

Kjemisk felling av kommunalt avløpsvann

Sivilingeniør Arild Schanke Eikum, Ph. D.

Sivilingeniør Christen Harr

Norsk institutt for vannforskning

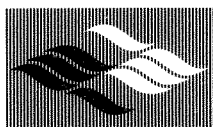
Sivilingeniør Jørunn Ofte

Ingeniør Vidar Tveiten

VVS- og VA-teknisk konsulentkontor

Professor Peter Balmér

Chalmers Tekniska Högskole



prai

Prosjektkomiteen for rensing av avløpsvann.

NORSK INSTITUTT FOR
VANNFORSKNING
BIBLIOTEKET

628.344

Ei

Formgivning og omslag: NIVAs tegnekontor

Sats, Grafisk kontor, NTNF

Trykk, Reclamo

ISBN 82-90180-26-8

607956

INNHold

1. FORORD	5
2. BAKGRUNN FOR KJEMISK FELLING	7
3. FOSFOR I KOMMUNALT AVLØPSVANN	8
4. TEORI VEDRØRENDE FJERNING AV FOSFOR	9
4.1 Generelt	9
4.2 Bruk av aluminiumsalter	9
4.3 Bruk av jernsalter	11
4.4 Bruk av kalk	12
5. TEKNISK UTFORMING AV KJEMISKE FELLINGSANLEGG	14
5.1 Definisjon av anleggstyper	14
5.2 Forbehandling	15
5.3 Kjemikalier	16
5.4 Kjemikaliedosering	20
5.5 Flokkulering	23
5.6 Slamseparasjon	25
5.7 Instrumentering og styring	28
5.8 Slambehandling	30
6. ERFARINGER-FRA KJEMISKE FELLINGSANLEGG	32
6.1 Fordeling av anleggstyper og -størrelser i Norge	32
6.2 Driftsresultater fra kjemiske fellingsanlegg	32
7. GENERELLE SYNSPUNKTER PÅ VALG AV FELLINGSPROSESS OG SLAMBEHANDLING	48
7.1 Generelt	48
7.2 Myndighetenes krav til renseseffekt	48
7.3 Avløpsvannets mengde og sammensetning	48
7.4 Slambehandling	51
7.5 Driftsstabilitet	52
7.6 Økonomi	53
7.7 Utvidelser og fleksibilitet	53
8. DRIFT – DRIFTSKONTROLL – DRIFTSPROBLEMER	54
8.1 Generelt	54
8.2 Kjemikalielager	54
8.3 Kjemikaliedosering	55
8.4 Flokkulering	55
8.5 Driftsproblemer med øvrig utstyr og automatikk	55
8.6 Feilsøking	56
9. ANLEGG- OG DRIFTSKOSTNADER	58
9.1 Anleggskostnader	58
9.2 Driftskostnader	60
10. LITTERATUR	61

FORORD

I forbindelse med Prosjekt Rensing av Avløpsvann (PRA) ble det utført et omfattende arbeid på delområdet "Rensing av avløpsvann og slambehandling". Arbeidet ble utført til dels ved Norsk institutt for vannforskning (NIVAs) forsøksstasjon på Kjeller og til dels ved en rekke eksisterende kloakkrenseanlegg. Denne rapporten gir en oversikt over de ulike typer kjemiske rensesanlegg. Resultater fra kjemisk felling i forsøksanlegg såvel som erfaringer med de ulike fellingsprosesser i inn- og utland er presentert. Valg av fellingsprosess og slambehandling såvel som drift og driftskontroll er videre en viktig del av rapporten. Til slutt er anleggs- og driftskostnader behandlet.

Rapporten henvender seg til alle som deltar i planlegging og prosjektering av kjemiske rensesanlegg, og i særlig grad til de som har ansvaret for daglig drift av anleggene.

Rapporten er skrevet av sivilingeniør Arild Schanke Eikum, Ph. D. og sivilingeniør Christen Harr, Norsk institutt for vannforskning, sivilingeniør Jørunn Ofte, Ingeniør Vidar Tveiten, og professor Peter Balmér, Chalmers Tekniska Høgskola. Dertil har "Mjøsaksjonen" og konsulentfirmaet Østlandskonsult A/S bidratt med kostnadsdata vedrørende bygging av kjemiske rensesanlegg.

Oslo mai 1979

Paul Liseth
redaktør

2. BAKGRUNN FOR KJEMISK FELLING

I de fleste land er det i de siste 50 år blitt lagt stor vekt på å fjerne organisk stoff fra kommunalt avløpsvann. Årsaken til dette var at i mange større innsjøer, elver og fjorder ble oksygensvikt ansett som hovedproblemet. Det var derfor nokså nærliggende å konsentrere seg om å fjerne organisk stoff. Flere prosesser er etter hvert blitt utviklet for dette formålet.

I mange tilfeller uteble de positive effekter av de rens tiltak som ble satt ut i livet. Dette skyltes nok delvis at driften av de rensanlegg som ble bygget, var svært dårlig, men hovedårsaken var at de forurensningseffekter vi var vitne til i våre vassdrag skyltes eutrofiering. Fosfor og nitrogen kom i fokus. Biologer og limnologer pekte på at disse komponentene var årsaken til den sterke algevekst som fant sted i mange av våre vannforekomster.

I Norge ble vi etter hvert vitne til at våre viktigste vassdrag ble påvirket av næringssalter fra kommunalt og industrielt avløpsvann. I tillegg kom bidraget fra landbruket. Resultatet ble at tyngdepunktet ble flyttet fra biologisk til kjemisk rensing. Størst vekt ble lagt på fjerning av fosfor fordi det var alment kjent at algeproduksjonen i

de fleste vassdrag var sterkt avhengig av tilgangen på fosfor. De forholdene som bestemmer algeveksten, er komplisert, og ennå langt fra fullstendig kjent. Sterkt forenklet kan en si at algene trenger ulike næringssalter i et bestemt forhold. Det næringssalt som det finnes minst av i forhold til de andre, vil da bli det næringssalt som er begrenset for den mengde alger som kan utvikle seg. I de fleste norske innsjøer og elver er fosfor det begrensende næringssaltet. Det fins imidlertid unntak fra denne hovedregel. For en mer utfyllende redegjørelse av eutrofieringsbegrepet, vekstbegrensende næringssalter og andre resipientforhold, vises til PRA brukerrapport 13 [1].

Det er av interesse at banebrytende arbeid vedrørende fjerning av fosfor fra avløpsvann ble gjort i Norge [2].

Det er selvfølgelig hovedhensikten å fjerne fosfor i forbindelse med kjemisk felling. I tillegg vil vi gjennom kjemisk felling også oppnå en betydelig reduksjon av suspendert stoff og følgelig også biokjemisk oksygenforbrukende stoffer. I Norge har vi slike resipientforhold at vi ofte kan bygge rensanlegg hvor det biologiske steget helt er utelatt.

3. FOSFOR I KOMMUNALT AVLØPSVANN

Kommunalt avløpsvann har betydelig konsentrasjoner av fosfor. Avfallsstoffer fra mennesker i form av fekalier, urin og matrester inneholder fra 30 til 50 prosent av den totale mengde fosfor i avløpsvannet. Vaskemidler utgjør vanligvis resten. Andre kilder som f.eks. industri, kan selvfølgelig endre på dette forholdet.

Det fosfor som fins i kommunalt avløpsvann, foreligger som

- organisk bundet fosfor
- polyfosfater
- ortofosfater.

Det organisk bundne fosfor og ortofosfat stammer fra fekalier og urin, og polyfosfatene stammer hovedsakelig fra vaskemidler. Organisk bundet fosfor og polyfosfater splittes i vandige løsninger (hydrolyseres) til ortofosfater. Flere faktorer påvirker hydrolyseringen. Denne prosessen skjer også langt hurtigere i avløpsvann enn i rent vann. I avløpsvann vil polyfosfater hydrolyseres i løpet av få dager [3], mens i rent vann vil det ta uker eller måneder [4]. Normalt vil ortofosfat utgjøre fra 15 til 35 prosent av den totale fosformengde i avløpsvannet [5], mens vi i Norge ligger noe høyere. I biologiske anlegg vil alt polyfosfat bli omdannet til ortofosfat.

Den spesifikke mengde fosfor, angitt som g P/person·døgn, varierer fra ett land til et annet. Tabell 1 viser at det er bidraget fra vaskemidler som er årsaken til dette.

Avløpsvannets konsentrasjon av fosfor vil selvfølgelig variere fra sted til sted. Bruken av fosforholdige vaskemidler i et område vil påvirke fosforkonsentrasjonen i avløpsvannet. Ledningsnettets type og beskaffenhet vil nok ha enda større inn-

Tabell 1. Fosfor i kommunalt avløpsvann i forskjellige land.

Land	Vaskemidler g P/person· døgn	Fekalier, urin oppvaskkum etc. g P/person· døgn	Totalt g P/p· d.	Referan- ser
USA	3,4	1,6	5,0	[6]
Canada	1,7	1,6	3,3	[6]
Vest-Tyskland	1,6	1,6	3,2	[6]
Sverige (1967)	2,2	1,6	3,8	[7]
Norge (1970)	1,0	1,6	2,8	[8]
Norge (1975)	0,7	1,6	2,3	[8]

Tabell 2. Innhold av fosfor i kommunalt avløpsvann.

Sted	Ortofosfat mg P/l	Total fosfor mg P/l	Referanse
Åmot	–	7,62	[9]
Dønski	4,85	6,94	[10]
Losby	5,80	9,60	[11]
Skarpsno	2,46	4,16	[12]
Asker	7,78	9,42	[13]
Løxa	4,05	6,75	[14]

virkning på konsentrasjonene. Fortynning av avløpsvannet på grunn av overvann, dreinsvann etc. vil ha en stor innvirkning på avløpsvannets kvalitet, også når det gjelder fosforkonsentrasjonen. Tabell 2 viser at konsentrasjonene varierer.

Ved dimensjonering av kommunale kloakkrensingsanlegg henvises til "Retningslinjer for dimensjonering av avløpsrensingsanlegg" 1978, utgitt av Statens forurensningstilsyn [15]. I disse retningslinjene foreslås det å bruke 2,5 g/person·døgn ved dimensjonering.

I tillegg til punktutslipp av fosfor med kommunalt og industrielt avløpsvann, har en også diffuse fosfortilførsler. Alt avrenningsvann fra overflater inneholder fosfor.

Hvilken betydning fosfortilførselen med kommunalt avløpsvann har, er forskjellig i de ulike nedbørsfelt og må vurderes i hvert enkelt tilfelle.

4. TEORI VEDRØRENDE FJERNING AV FOSFOR

4.1 Generelt

Det har i en årrekke pågått forskning og utviklingsarbeid i flere land for å fjerne fosfor fra kommunalt og industrielt avløpsvann. Det kan nevnes adsorpsjon på aktivert alumuniumoksyd [16] og adsorpsjon på spesielt behandlet aktivt kull [17]. Det er påvist at metodene kan fjerne fosfor, men kostnadene umuliggjør ennå bruken av dem. Det samme kan sies om elektrokjemisk metode for fjerning av fosfor. Banebrytende arbeid ble utført i Norge vedrørende denne prosessen [18].

Flere forskere [19], [20], [21] har påpekt at det ikke kan benyttes biologiske prosesser for å fjerne fosfor fra kommunalt avløpsvann fordi det er et ugunstig forhold mellom organisk stoff tilgjengelig for syntese og fosforinnholdet i avløpsvannet. Det er med andre ord mer fosfor til stede enn det den biologiske prosess har behov for. En analyse av bakterienes sammensetning vil styrke en slik oppfatning.

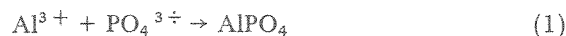
Det er allikevel blitt rapportert at enkelte biologiske anlegg kan fjerne fosfor langt ut over det en teoretisk vurdering skulle tilsi. Det ble i 1967 undersøkt fosfor-reduksjon ved fire renseanlegg i San Antonio i USA [22]. Der kunne det vises at ett av disse fire anleggene reduserte mer enn 95 prosent av fosforinnholdet i avløpsvannet hele tiden. Fosforkonsentrasjonen i innløpet varierte mellom 8,3 mg P/l og 10,0 mg P/l. Tilsvarende undersøkelse er også blitt gjennomført av andre [23], [24]. Det kan konkluderes med at biologiske prosesser under spesielle driftsforhold kan fjerne fosfor langt utover det som det er behov for i den biologiske prosessen som finner sted.

Den grunnleggende forståelse for hva som egentlig finner sted er fortsatt utilstrekkelig. Dette gjør sitt til at vi ikke fullt ut vet hva som påvirker bakterienes fosforopptak og følgelig ennå ikke er i stand til å styre disse prosessene ved fullskala renseanlegg. Biologisk fjerning av fosfor vil derfor ikke bli ytterligere omtalt i denne brukerrapporten.

4.2 Bruk av aluminiumsalter

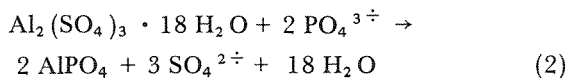
Aluminiumsulfat har fått en bred plass blant de fellingskjemikalier som anvendes i vårt eget land og andre land. Dette betyr ikke at andre salter som inneholder aluminium, ikke kan anvendes, f.eks. natriumaluminat, men dette er som oftest et kostnadsspørsmål.

