV – kravspesifikasjoner.
- Rapport nr. 17: EDB i VAR-teknikken. Driftskontrolanlegg for VA-transportssystemer. Innsamling og bearbeidning av data.
- Rapport nr. 18: EDB i VAR-teknikken. Sensorer og måleutstyr. Forprosjekt.
- Rapport nr. 19: EDB i VAR-teknikken. Økonomistyring i VAR-sektoren.
- Rapport nr. 20: Slambehandling og -disponering ved store kloakkrenseanlegg. Hovedrapport.
- Rapport nr. 20A: Slambehandling og -disponering ved store kloakkrenseanlegg. Aerob og anaerob behandling.
- Rapport nr. 20B: Slambehandling og -disponering ved store kloakkrenseanlegg. Kalking. Kompostering.
- Rapport nr. 20C: Slambehandling og -disponering ved store kloakkrenseanlegg. Slamavvanning.
- Rapport nr. 20D: Slambehandling og -disponering ved store kloakkrenseanlegg. Termisk behandling av kloakkslam.
- Rapport nr. 21: NORVAR's årsberetning 1991.
- Rapport nr. 22: EDB i VAR-teknikken. Fase 1 – kravspesifikasjoner m.m. Statusbeskrivelse og forslag til videre arbeid.
- Rapport nr. 23A: Internkontroll for VA-anlegg. Mal for internkontrollhåndbok for VA-anlegg.
- Rapport nr. 23B: Internkontroll for VA-anlegg. Internkontrollhåndbok for avløpsanlegg. Eksempel fra Fredrikstad og Omegn Avløpsanlegg.
- Rapport nr. 23C: Internkontroll for VA-anlegg. Internkontrollhåndbok for vannverk. Eksempel fra Vansjø vannverk.
- Rapport nr. 23D: Internkontroll for VA-anlegg. Aktivitetsstyrende håndbok for VA-anlegg.
- Rapport nr. 23E: Internkontroll for VA-anlegg. Helse, miljø og sikkerhet ved vannbehandlingsanlegg.
- Rapport nr. 23F: Internkontroll for VA-anlegg. Helse, miljø og sikkerhet ved avløpsrenseanlegg.
- Rapport nr. 23G: Internkontroll for VA-anlegg. Eksempel på driftsinstruks. Østtalen kloakkrenseanlegg.
- Rapport nr. 23H: Internkontroll for VA-anlegg. Eksempel på driftsinstruks. Småle vannverk.
- Rapport nr. 23I: Internkontroll for VA-anlegg. Internkontroll for VA-transportsystemet. Eksempel på aktivitetsstyrende håndbok for avløpsvirksomheten, Nedre Eiker kommune.
- Rapport nr. 24: NRF-prosjekt. Korrosjonskontroll ved vannbehandling med mikronisert marmor.
- Rapport nr. 25: NORVAR's Slamgruppe. Mal for prosessoppfølging av anlegg for stabilisering og hygienisering av slam.
- Rapport nr. 26: NORVAR's Slamgruppe. Installasjon av gassmotor for strømsproduksjon ved avløpsrenseanlegg.
- Rapport nr. 27: NORVAR's Slamgruppe. Motlak og behandling av avannet råslam ved renseanlegg som hygieniserer og stabiliserer slam i væskeform.
- Rapport nr. 28: NORVAR's Slamgruppe. Slam på grøntarealer. Erfaringer fra et demonstrasjonsprosjekt.
- Rapport nr. 29: Rapport fra SFT-prosjekt. Regnvannsoverløp.
- Rapport nr. 30: Utvikling av uttesling av datasystem for informasjonsflyt i VA-sektoren. Erfaringer fra et pilotprosjekt.
- Rapport nr. 31: PRO-VA, Brukerklubb for prosess-styringsystemer, drift- og fjernkontroll for VA-anlegg. Oversikt pr. 1993. Leverandører – produkter – konsulenter. Referanseanlegg, litteratur, terminologi.
- Rapport nr. 32: Bruk av statistiske metoder (kjemometri) til å finne sammenhenger i analyseresultater for avløpsvann.
- Rapport nr. 33: Rapport fra SFT-prosjekt. Evaluering av enkle rensemetoder. Slamavskillere.
- Rapport nr. 34: Rapport fra SFT-prosjekt. Evaluering av enkle rensemetoder. Siler/finner.
- Rapport nr. 35: Kravspesifikasjon og kontrollprogram for VA-kjemikalier.
- Rapport nr. 36: NORVAR's faggruppe for vannforsyning. Filter som hygienisk barriere.
- Rapport nr. 37: NORVAR's faggruppe for vannforsyning. EU/EØS, konsekvenser for Norges vannforsyning.
- Rapport nr. 38: NORVAR-prosjekter 1992/93.
- Rapport nr. 39: Implementering av EDB-basert vedlikeholdssystem. Erfaringer fra et referanseprosjekt knyttet til pilot-prosjekt ved Bekkeleget Renseanlegg. Sjekk-/momentliste for bruk ved implementering av EDB-basert vedlikehold.
- Rapport nr. 40: Driftsassistanser for avløp. Utredning om rolle og funksjon fremover.
- Rapport nr. 41: PRO-VA, Brukerklubb for prosess-styringsystemer, drift- og fjernkontroll for VA-anlegg. METRI-TEL. Kommunikasjonsmedium for VA-installasjoner. Erfaringer fra prøveprosjekt i Sandefjord kommune.