Ved løsning i vann vil aluminiumsulfat, med kjemisk betegnelse $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14-18 \text{H}_2\text{O}$, danne Al^{3+} ioner og SO_4^{2-} ioner. Hvis vi ser svært forenkelt på de kjemiske reaksjoner som finner sted, får vi først dannet aluminiumfosfat. Dette skjer ved at aluminium-ioner reagerer med fosfat-ioner på følgende måte:



Denne reaksjonen sier at 1 mol aluminium reagerer med 1 mol PO_4 for å danne en mol AlPO_4 . Siden det er et molforhold lik 1 : 1 = P : PO_4 , vil dette si at molforholdet Al : P også er 1 : 1. Siden 1 kg-mol Al er 27 kg og 1 kg-mol P er lik 31 kg, skal det altså 27 kg aluminium (som Al) til for å fjerne 31 kg fosfor (som P).

Vektforholdet mellom Al og P er altså $\frac{27}{31} = 0,87$. Siden det vanligvis blir brukt aluminiumsulfat, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$, blir den egentlige reaksjonen som følger:

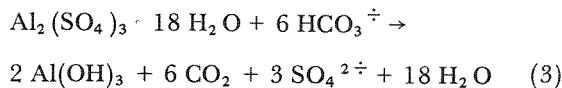


Molvekten for aluminiumsulfat med $18 \text{H}_2\text{O}$ er 666. Tilsvarende molvekt for PO_4 og AlPO_4 , er henholdsvis 95 og 122. Ligningen forteller oss at det skal 666 kg aluminiumsulfat til for å fjerne $2 \cdot 95 \text{ kg PO}_4$ slik at det dannes $2 \cdot 122 \text{ kg aluminiumfosfat}$.

Vi vet at løseligheten av aluminiumfosfat, AlPO_4 , er avhengig av pH. Dette fremgår av fig. 1.

Det optimale pH-området for fjerning av fosfor ved bruk av aluminiumsulfat ligger i området 5,8 til 6,3.

Vi vet av erfaring at vi må tilsette mer aluminiumsulfat enn det som vi forventer ut fra støkiometriske beregninger. Dette skyldes at aluminiumsulfat også reduserer alkalitet og senker pH i avløpsvannet. Hvor stor pH senkningen blir, vil avhenge av råvannets alkalitet. Det som skjer er tilnærmet følgende:



Aluminiumsulfat reagerer med alkaliteten (HCO_3^-) slik at det dannes aluminiumhydroksyd ($\text{Al}(\text{OH})_3$), og karbondioksyd (CO_2). Aluminiumhydroksyd danner voluminøse fnokker som også adsorberer finpartikulært materiale under utfellingsprosessen.

Vi vet nå i hovedtrekk hvilke kjemiske prosesser som finner sted når vi tilsetter aluminiumsulfat til avløpsvann, og at disse prosessene resulterer i reduksjon av alkalitet, senkning av pH og utfelling av aluminiumfosfat (AlPO_4) og aluminiumhydroksyd ($\text{Al}(\text{OH})_3$). Det er utfelt aluminiumfosfat og aluminiumhydroksyd som utgjør hovedkomponentene i det slammet som produseres under kjemisk rensing.

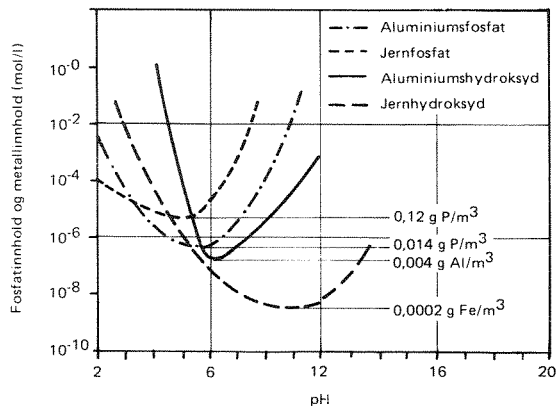
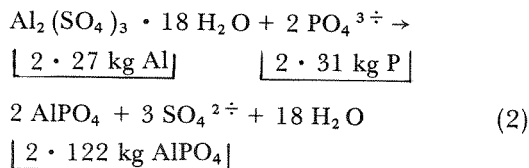


Fig. 1. Løseligheten av jernfosfat, aluminiumfosfat, jernhydroksyd og aluminiumhydroksyd som funksjon av pH.

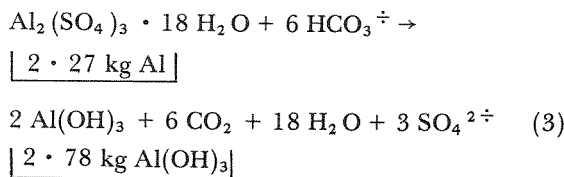
Vi skal nå se litt nærmere på hvordan vi teoretisk kan anslå den uorganiske tørrstoffmengde som felles ut. Hvis vi tar utgangspunkt i ligningene (2) og (3), får vi:



Det produseres altså

$$\frac{244}{54} = 4,5 \text{ kg AlPO}_4 \text{ pr. kg Al}$$

eller $\frac{244}{62} = 3,9 \text{ kg AlPO}_4 \text{ pr. kg P.}$



Det produseres altså

$$\frac{156}{54} = 2,9 \text{ kg Al}(\text{OH})_3 \text{ pr. kg Al.}$$

Eksempel

Dersom vil tilsetter $150 \text{ mg/l Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$ til et kommunalt avløpsvann, og vi reduserer fosforinnholdet med 5 mg P/l , får vi følgende teoretiske slamproduksjon (målt som mg/l):

Doseringen 150 mg/l $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$ til-

$$\text{svarer } \frac{150 \cdot 54}{666} = \underline{12,1 \text{ mg Al/l.}}$$

Fosforreduksjonen 5 mg P/l tilsvarer $5 \cdot 3,9 = 19,5 \text{ mg AlPO}_4/\text{l}$ som slam.

For å redusere fosforinnholdet med 5 mg P/l forbrukes det:

$$5 \text{ mg P/l} \cdot \left(\frac{27 \text{ mg Al}}{31 \text{ mg P}} \right) = \underline{4,3 \text{ mg Al/l}}$$

Det resterende aluminium går med til dannelse av aluminiumhydroksyd som slam:

$$\text{mg Al(OH)}_3/\text{l} = (12,1 \div 4,3) \cdot 2,9 \frac{\text{mg Al(OH)}_3}{\text{mg Al}}$$
$$= \underline{22,6 \text{ mg/l.}}$$

Den totale produksjonen av slam (kun uorganisk) blir da følgende:

$$19,5 \text{ mg/l} + 22,6 \text{ mg/l} = \underline{42,1 \text{ mg/l}}$$

Ved et fullskala anlegg vil en i tillegg til disse beregningene også måtte vurdere følgende faktorer:

1. Suspendert materiale felles ut sammen med det kjemiske slammet
2. Slam i form av suspendert materiale tapes via utløpsvannet
3. Fellingsmiddelet inneholder uløst materiale.

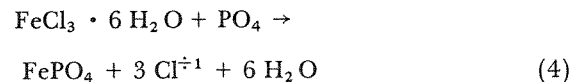
Når slamproduksjonen i et aktuelt tilfelle beregnes, bør det i størst mulig grad tas hensyn til disse forholdene. Fellingskjemikalienes innhold av effektiv aluminium er angitt under pkt. 5.3.

Den teoretiske behandling av aluminiumsalter tilsatt avløpsvann er forenklet i denne brukerrapporten. Avløpsvannets innhold av andre komponenter som felles ut av avløpsvannet samtidig, vil selvfølgelig påvirke fellingsforløpet. Anleggets tekniske utforming med hensyn til doseringspunkt, innblanding, flokkulering og sedimentering vil kanskje være av enda større betydning. Avvik fra de teoretiske beregninger må derfor forventes.

4.3 Bruk av jernsalter

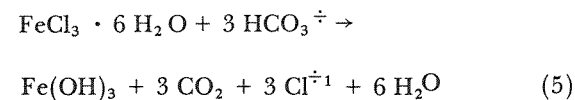
Flere jernsalter anvendes for fjerning av fosfor fra kommunalt avløpsvann. Vi kan nevne toverdig jernsulfat (Fe^{2+}), treverdig jernsulfat (Fe^{3+}), treverdig jernklorid (Fe^{3+}) og beisevæske som er et avfallsprodukt fra industrien.

Felling med salter hvor jern forefinnes i treverdig form, vil følge samme teori som ved felling med aluminiumsulfat. Vi får med andre ord dannet jernfosfat i henhold til følgende ligning:



Molforholdet mellom jern og fosfor er 1 : 1 mens vektforholdet blir 1,8 : 1. Molvekt for jernklorid med 6 krystallvann er lik 270. Tilsvarende molvekt for PO_4 og FePO_4 er lik 95 og 151. Ligningen forteller oss at det skal 270 kg jernklorid til for å fjerne 95 kg PO_4 slik at det dannes 151 kg jernfosfat, FePO_4 .

Utfelling av jernhydroksyd vil følge en reduksjon som kan minne svært mye om det som skjer ved bruk av aluminiumsulfat:



Bruker vi samme beregningsmåte som tidligere gjennomført for aluminium, får vi følgende:

1. Det dannes $\frac{151}{56} = 2,7 \text{ kg FePO}_4$ pr. kg Fe^{3+}
2. Det forbrukes 1,8 kg Fe^{3+} for å fjerne 1 kg P
3. Det dannes $\frac{107}{56} = 1,9 \text{ Fe(OH)}_3$ for hver kg Fe

Som man ser av fig. 1, har utfelling av jernfosfat og utfelling av jernhydroksyd løselighetsminimum ved ulike pH-verdier. Løselighetsminimum for jernfosfat ligger på ca. 4,5–5,5, og løselighetsminimum for jernhydroksyd ligger på fra 7,9 til 9,6.

Ved praktisk bruk av jernklorid tilstreber man en pH i fellingssteget varierende mellom 5,4 – 6,0

som har gitt gode renseseffekter med hensyn til fosfor.

Felling med salter hvor jern foreligger i to-verdig form, f.eks. i ferrosulfat, er en langt mer innviklet prosess enn ved bruk av tre-verdig jern. Det finner sted en oksydasjon av to-verdig jern til tre-verdig under forbruk av oksygen. Denne oksydasjonen er avhengig av en rekke faktorer som pH, temperatur, konsentrasjonen av oksygen og eventuelt innhold av katalyserende stoffer [25]. Oksydasjonshastigheten er direkte proporsjonal med konsentrasjonen av to-verdig jern og oksygen. Når to-verdig jern anvendes for fjerning av fosfor, vil flere reaksjoner finne sted samtidig [26].

1. Oksydasjon av to-verdig jern til tre-verdig
2. Hydrolyse av tre-verdig jern ved dannelsen av jernhydroksyd
3. Reaksjon mellom fosfor og jern slik at det dannes jernfosfat.

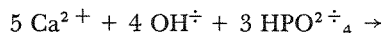
Ved bruk av jern og kalk i fellesskap tilstrebes et fellings-pH rundt 9,0. Vi vil da ha den optimale pH for dannelsen av jernhydroksyder. Hydroksydflokkene er av en slik natur at de vil adsorbere kolloidalt materiale under sedimenteringen. Kalkens funksjon kan deles i to, pH skal heves inntil optimalt pH område oppnås, og kalken skal reagere med fosforforbindelsene. Denne reaksjonen vil bli nærmere beskrevet under pkt. 4.4.

Teori vedrørende bruk av jernsalter for fjerning av fosfor er her forenklet behandlet. De samme forholdene som nevnt for aluminium vil også påvirke fellingsresultatene når jern anvendes.

4.4 Bruk av kalk

Bruk av kalk i forbindelse med jernfelling er allerede blitt nevnt under pkt. 4.3. Vi vil derfor konsentrere oss om bruk av kalk alene og kombinasjonen kalk/sjøvann.

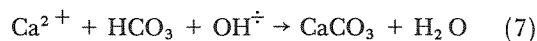
I tillegg til kalkens reaksjon med alkaliteten vil den også reagere med fosforionene slik at det dannes hydroksylapatitt. Denne reaksjonen kan tilnærmet beskrives på følgende måte:



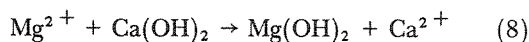
Molforholdet mellom kalk og fosfor vil da bli 5 : 3. Løseligheten av hydroksylapatitt avtar raskt med økende pH, og en vil da også erfare en økning av fosforreduksjonen ved en økende pH. Tilnærmet all fosfor er bundet i hydroksylapatitten ved pH-verdier større enn 9,5. Hydroksylapatitten sedimenterer dårlig, og for å bedre dette må en få felt ut kalsiumkarbonat og eventuelt magnesiumhydroksyd. Hvor mye kalk som i praksis skal til for å felle ut fosfor, er sterkt avhengig av avløpsvannets kvalitet. Avløpsvannets alkalitet er den viktigste faktoren. Dersom en ikke tilsetter nok kalk for å oppnå en høy pH i avløpsvann med relativt lav alkalitet, vil det være vanskelig å få dannet godt sedimenterbare flokker. Dette skyldes at vi vil ha en relativt liten andel med tung kalsiumkarbonat (CaCO_3), og pH må økes til > 11,2 for å få tilfredsstillende flokkulering ved hjelp av utfelt magnesiumhydroksyd i tillegg til kalsiumkarbonat. I avløpsvann med høy alkalitet vil andelen kalsiumkarbonat være stor slik at det kan oppnås god fosforreduksjon ved pH-verdier så lave som 9,5 – 10,0.

Mengde kalk som skal til for å fjerne fosfor i avløpsvannet, avhenger ikke i samme grad av fosforinnholdet slik tilfelle er når aluminium- eller jernsalter anvendes. Siden prosessen er så sterkt pH-avhengig, er det, som nevnt tidligere, i første rekke alkaliteten som er utslagsgivende for den kalkmengde som må anvendes. Fig. 2 viser hvordan fosforinnholdet i avløpsvannet og pH er avhengig av tilsatt kalkmengde.

Forbruk av alkalitet følger følgende ligning:



Magnesiuminnholdet har også sterk innflytelse på rensesultatet. Det som skjer kan beskrives på følgende måte:



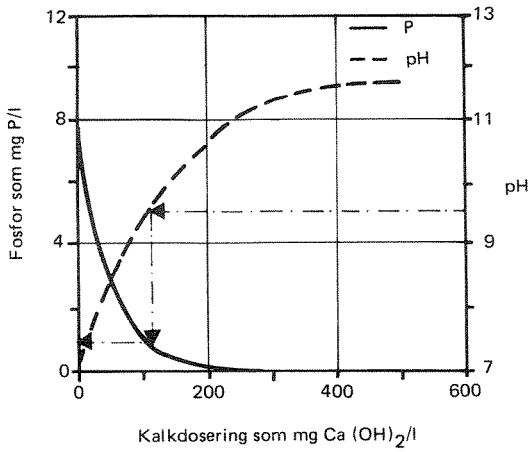


Fig. 2. Typisk kurve for fosforreduksjon ved bruk av kalk ved en gitt alkalitet og pH i råvannet [27].

Ved den magnesiumkonsentrasjonen vi normalt har i norske avløpsvann vil denne reaksjonen være tilnærmet fullstendig ved pH 11,2. Magnesiumhydroksyd-flokkene ($Mg(OH)_2$) er av en gelatinaktig karakter og trekker med seg kolloidalt materiale under sedimenteringen. Ved å øke magnesiuminnholdet kan utfelling av magnesiumhydroksyd for tilfredsstillende flokkulering oppnås ved en lavere pH og dermed lavere kalkdosing. I Norge har tilsetning av magnesium foregått ved å blande en liten andel sjøvann inn i avløpsvannet da sjøvann inneholder mye magnesium. Fig. 3 viser hvordan sjøvannsmengden (i prosent) blandet inn i avløpsvannet vil påvirke fosforkonsentrasjonen i det rensede vannet.

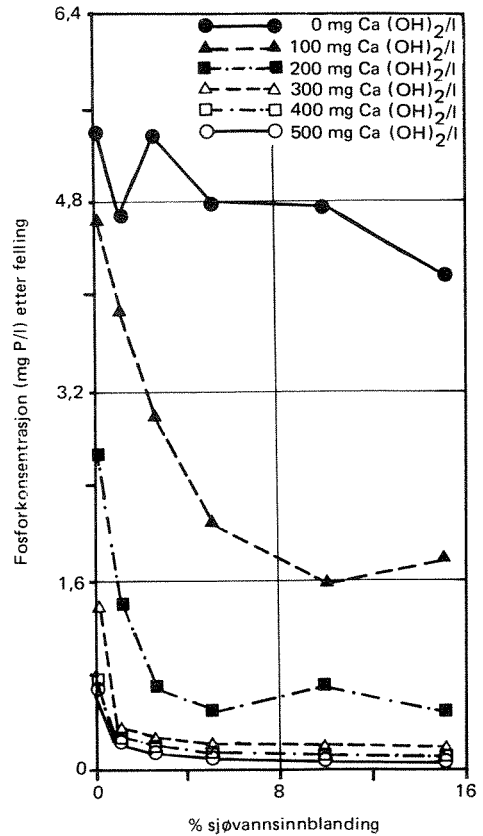


Fig. 3. Total fosforreduksjon som funksjon av tilsatt sjøvannsmengde for forskjellige kalkdoseringer [28].

5. TEKNISK UTFORMING AV KJEMISKE RENSEANLEGG

5.1 Definisjon av anleggstyper

Betegnelsen *kjemisk renseanlegg* i seg selv er ikke dekkende for å beskrive anleggstypen. Avhengig av hvilke prosesser den kjemiske delen kombineres med, og hvor den plasseres i forhold til de øvrige, er anleggstypene gitt ulike betegnelser. Primær- og sekundærfellingsanlegg hadde tidligere ofte fellesbetegnelse direktefellingsanlegg eller mekanisk-kjemiske anlegg. Disse uttrykkene er ikke benyttet i denne rapporten.

5.1.1 PRIMÆRFELLING

Den kjemiske prosessen følger her direkte forbehandling, etter prosesskjema som vist i fig. 4.

I enkelte anlegg settes kjemisk behandling i gang uten at det er bygget flokkuleringsbassenger. Kjemikaliene tilsettes da i forbehandlingsenheten. Dette gjelder spesielt eldre mekaniske anlegg som forbedres. Prosessen går under betegnelsen kjemisk sedimentering. Denne betegnelse er lite brukt, og i denne brukerrapporten har vi valgt å omtale prosessen under primærfelling til tross for at flokkuleringsbassengene er utelatt, og at flokkuleringen finner sted i sandfanget.

5.1.2 SEKUNDÆRFELLING

Ved sekundærfelling vil den kjemiske prosessen følge etter forsedimenteringstrinnet, slik som vist i fig. 5.

5.1.3 FORFELLINGSANLEGG

I denne anleggstypen skjer den kjemiske behandlingen av vannet *før* det går videre til behandling

i et biologisk trinn. Det kjemiske trinnet kan da utformes etter hvilket som helst av de variantene som er nevnt i pkt. 5.1.1 og 5.1.2.

Forfelling er her i Skandinavia mest benyttet i forbindelse med oppgradering av eksisterende biologiske anlegg til også å omfatte fosforfelling. Det er da ofte vanskelig å innpasse flokkuleringsbassenger i prosessen. Prosess-skjema for disse anlegg kan da se ut som vist i fig. 6.

Det biologiske behandlingstrinnet kan bestå av en aktivslamprosess, en biorotor, et biologisk filter eller en biodam. Valget av biologisk prosess har ingen innflytelse på prosessbetegnelsen. En kan også tenke seg å erstatte den biologiske prosessen med aktivt kull-behandling av avløpsvannet etter kjemisk felling. Det finnes ikke slike anlegg i Norge i dag, men i USA har man gitt denne anleggstypen betegnelsen "physical-chemical treatment" (fysisk-kjemisk behandling).

5.1.4 SIMULTANFELLINGSANLEGG

I et simultanfellingsanlegg skjer den kjemiske behandlingen i (simultan = samtidig) det biologiske trinnet. Her i landet er simultanfelling mest benyttet på mindre anlegg. Disse er som oftest prefabrikkerte, og kjemikaliene doseres da vanligvis i luftebasenget. Prosess-skjemaet ser da ut som på fig. 7.

Denne prosessen er ofte benyttet der man har et biologisk aktivslamanlegg som skal bygges om til også å omfatte fjerning av fosfor. I de senere år er det også bygget en del simultanfellingsanlegg med flokkuleringsbassenger. Prosess-skjemaet ser da ut som vist i fig. 8.

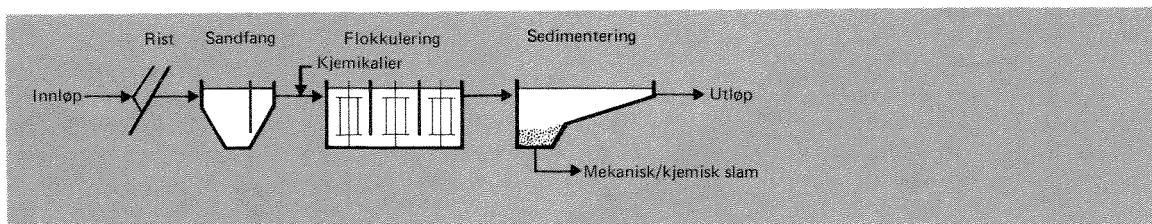


Fig. 4. Primærfelling

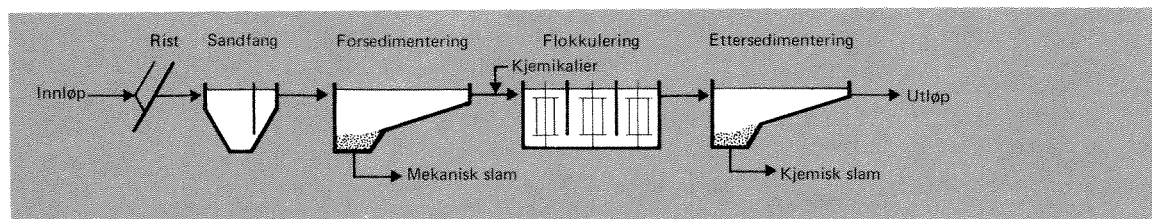


Fig. 5. Sekundærfelling.

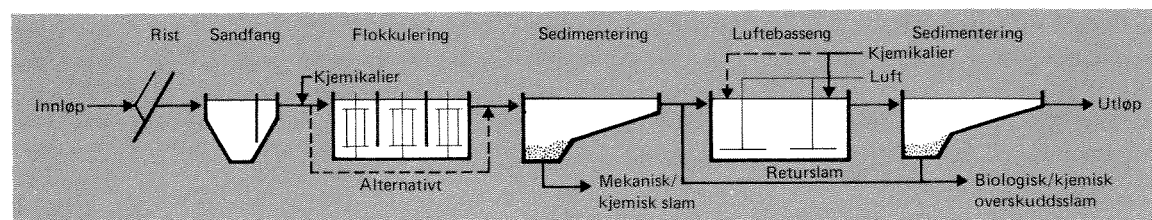


Fig. 6. Forfelling.

En hittil lite benyttet variant her i landet er biodam med felling etter prosess-skjema vist i fig. 9.

5.1.5 ETTERFELLINGSANLEGG

Betegnelsen etterfellingsanlegg brukes om anlegg der den kjemiske behandlingen av avløpsvannet skjer etter forutgående biologisk behandling. Valg av biologisk prosess har i prinsippet ingen innflytelse på betegnelsen, men som det går fram av figurene 10 og 11, kan prosessens utforming variere noe med hvilken prosess som benyttes.

Dersom det til den biologiske behandlingen benyttes biorotor (kontaktvase) eller biologisk filter (biofilter), kan mellomsedimenteringsbassenget utelates. Det vil si at det kjemiske trinnet ikke helt skilles fra det biologiske, men de biologiske prosessene er avsluttet selv om det biologiske slammet ikke er skilt fra vannet. Prosess-skjemaet ser da ut som på fig. 12.

I denne prosessvarianten må forbehandlingen inkludere forsedimentering eller sil. Dette kan utelates ved aktivslamprosessen, men i denne må mellomsedimentering inngå.

5.2 Forbehandling

Forbehandling har til hensikt å fjerne grovere forurensninger/gjenstander for avløpsvannet. Grovere gjenstander kan medføre problemer i form at tilstopninger eller maskinbrekkasje i renseprosessen. Forbehandlingen ved kjemiske fellingsanlegg skiller seg ikke ut fra det som er vanlig ved andre typer renseanlegg.

Aktuelle forbehandlingensheter er:

- Rister grovrister/finrister
 håndrenset/maskinrenset
- Siler stasjonære stavsiler
 roterende siler og skivefiltre

- Kverner
- Sandfang
 - dypsandfang
 - langsandfang
 - rundsandfang
 - luftet sandfang (eventuelt med fettfang).

De enkelte forbeholdingsenhetene er utførlig omtalt og beskrevet i PRA-brukerrapport 5 "Enkle rensemetoder" [29].

5.3 Kjemikalier

5.3.1 ANVENDELSE – EGENSKAPER

På avløpsrenseanlegg kan kjemikalier tenkes benyttet til ett eller flere av følgende formål:

- Koagulering
- Slamkondisjonering
- pH-justering
- Desinfisering
- Lukt fjerning.

Anvendelse til koagulering og pH-justering må sies å være spesielt for kjemiske renseanlegg mens de øvrige anvendes uavhengig av prosessvalget.

Det teoretiske grunnlaget for disse prosessene er omtalt i kapittel 4. Tabell 3 gir en oversikt over kjemiske og fysiske egenskaper m.v. for de vanligste kjemikalier som benyttes i kjemiske renseanlegg.

Statens arbeidstilsyn har forskrifter for transport, lagring og håndtering av de fleste aktuelle kjemikalier.

5.3.2 TRANSPORT

De granulerte og pulverformige kjemikalierne kan leveres i sekker eller som bulkklaster. Hvilken leveranseform som skal benyttes, er avhengig av mottakskapasiteten på renseanlegget, og denne må igjen vurderes ut fra anleggets størrelse og kjemikalieforbruk.

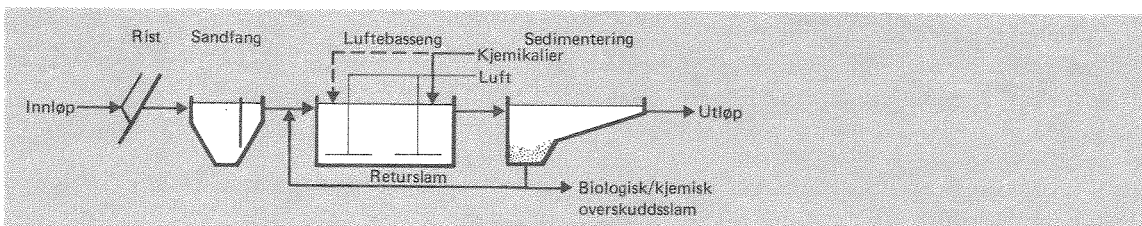


Fig. 7. Simultanfelling.

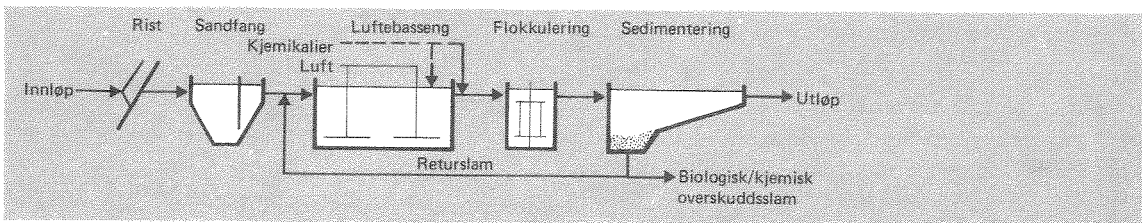


Fig. 8. Simultanfelling med flokkulering.