- Rapport nr. 42: Industriavløp til kommunalt nett. Evaluering av utførte industrikartleggingsprosjekter.
- Rapport nr. 43: NORVAR's faggruppe for vannforsyning. Korrosjonskontroll ved Hamar vannverk. Resultat fra fullskalaforøk.
- Rapport nr. 44: Slam på grøntarealer. Erfaringer fra et demonstrasjonsprosjekt. Vekstsesongen 1994.
- Rapport nr. 45: Forsøk med forfelling og felling i 2 trinn med polyaluminiumklorid høsten 1993. Kartlegging av slam- og slamvannstrømmer med og uten forfelling 1993-94.
- Rapport nr. 46: Renovering av avløpsledninger. Retningslinjer for dokumentasjon og kvalitetskontroll.

NORVAR-rapporter forts.:

- Rapport nr. 47: Oslo kommune, Vann- og avløpsverket: Strategidokument for industrikontrollen.
Rapport nr. 48: NORVAR og miljøteknologi. Forprosjekt.
Rapport nr. 49: Grunnundersøkelser for infiltrasjon – små avløpsanlegg. Forundersøkelse, områdebefaring og detaljundersøkelse ved planlegging av separate avløpsrenseanlegg.
Rapport nr. 50: Rørinspeksjon i avløpsledninger. Rapporteringshåndbok. Standarddefinisjoner.
Rapport nr. 51: Slambehandling
Rapport nr. 52: Bruk av slam i jordbruket
Rapport nr. 53: Bruk av slam på grøntarealer
Rapport nr. 54: Rørinspeksjon av avløpsledninger. Veileder.
Rapport nr. 55: Vannbehandling og innvendig korrosjonskontroll i vannledninger
Rapport nr. 56: Vannforsyning til næringsmiddelindustrien. Krav til vannkvalitet. Vannverkens erstatningsansvar ved svikt i vannleveransen.
Rapport nr. 57: Trykkreduksjon. Håndbok og veileder.
Rapport nr. 58: Karbonatisering på alkaliske filter.
Rapport nr. 59: Veileder ved utarbeidelse av prosessgarantier.
Rapport nr. 60: Avløp fra bilvaskerianlegg til kommunalt renseanlegg.
Rapport nr. 61: Veileder i planlegging av fornyelse av vannledningsnett.
Rapport nr. 62: Veileder i planlegging av spyling og pluggkjøring av vannledningsnett.
Rapport nr. 63: Mal for søknad om godkjenning av vannverk.
Rapport nr. 64: Driftserfaringer fra anlegg for stabilisering og hygienisering av slam i Norge. Forprosjekt.
Rapport nr. 65: Forslag til veiledere for fettavskillere til kommunalt avløpsnett.
Rapport nr. 66: EØS-regelverket brukt på anskaffelser i VA-sektoren.
Rapport nr. 67: NORVAR's faggruppe for vannforsyning. Filter som hygienisk barriere. Fase 3: Resultater for pilotforsøk og praktiske erfaringer fra vannverk.
Rapport nr. 68: NORVAR's faggruppe for vannforsyning. Korrosjonskontroll ved Stange Vannverk. Forsøk med tilsetning av mikronisert marmor og CO₂ ved Råvannspumpestasjonen.
Rapport nr. 69: Evaluering av enkle rensemetoder, fase 2: Siler/firrister
Rapport nr. 70: Evaluering av enkle rensemetoder, fase 2: Store slamavskillere samt underlag for veileder.
Rapport nr. 71: Evaluering av enkle rensemetoder, fase 3: Veileder for valg av rensemetode ved utslipp til gode sjøresipienter.
Rapport nr. 72: Utviklingstrokk og utfordringer innen VA-teknikken. Sammenstilling av resultatet fra arbeidet i NORVARs gruppe for langtidsplanlegging (LTP) i VA-sektoren.
Rapport nr. 73: Etablering av NORVARs VA-INFOORG. Bruk av Internett som kommunikasjonsverktøy.
Rapport nr. 74: Spesialrapport – 5. utgave. Beskrivelse av 34 EDB-programmer/moduler for bruk i VA-teknikken.
Rapport nr. 75: NORVARs faggruppe for EDB og IT: IT-strategi i VA-sektoren.
Rapport nr. 76: Datatilt-Klassifisering av avløpsledninger.
Rapport nr. 77: Alternative områder for bruk av slam utenom jordbruket. Forprosjekt.
Rapport nr. 78: Alternative behandlingsmetoder for fettslam fra fettavskillere.
Rapport nr. 79: Informasjonssystem for drikkevann, forprosjekt
Rapport nr. 80: Sjekkliste/veiledning for prosjektering og utførelse av
-- VA-hoved og stikkledninger -- sanitærinstallasjoner
Rapport nr. 81: Veileder. Kontaktering av VA-tekniske prosessanlegg i totalentreprise
Rapport nr. 82: Veileder for prøvetaking av avløpsvann
Rapport nr. 83: Rørinspeksjon med videokamera: Veiledning/rapportering – hovedledninger, stikkledninger, avløpskummer
Rapport nr. 84: Forfall og fornyelse av ledningsnett. Sammendragsrapport fra perioden 1992–1997
Rapport nr. 85: Effektiv partikkelseparasjon innen avløpsteknikken. Strategisk forprosjekt