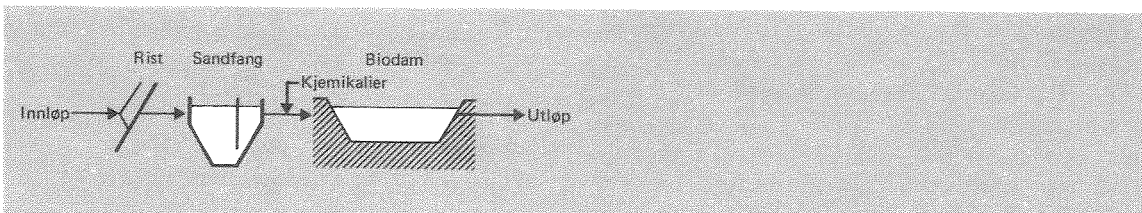


Fig. 9. Biodam med felling.

Det kan da være en økonomisk avveining om anlegget skal utstyres med stor silo basert på bulktransport eller liten silo og sekkelevering. Man bør imidlertid ikke basere seg på lagringskapasitet ut over ca. ett års forbruk på grunn av risiko for opptak av fuktighet.

Ved bulkleveranser bør nødvendig lagringsvolum drøftes med leverandør, da en last vanligvis ikke kan deles. Ved planleggingen må man også legge til rette for tilfredsstillende adkomstforhold til anlegget. Lossing av bulklast skjer ved bruk av trykkluft. De fleste biler har egne kompressorer, men på enkelte biler krever dette adgang til elektrisk strøm.

Kjemikalier i pulver eller granulær form leveres også i sekker. Kjemikaliene faller da noe dyrere, men på mindre anlegg kan denne leveringsformen være bedre, også av hensyn til lagringsbestandigheten. Transporten besørges av kunden eller av spedisjonsfirmaer. Det er ingen spesiell risiko ved å transportere de tørre varene.

Jernsulfat levert som halvtørr (avrent) vare har vært benyttet ved Bekkelaget kloakkrensianlegg i Oslo. Dette produktet avgir ikke vann under transporten og kan derfor transporteres i åpne lastebiler med høye lemmer. Produktet er korrosivt.

Kjemikalier i løsning leveres med tankbil eller på kanner. Aktuelle kjemikalier er jernklorid, beisevæske, og for små anlegg også aluminiumsulfat. Dette er sterkt korrosive væsker, og eventuelle sikkerhetstiltak under transporten bør drøftes med vegmyndighetene. I visse tilfeller må kunden selv hente kjemikaliene i egne tanker.

5.3.3 LAGRING

Ved lagring av kjemikalier må en ta hensyn til kjemikaliets holdbarhet, korrosive egenskaper, nødvendige lagringsbehov og arbeidsmiljømessige forhold.

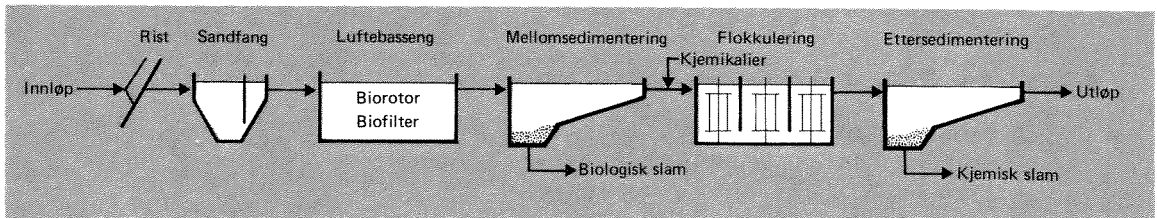


Fig. 10. Etterfelling.

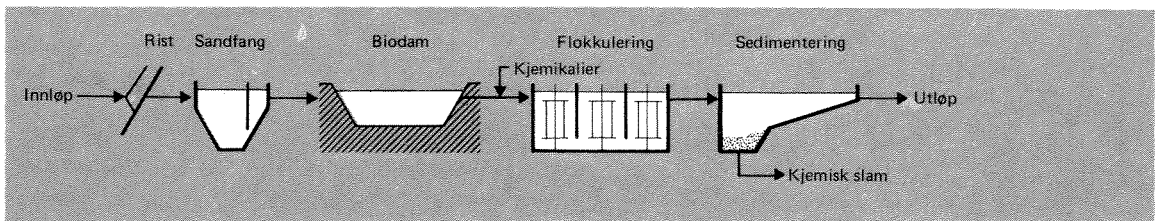


Fig. 11. Biodam med etterfelling.

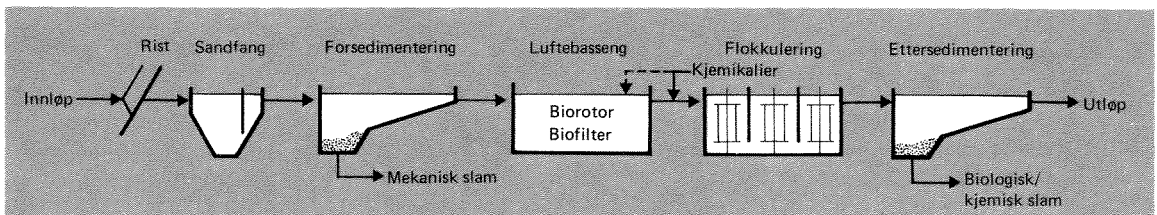


Fig. 12. Biorotor/biofilter med felling.

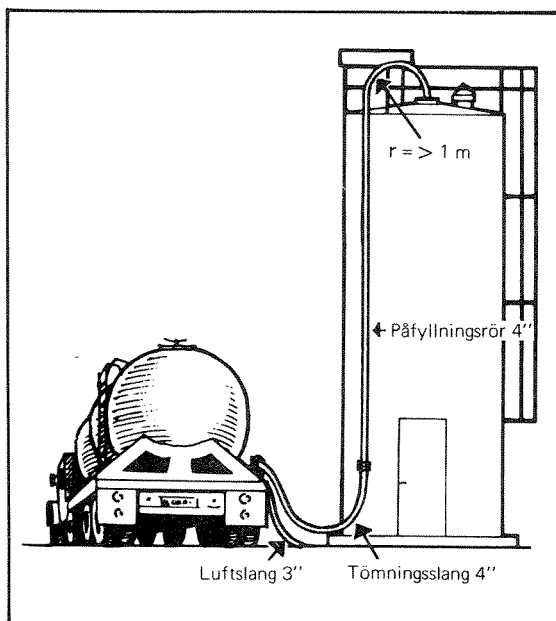


Fig. 13. Silo med påfyllingsarrangement [30].

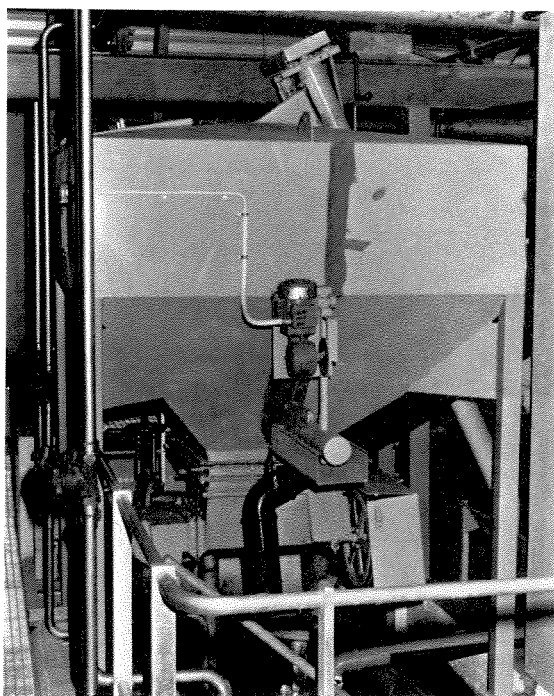


Fig. 14. Siloen har konisk bunn og er utstyrt med hammer for å slå ned brodannelser.

Kjemikalier i tørr form som granulat eller pulver krever lagring i tørr miljø slik at fuktighet ikke kan trenge inn i kjemikaliet. Kjemikalietts korrosive egenskaper kan også endres dersom fuktighet slipper til. Lagring av kalk krevet at siloen har utstyr som kan brukes til å riste løs brodannelser.

Siloer må ha konisk bunn (se fig. 14), og påfyllingsrøret må være kort uten skrå strekk. Siloene må utstyres med sikkerhetsventil, mannhull og avstengingsluke.

Tørre kjemikalier støver, og siloer for slike kjemikalier må utstyres med støvfilter eller annet arrangement for å unngå miljølempen ved fylling av siloen. Støvfilteret må ha kapasitet for bilens tømme hastighet. Også ved utforming av systemet for videre transport til oppløsnings-utrustningen må støvproblemet vurderes. (Se fig. 15.)

Ved sekkel levering bør lageret innrettes slik at disse kan heises direkte på plass i lageret. Intern transport til liten silo, oppløsningskar e.l. må være kortest mulig. Tømming av sekker bør skje med minst mulig løfting, og støvproblem må vurderes. Fig. 16 viser et slikt opplegg, men punktavsug mangler og støvproblemer må forventes spesielt når kalk benyttes.

Anvendes jern (II)sulfat som halvtørr vare, bør denne tømmes direkte i en kombinert lager- og oppløsertank inndelt i flere kamre, slik at bilene tømmer lasten i første kammer, og løsningen pumpes direkte til doseringspunkt fra det siste kammeret. Manuell håndtering av den halvtørre vare fra lager til oppløser har vist seg å medføre helsefare.

Ved lagring/håndtering av kjemikalier i flytende form levert i mindre kvanta på kanner gjelder de samme hensyn som ved sekkelagring av tørre varer. Ved levering med tankbil sier det seg selv at kjemikaliet må kunne tømmes eller pumpes direkte til lagertank. Fig. 18 viser et opplegg for lagring og dosering av kjemikalier i løsning ved et lite anlegg. Beholderen kan fylles med ferdig løsning eller benyttes som blandekar. Dette er utstyrt med hurtigomrører.

Lagerkapasiteten må i ethvert tilfelle vurderes ut fra det behov man har på anlegget. Ved levering i større kvanta er det imidlertid like vesent-

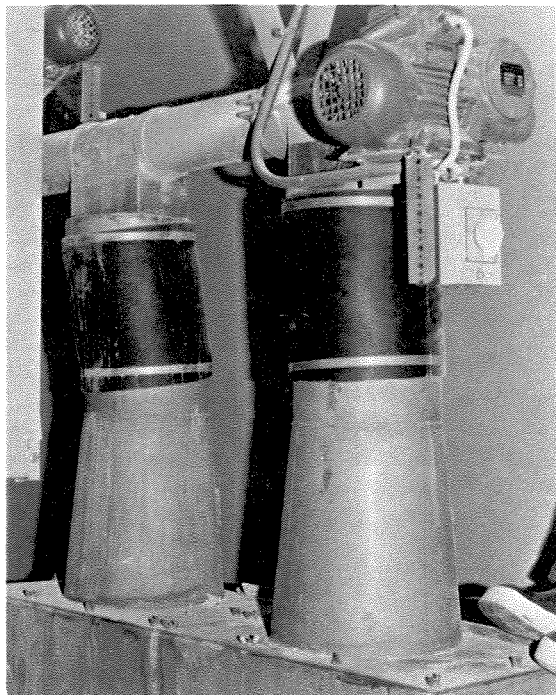


Fig. 15. Ved bruk av kalk bør kjemikalieutrustningen til sammen danne et lukket system.

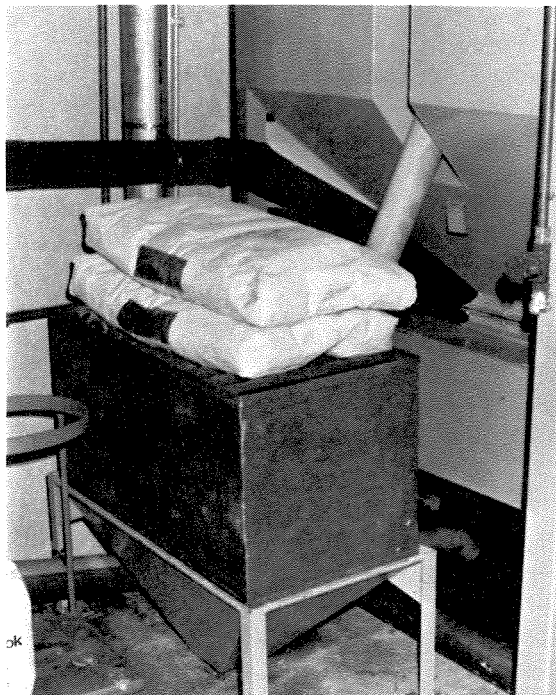


Fig. 16. Påfyllingsarrangement for sekketransport.



Fig. 17. Velferdsrom bør ikke benyttes til kjemikalielager.

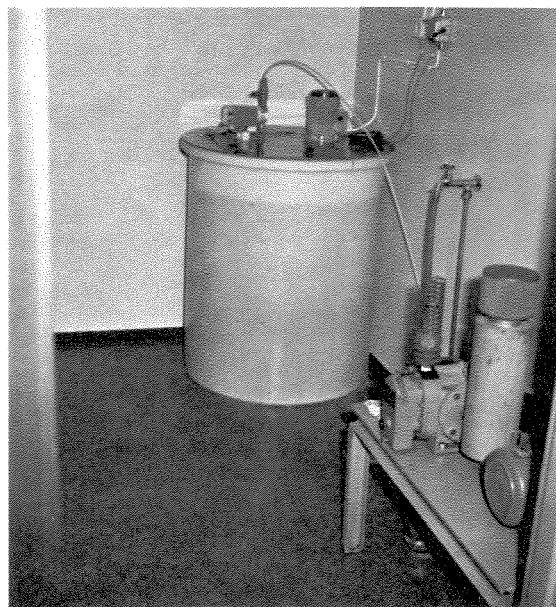


Fig. 18. Lager- og doseringsbeholder for kjemikalier på et lite anlegg.

lig å undersøke hos leverandøren hvilke minimumsmengder en må kunne motta. Siloer og lagringstanker må utstyres slik at en kan kontrollere hvor mye kjemikalier som er på lager (eventuelt indikator for fullt nivå og bestillingsnivå).

For valg av materiale i siloer, tanker, pumper, rør og øvrig doseringsutrustning henvises til SFT's kvalitetsnormer [31].

5.4 Kjemikaliedosering

Doseringsutrustning har som formål å føre felingskjemikaliet fra lagertank eller silo fram til doseringspunktet i renseanlegget.

5.4.1 DOSERING – TILBEREDNING

Dosering av kjemikalier kan i utgangspunktet skje etter to forskjellige prinsipper:

- Tørrdosering (Måling av kjemikalierne skjer i tørr form)
- Våt dosering (Måling av kjemikalierne skjer som løsning).

Tørrdosering

Tørrdoserings-utrustning inndeles i to hovedgrupper. Disse arbeider etter:

- Vektprinsippet
- Volumprinsippet.

Ved tørrdosering etter vekt (gravimetrisk) skjer vanligvis registrering ved veiing på et transportbånd. Doseringsmengden kan da reguleres manuelt eller automatisk ved endring av båndets hastighet. Gravimetrisk doseringsapparat gir stor nøyaktighet, men kostnadene er vesentlig større enn for volumetrisk apparatur.

Ved avløpsanlegg er vanligvis nøyaktigheten på volumetrisk doseringsutrustning tilfredsstillende ($\pm 1 - 2$ prosent). Det er derfor vanligvis slikt utstyr som benyttes. Dette er bygget opp slik at en transportskrue eller et transportbånd trekker kjemikalierne ut av siloen. En grov vurdering av kjemikaliebehovet legges til grunn for dimensjoneringen, og endelig doseringsmengde bestemmes ved justering av utmatnings-hastighet, eventuelt gangtiden. Ved konstant tilsig til utmatningen og jevn hastighet vil dosert volum

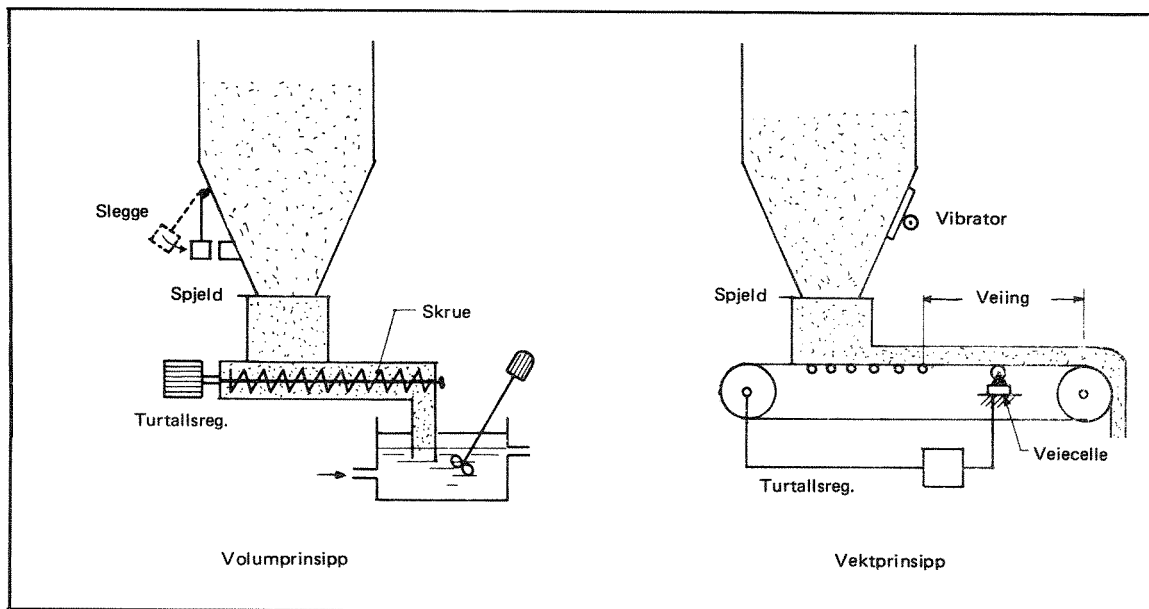


Fig. 19. Prinsipper for tørrdosering.

være konstant pr. tidsenhet. Egenvekt (romvekten) av kjemikaliet kan imidlertid variere med fuktighet m.v., og dette kan ikke kompenseres ved volumetrisk dosering. Variasjonene er små og tillegges liten vekt ved vurdering av doseringsprinsipp. En større ulempe med volumetrisk dosering er at eventuell stans i doseringen på grunn av klumping eller brodannelse i siloen ikke automatisk registreres. Turtelleren på utmatningen teller ufortrødent videre selv om denne går helt uten kjemikalier. Jevnlig tilsyn og kontroll skulle imidlertid gjøre denne ulempen uten praktisk betydning.

Vanligvis blir tørre kjemikalier dosert til en oppløser der kjemikalierne løses i vann. Herfra føres løsningen til doseringspunktet i flytende form.

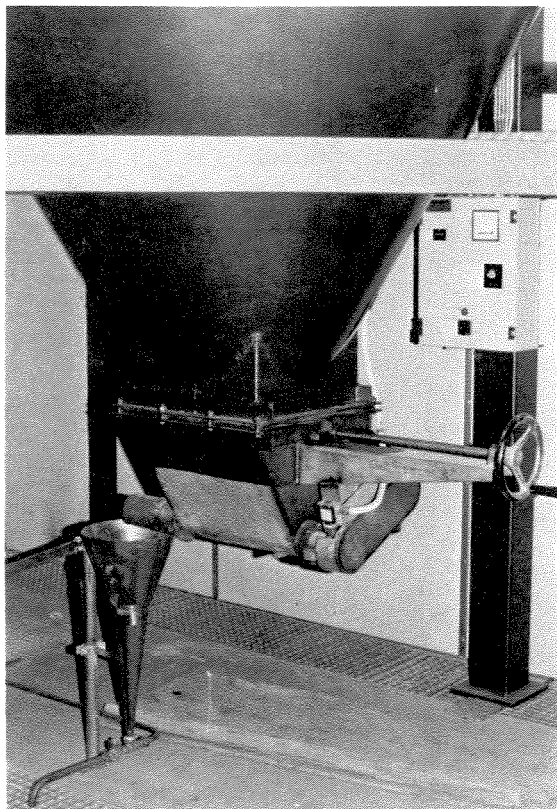


Fig. 20. Doseringsskrue med oppløsertrakt. Merk spjeldet mellom silo og skrue.

Til transport av kjemikaliet fram til oppløseren benyttes vanligvis transportskruer. Disse kan være enkle eller doble. De doble fungerer slik at to skruer med motsatt stigning løper motsatt veg, og klumper m.v. blir malt i stykker. Dette er en fordel, men dersom skruedimensjonen velges riktig, og transportvegen er kort, er det sjelden problemer med enkle skruer.

For oppløsning av kjemikaliet benyttes beredre av flere typer. Det som er spesielt ved denne doseringsmåten, er imidlertid at oppløsning foregår kontinuerlig. Hos Boliden i Helsingborg som produserer og leverer AVR-aluminiumsulfat, er det utviklet en type oppløser som er mye brukt på renseanlegg, og som har vist seg å fungere godt. Denne er vist i fig. 21.

Ledning fra kjemikalie-oppløser til doseringspunkt legges uten lavpunkt eller skarpe bend. Helningen må være så stor at ledningen blir selvrensende ($> 0,5$ m/s). Ved for stor vannmengde (tynn løsning) risikerer en ofte utfelling og avsetninger i ledningen av urenheter i kjemikaliet. Boliden anbefaler at løsningen ved bruk av AVR skal holdes i en konsentrasjon større enn 3 prosent dersom løsningen benyttes umiddelbart. Skal løsningen lagres i 3 døgn eller mer, må den ha en konsentrasjon på ca. 10 prosent.

Våtdosering

Slike anlegg består i hovedsak av en løsningstank og en doseringspumpe. Løsningstanken dimensjoneres ut fra hensyn til kjemikalieforbruk, kjemikaliet løselighet (mulig konsentrasjon) og hensiktsmessig intervall mellom hver ny tilberedning. Dersom tørre kjemikalier skal løses opp, bør tanken utstyres med omrører eller sirkulasjonspumpe. Løsningstanker i kunststoffer bør ikke være rektangulære, da sprekker i sveiser og hjørner ofte er et problem (innebygde spenninger/varierende godstykkelse).

I mange tilfeller benyttes også en lagertank med konsentrert løsning. Fra denne føres kjemikaliet til en dagtank hvor det tilsettes fortynningsvann til aktuell konsentrasjon for dosering.

Til doseringspumper benyttes membranpumper eller stempelpumper. Membranpumpens

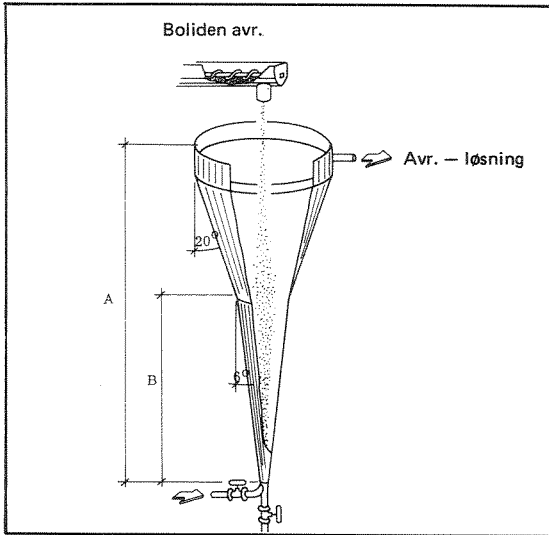
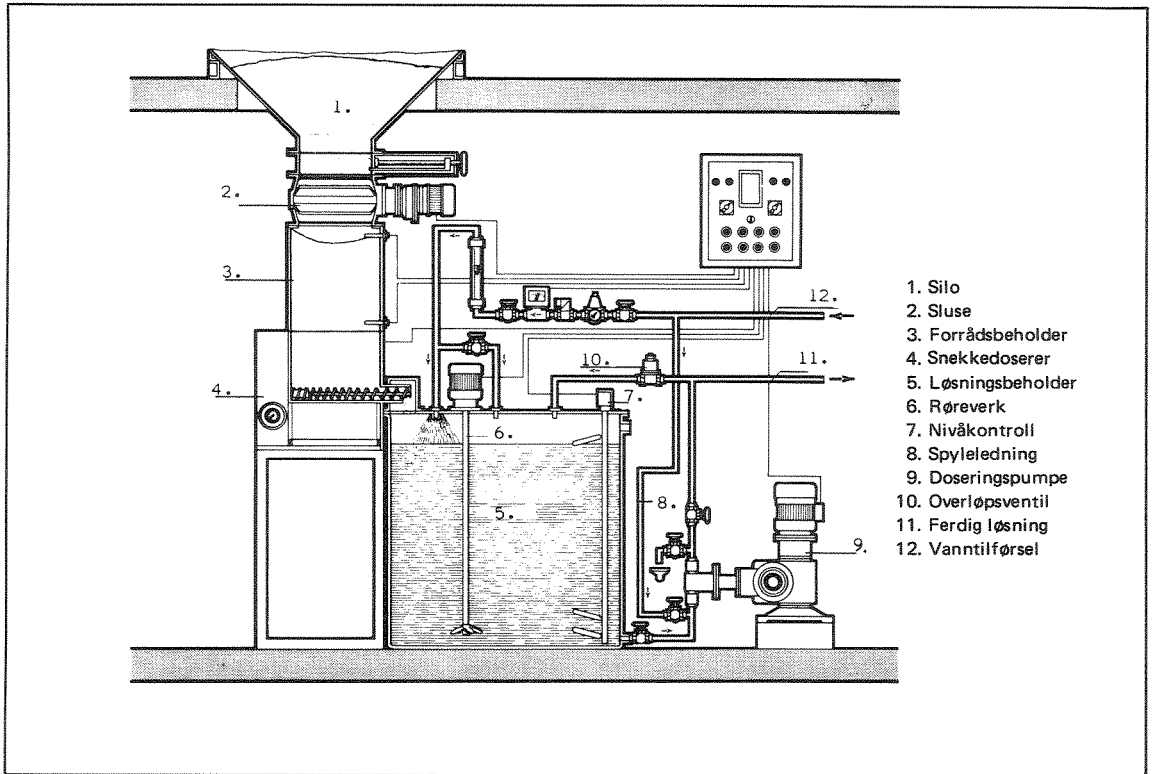


Fig. 21. Boliden kjemikalieoppløser [30].

kapasitet endres betydelig ved varierende mottrykk. Disse pumpene anvendes derfor ved arbeidstrykk $< 6 - 7 \text{ kg/cm}^2$ og trykkvariasjoner $< 1 \text{ kg/cm}^2$. Membranpumpen er lekkasjefri og egner seg derfor godt til farlige væsker. Stempel-pumper benyttes ved små doseringsmengder og høye mottrykk. Doseringsmengden endres ved å regulere slaglengde og/eller frekvens. For transport av slitende og urene væsker (slurry e.l.) benyttes dobbel-membranpumper. Ved store doseringsmengder benyttes roterende fortrengerpumper.

Reserveutstyr

Foruten at doseringsutrustningen bør legges opp med størst mulig fleksibilitet med hensyn til



1. Silo
2. Sluse
3. Forrådsbeholder
4. Snekke-doserer
5. Løsningsbeholder
6. Røreverk
7. Nivåkontroll
8. Spyleledning
9. Doseringpumpe
10. Overløpsventil
11. Ferdig løøsning
12. Vanntilførsel

Fig. 22. Eksempel på et større doseringsanlegg.

valg av kjemikalium og/eller doseringspunkt, må det også legges opp til en kontinuitet i driften. I kvalitetsnorm for avløpsrensaneanlegg [31] er det satt opp anbefalinger som bør følges.

5.4.2 DOSERINGS-PUNKT – INNBLANDING

Fellingskjemikalieene tilsettes avløpsvannet for at disse skal reagere med og felle ut fosfatene. De kjemiske reaksjonene skjer relativt hurtig, og det er av vesentlig betydning for utnyttelse av kjemikalieene og renseresultatet at innblandingen skjer fort og effektivt. I denne forbindelse er doseringspunktet viktig.

Vanlige steder å dosere kjemikalier er i kanaler, måle-overløp, vannstandssprang, foran pumper i hurtigomrørere, eller statiske miksere. Det har også vært vanlig å tilsette kjemikalier direkte i første flokkuleringskammer, men dette er en uheldig løsning da hurtig og effektiv innblanding er av vesentlig betydning. Ved dosering i kanaler må en være oppmerksom på at turbulensen sjelden er så stor at en får tilfredsstillende innblanding bare ved å slippe kjemikalieløsningen

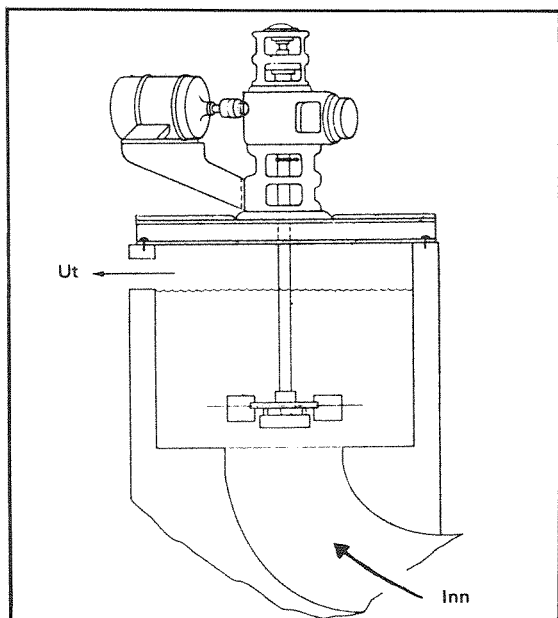


Fig. 23. Innblandingskammer med hurtig-mikser.

ned som en tynn stråle. Ved å fordele tilsetningen over hele kanalbredden, forbedres innblandingen. Montering av ledevegger eller terskler i kanalen kan også forbedre innblandingen.

Benyttes et vannstands-sprang til innblanding, bør doseringen fordeles over hele bredden umiddelbart oppstrøms vannstands-spranget.

Det er vanlig å benytte et eget innblandingskammer med hurtigomrører (se fig. 23) selv om denne metoden gir såkalt "back-mixing", dvs. at fellingskjemikalieene på grunn av ukontrollerte strømningsforhold, reagerer med allerede dannede reaksjonsprodukter i stedet for med innkommende vann. Innblandingsreaktorer montert direkte på et rør gir gode innblandingsforhold. (Se fig. 24.) Det må legges til rette for renhold. Hvor i prosessen fellingskjemikaliet tilsettes, kan ha vesentlig betydning i en del anlegg, og det er viktig å legge til rette for størst mulig fleksibilitet og senere bestemme endelig doseringspunkt ut fra erfaringer.

5.5 Flokkulering

Etter at kjemikalieene er tilsatt og innblandet i avløpsvannet, skjer de kjemiske reaksjonene i løpet av kort tid, og det dannes små partikler. Nå overtar fysiske prosesser med å gjøre de små partiklene større, slik at de lar seg fjerne fra avløpsvannet ved sedimentering, flotasjon eller lignende.

Denne fnokkoppbyggingen skjer i flokkuleringsenheten som består av ett eller flere kamre eller bassenger utstyrt slik at det fører til partikkelkollisjoner og mulighet for dannelse av sedimenterbare fnokker.

Det endelige renseresultatet er i vesentlig grad avhengig av at flokkuleringsenheten fungerer tilfredsstillende, og følgende momenter er av betydning:

- Omrøringsintensitet
- Oppholdstid
- Strømningsforhold
- Praktisk utforming.

Det bør tilstrebes stempelstrømning i flokkuleringsenheten, slik at virkelig oppholdstid blir

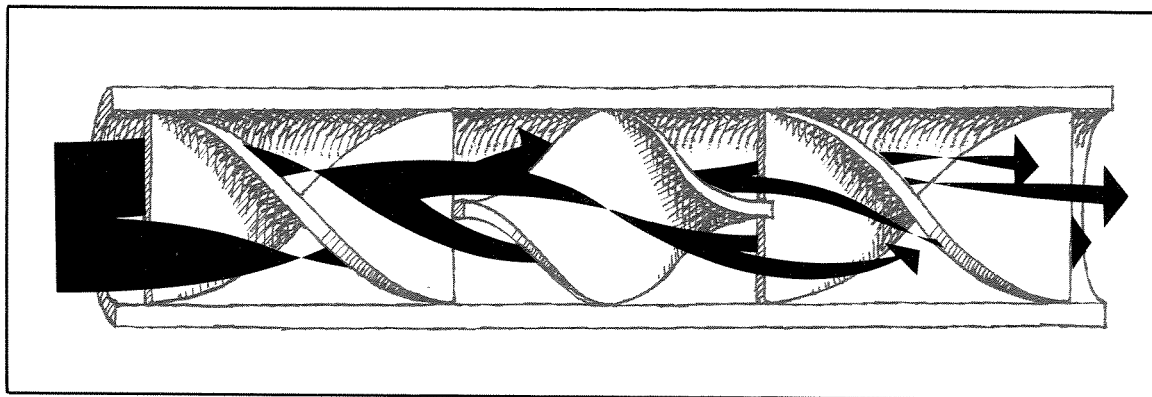


Fig. 24. Statisk mikser.

nærmest mulig den teoretiske oppholdstid. Dette kan oppnås ved å bygge flere flokkuleringskamre i serie. Det bør bygges minimum 2 kamre, men forsøk har vist at man oppnår lite ved å bruke flere enn 4. I simultanfellingsanlegg foregår mye av flokkuleringen i det biologiske trinnet, og partikkeltettheten er så stor at det ikke er behov for mer enn ett kammer.

Praktisk utforming

- I anlegg der flokkuleringskamrene kommer tidlig i prosessen, dvs. uten forsedimentering (primærfelling, forfelling), må flokkuleringskamrene utformes slik at sedimentert materiale kan fjernes.
- I anlegg der det ikke er satt krav om mer enn ett flokkuleringskammer, skal omrøringsintensiteten holdes lavest mulig uten at sedimentering oppstår. Eventuelt kan flokkuleringsenheter plasseres i sentralinnløpet til et kvadratisk eller sirkulært sedimenteringsbasseng. Flokkuleringskammeret kan da gjøres uten bunn.
- Flokkulering med *mekanisk omrøring* er mest anvendt og den måten som gir best mulighet til å kontrollere og regulere flokkuleringsbetingelsene. Mekanisk omrøring utformes med:
 - padleverk på horisontal aksel
 - padleverk på vertikale aksler
 - oscillerende (pendlende) padleverk.

Av disse er padleverk på vertikale aksler mest brukt i avløpsanlegg. Oscillerende padleverk er lite anvendt i Norge. Padleverk på horisontal aksel bygges vanligvis med felles drivaggregat. Legges akselen på langs i bassengene, blir turtallet det samme for alle kamre, og omrøringsintensiteten må endres ved å forandre padlebladenes størrelse eller akselavstand. En kan også legge akselen på tvers, men bruke fellesdrivverk. Turtallet i rekken kan da også endres ved å endre utveksling. (Se fig. 25 og 26.)

Padleverk med vertikale aksler bygges med et komplett røreverk og drivaggregat i hvert kammer. På den måten kan man kontrollere og regulere omrøringsintensiteten i hvert kammer separat. Disse bygges opp som vist på fig. 27.

Det er vesentlig å kunne variere omrøringsintensiteten over et vidt område. Ved flere kamre i serie skal omrøringsintensiteten avta fra første til siste kammer i serien. Omrøringsintensiteten i et flokkuleringskammer endres på tre måter:

- Endre turtall (periferihastigheten bør ligge i område 10 – 50 cm/sek)
- Endre padlebladenes størrelse
- Endre padlebladenes avstand fra akselen.

Endringer av turtallet kan gjøres ved å benytte variator på kraftoverføringen, thyristorstyrt likestrømsmotor eller endre utveksling ved kjede- eller kileremsdrift. De to første kan gi trinnløs variabel hastighet, de to siste gir trinnvis endring.

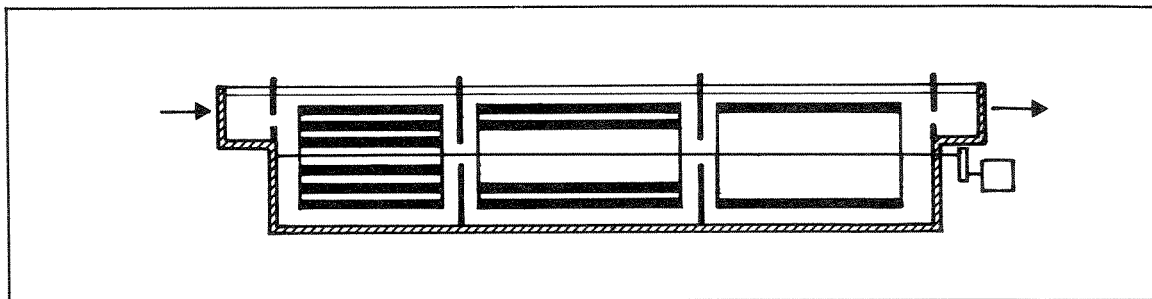


Fig. 25. Prinsipp tegning for padleverk med horisontal, langsgående aksel.

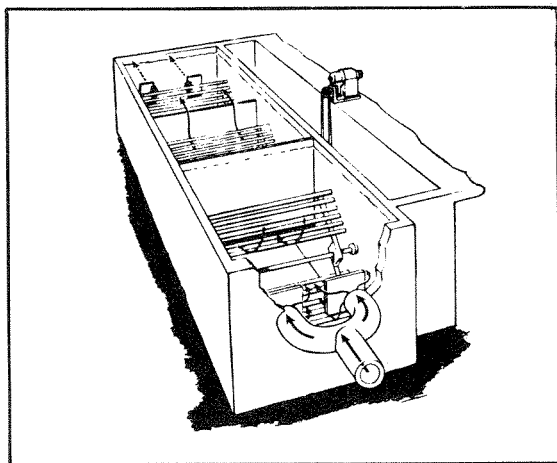


Fig. 26. Padleverk med horisontal aksel på tvers i bassenget.

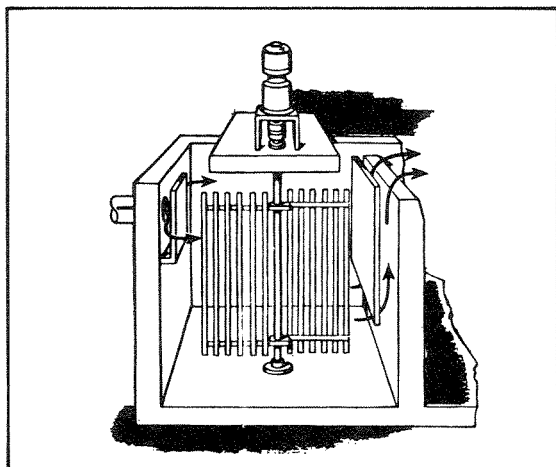


Fig. 27. Padleverk med vertikale aksler.

- I sirkulære bassenger med mekanisk padleverk er det en risiko for at hele vannmassen roterer som ett legeme. Slike bassenger kan forbedres ved å sette inn statorer i bassenget.
- Etter at avløpsvannet har passert flokkulering, og tilfredsstillende oppbygging av sedimenterbare fnokker er oppnådd, er det vesentlig å ikke ødelegge resultatet ved å la fnokkene passere trange passasjer og bend på veg inn i sedimenteringsbassenget. Terskler og vannstandssprang må ikke forekomme. Vannhastigheten bør ligge i området 10 – 20 cm/sek, og overføringen bør være så kort og rett som mulig.
- Flokkulering etablert ved ledevegger i lange kanaler eller kamre er ikke å anbefale. Omrørintensiteten vil variere for mye i bassenget og svinger ukontrollert med vannføringen. I den senere tid er det gjort en del forsøk med bruk av statiske flokkulatorer som består av korrugerte plater. Det foreligger imidlertid ingen driftserfaringer med dette i Norge.
- Flokkulering med luft er mye anvendt i forfellingsanlegg og i simultanfellingsanlegg. Det kan bevises teoretisk at boblene må være uhyre små for å unngå fnokkoppbryting på grunn av store lokale hastighetsgradienter. Regulering av gradienten er vanskelig. Dette reduserer sterkt bruken av luft for flokkulering. I simultanfellingsanlegg går man ofte over til å bruke en rolig sone ved utløpet av luftetanken og la flokkuleringen foregå her og i overføringene til sedimenteringsbassenget.

5.6 Slamseparasjon

Etter at avløpsvannet er tilsatt kjemikalier, og til-

Tabell 3. Oversikt over aktuelle fellingemidler pr. 2.4.1979

Kjemikalie	Produsent	Kjemisk beregning	Innhold av aktiv komponent	Spesifikk vekt	Romvekt i silo	Løselighet ved 10 °C	Leveringsform	Spesielle egenskaper
Brent kalk	Hole kalkverk	CaO	91% CaO 3% MgO	3,1 t/m ³	1,0 t/m ³	1,33 kg CaO/m ³	Pulver i sekk eller bulk	Må leskes før dosering pH v/mettet løsning = 12,4
Brent kalk	Hylla kalkverk	CaO	87% CaO 1,5% MgO	3,1 t/m ³	1,0 t/m ³	1,33 kg CaO/m ³	Pulver i sekk eller bulk	— » —
Brent kalk	Mjøndalen kalkfabrikk	CaO	81% CaO 1,5% MgO	3,1 t/m ³	1,0 t/m ³	1,33 kg CaO/m ³	Pulver i sekk eller bulk	— » —
Hydratkalk	Hole kalkverk	Ca(OH) ₂	86% Ca(OH) ₂ , 2,5% Mg(OH) ₂	2,3 t/m ³	0,65 t/m ³	1,76 kg Ca(OH) ₂ /m ³	Pulver i sekk eller bulk	pH v/mettet løsning = 12,4
Hydratkalk	Hylla kalkverk	Ca(OH) ₂	94% Ca(OH) ₂ 2,5 Mg(OH) ₂	2,3 t/m ³	0,65 t/m ³	1,76 kg Ca(OH) ₂ /m ³	Pulver i sekk eller bulk	pH v/mettet løsning = 12,4
Hydratkalk	Mjøndalen kalkfabrikk	Ca(OH) ₂	91% Ca(OH) ₂ , 1,5% Mg(OH) ₂	2,3 t/m ³	0,65 t/m ³	1,76 kg Ca(OH) ₂ /m ³	Pulver i sekk eller bulk	pH v/mettet løsning = 12,4
Aluminiumsulfat	Borregaard A/S	Aluminiumsulfat(løsning)	4% Al ³⁺	1,32 t/m ³	1,32 t/m ³	—	Løsning til tankbil	Korrosiv. pH v/mettet løsning = 2,5
Aluminiumsulfat	Lysaker kjemiske fabrikk	Al ₂ (SO ₄) ₃ · 14 H ₂ O	9% Al ³⁺	1,79 t/m ³	1,0 t/m ³	—	Pulver i sekk eller bulk	Korrosiv 0,003% uøselig komponent
Aluminiumsulfat	Boliden AB, Sverige	AVR Al ₂ (SO ₄) ₃ · 16-17 H ₂ O + Fe(SO ₄) ₃ · 9 H ₂ O	7% Al ³⁺ , 3% Fe ³⁺	1,8 t/m ³	1,0 t/m ³	—	Granulat i sekk eller bulk	Korrosiv inneholder noe sand og uøselige partikler
Aluminiumsulfat	Lysaker kjemiske fabrikk	Al ₂ (SO ₄) ₃ · 14 H ₂ O	4,2% Al ³⁺ Aluminiumsulfat-løsning	1,32 t/m ³	1,32 t/m ³	—	Løsning til tankbil	Korrosiv. Frysepunkt: ÷ 12 — ÷ 15 °C
Jern(II)sulfat	Kronos Titan A/S, Fredrikstad	FeSO ₄ · H ₂ O	29% Fe ²⁺	2,8 t/m ³	1,6 t/m ³	240 kg/m ³	Granulat i sekk eller bulk	Korrosiv
Jern(II)sulfat	Kronos Titan A/S, Fredrikstad	FeSO ₄ · 7 H ₂ O	17,5% Fe ²⁺	1,9 t/m ³	1,0 t/m ³	385 kg/m ³	Avrent vare som leveres i bulk	Kan ikke tørrdoseres, korrosiv
Jern(II)sulfat	Mustad & Spønn, Gjøvik	FeSO ₄ · 7 H ₂ O	19,0 Fe ²⁺	1,9 t/m ³	1,0 t/m ³	205 kg/m ³	Leveres i plastsekk	Kan ikke tørrdoseres, korrosiv
Jern(II)klorid	Elkem Spigerverk, Bremanger	FeCl ₂	90-100 g Fe ²⁺ / l	1,2 t/m ³	1,2 t/m ³	—	Leveres til tankbil	Beisevæske, avfallsprodukt, korrosiv
Jern(II)klorid	Christiana Spioerverk Oslo	FeCl ₂	90-100 g Fe ²⁺ / l	1,2 t/m ³	1,2 t/m ³	—	Leveres til tankbil	Beisevæske, avfallsprodukt, korrosiv
Jern(II)klorid	A/S Norsk Jernverk, Blikkvalseverket	FeCl ₂	90-100 g Fe ²⁺ / l	1,2 t/m ³	1,2 t/m ³	—	Leveres til tankbil	Beisevæske, avfallsprodukt, korrosiv
Jern(III)klorid	Ferriklor AB, Sverige ut 1979	FeCl ₃	12% Fe ³⁺	1,48 t/m ³	1,48 t/m ³	60% løsning	Løsning til tankbil	Korrosiv
Jern(III)klorid	Ferriklor A/S, Fredrikstad Fredrikstad fra 1980	FeCl ₃	12% Fe ³⁺	1,48 t/m ³	1,48 t/m ³	60% løsning	Løsning til tankbil	Korrosiv

fredsstillende fnokker er opparbeidet i flokkuleringsbassenget, må disse slampartiklene fjernes fra avløpsvannet. Dette kan gjøres på flere måter, og her kan nevnes:

- Sedimentering
- Flotasjon
- Filtrering.

Ved prosjektering av kjemiske anlegg er det vesentlig å være klar over at slam må fjernes fra prosessen i takt med produksjonen. Det er ikke innlagt magasineringsmuligheter som i aktivslamprosessen.

Sedimentering er den separasjonsprosess som har absolutt størst anvendelse ved rensing av kommunalt avløpsvann. Det teoretiske grunnlaget er behandlet i PRA-5, "Enkle rensemetoder" [29], og blir ikke nærmere omtalt her.

Også en sedimenteringsprosess kan utformes på flere måter. Det kan foruten konvensjonelle sedimenteringsbassenger nevnes lamellsedimentering og skiveseparator. Disse er i stor utstrekning knyttet til spesielle leverandørfirmaer med patenterte løsninger og blir ikke nærmere omtalt. Hovedhensikten med slike løsninger er å komprimere arealet, da konvensjonelle sedimenteringsbassenger er relativt arealkrevende. Det er imidlertid vesentlig å velge løsninger der avsatt slagg blir ned i slamlommen og kan fjernes derfra uten problemer, og at løsningen gir enkelt ettersyn og vedlikehold.

Sedimenteringsbassenger kan bygges kertangulære, kvadratiske eller sirkulære, alt etter hva som måtte være rasjonelt og hensiktsmessig i hvert tilfelle. Uavhengig av utformingen kan bassengene deles inn i 4 soner, som vist på fig. 28.

Dimensjoneringsparameter er overflatebelastningen som egentlig skal regnes på overflaten av sone 2 (sedimenteringssonen). I praksis kan det være vanskelig å beregne denne, og i retningslinjene for dimensjonering [15] er forstyrrelsene i innløps- og utløpszone kompensert ved å gi et tillegg til beregnet overflate.

For å sikre tilfredsstillende muligheter for fjerning av slam, må bunnen i slamlommene ikke gjøres større enn $0,3 \text{ m}^2$, og helningen på veggene må være $\geq 60^\circ$.

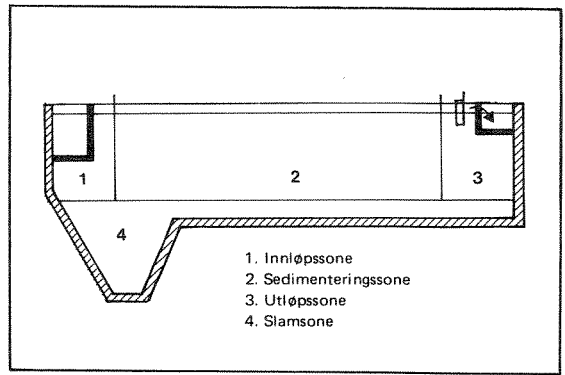


Fig. 28. Soner i et sedimenteringsbasseng.

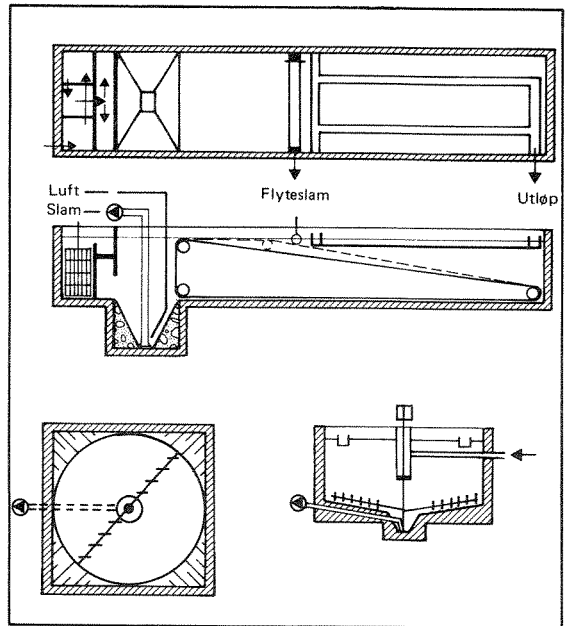


Fig. 29. Typiske løsninger av sedimenteringsbasseng.

Ved plassering av utløpsrennene bør en unngå å henge disse opp under gangbanene av hensyn til renholdet. En viktig detalj ved prosjektering av sedimenteringsbassenger er tilfredsstillende fordeling av vannet over hele tverrsnittet i innløpszone. Da slamfnokkene ikke skal utsettes for skjærpåkjenninger, må hastigheten holdes lav ($0,1 - 0,2 \text{ m/s}$). Dette kompliserer mulighetene for fordeling i rektangulære bassenger. I fig. 29

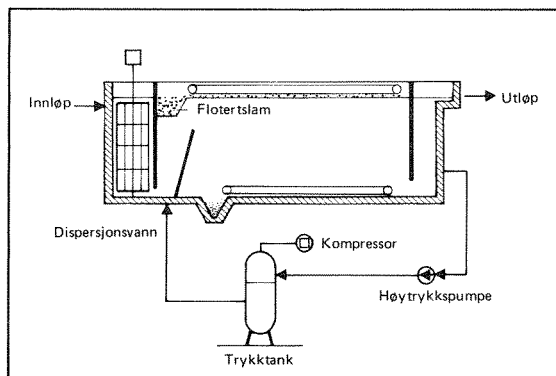


Fig. 30. Prinsskisse av flotasjonsanlegg.

er vist et par typiske løsninger av sedimenteringsbassenger. Flere eksempler på bassengutforminger og innløpsarrangementer finnes i PRA-5 [29].

Flotasjon er en slamseparasjons-prosess som har en del, om enn noe begrenset, anvendelse i kommunale avløpsrensaneanlegg. Innenfor industriavløpsrensing er den mer benyttet, og nærmest enerådende innen deler av nærlingsmiddelindustrien. Fordelen med flotasjon er at det vanligvis settes mindre krav til flokkuleringens funksjon. Slammet har høyere tørrstoffinnhold, og bassenget kan belastes høyere pr overflateenhet. Flotasjon frarådes som erstatning for forsedimentering, i primærfellingsanlegg og ved kjemisk felling med kalk som fellingskjemikalium.

Filtrering blir sjelden brukt som eneste separasjonsprosess, men er en del brukt for etterbehandling av utløpsvann fra andre separasjonsprosesser. Dette har sammenheng med at det har vist seg vanskelig å utvikle filtertyper som kan lagre nødvendige slammengder uten at det tetter eller det skjer gjennomslag. Filtrering er et område under stadig utvikling, men i øyeblikket er anvendelsen begrenset på avløpssektoren og blir ikke nærmere behandlet her.

5.7 Instrumentering og styring

5.7.1 GENERELT

Avløpsteknikk synes å være et konservativt fagområde i så måte at regulering og styring i liten utstrekning er automatisert.

Flere enkeltprosesser kan tenkes styrt automatisk i et renseanlegg. Enkelte er spesielle for kjemiske anlegg mens andre enheter inngår i alle anleggstyper og blir ikke nærmere omtalt. Prinsipper for vannføringsmåling omtales, men instrumentene beskrives ikke.

Tabell 4 angir de styringsfunksjoner en oftest finner i kjemiske renseanlegg.

5.7.2 VANNFØRINGSMÅLING

Vannføringsmåling kan skje på flere måter.

- Målerenner:
 - Venturikanal
 - Parshall-renne
 - Palmer-Bowlus-renne.
- Skarpkantede overløp:
 - V-overløp
 - Rektangulære overløp etc.
- Elektromagnetiske strømningsmålere.
 - Fordrer fulle rørtverrsnitt (trykkør) og er i renseanlegg mest aktuelt å benytte på pumpeledninger for innløpsvann eller slam.
- Rotameter.
 - Benyttes ved måling av små vannmengder f.eks. ved måling av tilsatt fortynningsvann e.l.

Målerenner eller skarpkantede overløp er de som vanligvis benyttes til registrering av mengde vann gjennom anlegget og dermed styring av kjemikaliedosering. Skarpkantede overløp må bare benyttes på rensset avløpsvann. Profilene setter krav til geometrisk utforming, vanddyp oppstrøms/nedstrøms overløpet, plassering av måleutrustningen m.v. Ved planlegging og drift må disse betingelser oppfylles. Det er også vesentlig å være klar over at nøyaktigheten avtar sterkt dersom vannmengden blir for liten. Et måleprofil må derfor ikke overdimensjoneres.

Nivået oppstrøms profilet er en funksjon av vannføringen. Registrering av nivå kan gjøres ved:

- boblerør
- ekkolodd
- flottør
- membran trykkmåler.

Det finnes en rekke typer og fabrikat her, og disse blir ikke nærmere omtalt.

Tabell 4. Vanlige styringsfunksjoner i kjemiske renseanlegg

Prosessenhet	Styrte funksjoner	Styres etter	Aktuelt i	
			Alle anlegg	Bare kjemiske anlegg
Pumpestasjon	Pumper	Nivå	X	
Maskinrenset rist	Ristrake	Tid og/eller nivå oppstrøms. Evt. nivådifferanse	X	
	Ristgodstransport	Tid overstyrt av ristrake	X	
Sandfang	Eventuelt skrape	Tid og endebyttere	X	
	Slampumping	Tid eller manuelt	X	
	Fettfjerning	Tid eller manuelt	X	
Sedimenteringsbasseng	Slamskrape	Tid eller kontinuerlig	X	
	Luftspyling i slamlommer	Tid eller manuelt	X	
	Slampumping	Tid	X	
Utrustning for kjemikaliedosering	Doseringsskrue/-pumpe	Vannføring og/eller pH-verdi (turbiditet)		X
	Lagerbeholdning	Nivå-indikator i silo		X
	Vibrator eller slegge på silo	Tid eller manuelt		X
	Fortynningsvann	Manuelt, mengde, konsentrasjon i løsning		X

5.7.3 KJEMIKALIEDOSERING

Med kjemikaliedosering menes her tilsetning av fellingsmiddel for fjerning av fosfater. Dosering av kjemikalier for andre formål omtales ikke. Kjemikalietilsetning for fosfatfelling kan tenkes mengde-regulert etter

- vannføring
- vannføring overstyrt av pH-verdi
- pH-verdi
- tidsstyrt dosering etter antatt behov.

Vannføringsregulert dosering kan utføres på flere måter. En måte er at vannføringsmåleren benyttes til turtallsregulering av doseringsskruen eller doseringspumpen. Ved våtdosering benyttes ofte membran- eller stempelpumper hvor slaglengde innstilles manuelt, og frekvensen styres av vannføringsmåleren. Disse målerne arbeider

slik at vannivået i målerennen registreres kontinuerlig. Signal gis fra nivåmåleren til registrerende instrument og doseringsutrustning. Mange komponenter må virke sammen, og feilsøking blir komplisert for en som ikke er faglært på området.

En enklere måte som ofte benyttes på mindre anlegg, er at vannføringsmåleren utstyres med et stillbart forvalgs-telleverk. For hver gang den forhåndsinnstilte vannmengden har passert måleprofilen, går et signal til doseringsutrustningen som doserer en viss mengde kjemikalier. Skruen eller pumpen går en viss tid styrt av et tidsrelé. En doseringsskrue drives da med vekselstrømsmotor og fast turtall.

Der det benyttes tørrdosering med doseringsskrue, finnes eksempler på at skruen går en omdreining for hvert signal som kommer fra vann-

måleren. Dette gir ikke så stor frihet til å velge innslagshyppigheten uten at en samtidig endrer doseringsmengden.

For å få mest mulig kontinuerlig dosering, er det ønskelig med hyppige innslag og korte gangtider. Det ligger imidlertid en begrensning i at innslagene ved maks. vannføring ikke må komme så tett at de overlapper gangtiden, da dette kan være skadelig for elektronikken. Prosessmessig betyr det at skruen eller pumpen har for liten kapasitet til den ønskede dosering og den holder ikke unna for vannmengden.

Vannføringsregulert dosering overstyr av pH-verdi finnes på en god del anlegg. Hensikten med slik overstyring er å holde pH-verdien i fellingssteget innenfor arbeidsområdet for det aktuelle fellingsmiddel.

Dersom aluminiumsulfat er fellingsmiddel, og pH i det kjemiske trinnet er lav som følge av surt innløpsvann, stor tilførsel av fremmedvann med liten alkalitet eller redusert alkalitet som følge av nitrifikasjon i biologisk trinn, risikerer man at pH-overstyringen reduserer doseringen så mye at det støkiometrisk er umulig å felle fosfat i tilfredsstillende mengder (jfr. kap. 4). Det bør da i styringen legges inn et minste nivå som den vannmengderegulerte doseringen kan skrues ned til. En annen sak er det at dersom pH-verdien blir svært lav, skjer det lite fosforfelling likevel, og det har da liten hensikt å tilsette kjemikalier.

pH-verdien skal bestandig måles i flokkuleringsbassenget etter at kjemikaliet er innblandet i vannmassen eller tilført fosfor.

Dosering styrt bare etter pH-verdi har liten anvendelse og liten hensikt på anlegg der aluminiumsulfat eller jernsalter benyttes som fellingsmiddel. Det er for disse kjemikalierne en sammenheng mellom kjemikaliebehov og mengde utfelt fosfor, og dosering må derfor hovedsakelig knyttes til vannmengden.

Ved kalkfelling er det andre prosesser som foregår (jfr. kapittel 4). For å få tilfredsstillende resultater ved kalkfelling, må pH-verdien heves til minst 11,2. Det er derfor ingen direkte avhengighet mellom utfelt mengde fosfor og kjemikaliebehov så lenge pH-verdien holdes høy nok. Dette betyr at man på kalkfellingsanlegg kunne

tenke seg pH-regulert dosering, men også på slike anlegg er dette lite anvendt.

Tidsstyrt dosering etter antatt behov er ikke tilfredsstillende for kjemiske renseanlegg, men kan tenkes benyttet som reservemetode på noe større anlegg dersom den vannmengde-regulerte doseringen slår feil.

På små anlegg med krav om fosforfelling er simultanfelling en mye anvendt prosess, og på grunn av lang oppholdstid og returslampumpingen er kravet til nøyaktig korrelasjon mellom innkommende vannmengde og kjemikaliedosering mindre (slammet inneholder restkonsentrasjoner av fellingsmiddel). Den tidsstyrte dosering kan da være et akseptabelt alternativ.

Doseringen baseres på mest mulig sikre antakelser om fosformengden som passerer anlegget i løpet av ett døgn. Ut fra disse data beregnes kjemikaliebehovet pr. døgn, eventuelt fordelt på dag og natt, og gangtid/pausetid på doseringsutrustning kan bestemmes.

5.8. Slambehandling

Slammets karakter og egenskaper er avhengig av hvilke prosesser som finnes i anlegget. Før slammet fjernes fra anlegget, underkastes det større eller mindre grad av behandling. Formålet med behandlingen kan være å bedre slammets egenskaper eller senke transportkostnadene ved å redusere volumet.

Aktuelle slambehandlingsprosesser er:

- Fortykking
- Stabilisering,
 - aerob
 - anaerob
 - kalk
- Avvanning.

Dimensjonering av de enkelte prosesser og valg av prosesser omtales ikke, og det vises blant annet til Retningslinjer for dimensjonering [15] og PRA-10 "Stabilisering av kommunalt slam" [32].

Slam fra kjemiske renseanlegg karakteriseres ved at de ofte krever en eller annen form for

stabilisering for ikke å gi luktulempen ved deponering. Avvannings-egenskapene er avhengig av fyllingsmiddelet.

Behandlingslinjene for vann og slam må sees i sammenheng, slik at ikke prosessvalg og optimalisering av den ene linjen ødelegger driftsforholdene for den andre. Dette er nærmere beskrevet i kapittel 7.

6. ERFARINGER FRA KJEMISKE RENSEANLEGG

6.1 Fordeling av anleggstyper og -størrelser i Norge

Her illustreres fordelingen av kjemiske renseanlegg i Norge, både når det gjelder type og størrelse. Dette representerer et øyeblikksbilde av situasjonen. Dataene vil endre seg etter hvert som anlegg bygges. Alle tall som er brukt, må derfor betraktes som orienterende. (Se fig. 31.)

Som tabell 5 viser, er svært mange av de kjemiske renseanleggene store.

Tabell 5. Fordeling av størrelsen på registrerte kjemiske renseanlegg i Norge pr. 1.1.1979.

Anleggstype	Personekvivalenter					Sum
	0 – 100	100 – 500	500 – 2 000	2 000 – 10 000	>10 000	
Primærfelling	–	3	3	14	14	34
Sekundærfelling	2	4	2	11	10	29
Etterfelling	4	21	16	13	1	55
Simultanfelling	2	38	32	5	2	79
Forfelling	–	1	–	–	–	1
Sum	8	67	53	43	27	198

Tabell 6. Totalt registrert kapasitet i personekvivalenter på de ulike kjemiske renseanleggstyper i Norge, og aktuell belastning pr. 1978.

Anleggstyper	Dimensjonerende belastning i pe.	Aktuell belastning i pe.
Forfelling	100	100
Etterfelling	155 900	68 200
Primærfelling	632 900	424 300
Sekundærfelling	199 800	96 400
Simultanfelling	443 500	419 700
Sum	1 432 200	1 016 700

Tabell 7. Prosentvis fordeling av de resipienttyper som de forskjellige kjemiske anlegg er tilknyttet.

Anleggstype	Resipienttype (prosent)			
	Myr/ infiltrasjon	Elv	Innsjø	Fjord
Forfelling	–	100	–	–
Etterfelling	7	71	20	2
Primærfelling	–	63	–	37
Sekundærfelling	4	76	16	4
Simultanfelling	8	65	14	13

6.2 Driftsresultater fra kjemiske fellingsanlegg

6.2.1 FORFELLING

Forfelling er utprøvd ved omfattende forsøk i full målestokk ved Skarpsno renseanlegg i Oslo [33]. Renseanlegget består av rist, sandfang, forluftere, forsedimentering, luftbasseng og etter-sedimentering. Returslammet luftes i et eget basseng. Anlegget er for øvrig vist i fig. 32 og 33.

Det ble utført forsøk med aluminium, jern-(III)klorid og jern(II)sulfat som fellingsmidler, samt med jern(III)klorid og jern(II)sulfat i kombinasjon med kalk. Kjemikaliene ble tilsatt på forskjellige steder, – ved enden av sandfanget, og ulike steder i forluftebassengene. Beste resultater ble oppnådd ved tilsetning i siste del av forluftebassengene. Resultatene fra forsøkene er vist i tabell 8.

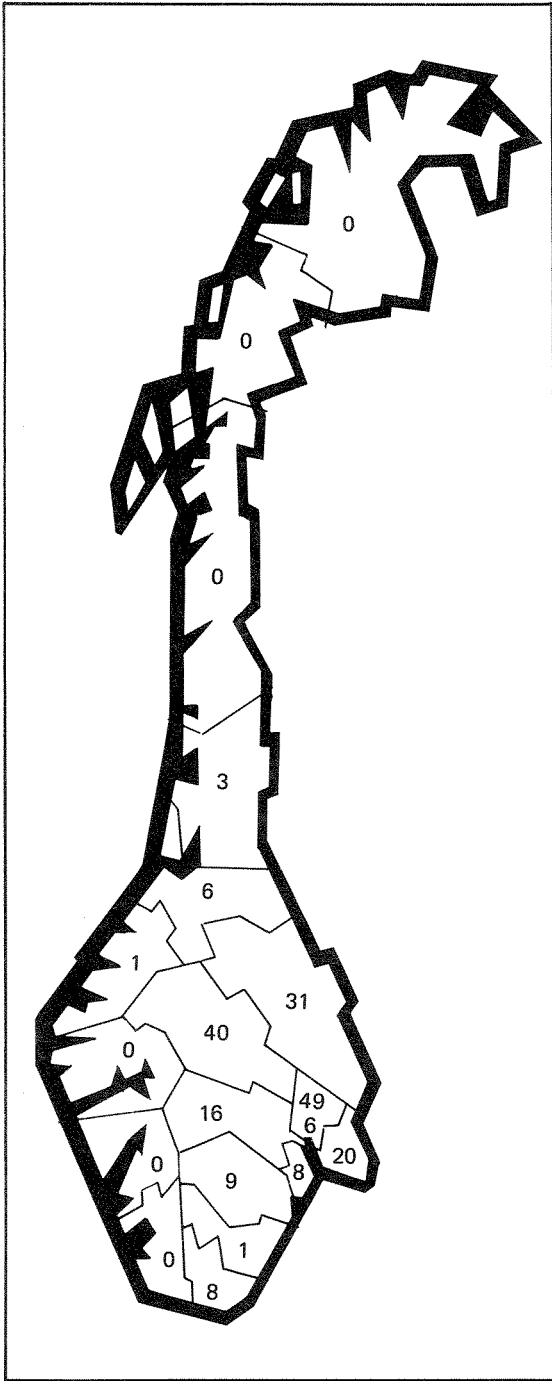


Fig. 31. Geografisk fordeling av antall kjemiske renseanlegg i Norge pr. 1.1.1979.

Ved bruk av aluminiumsulfat fikk man vesentlig forbedret avskilling av fosfor og organisk stoff i forsedimenteringen sammenliknet med drift uten felling. Det er verdt å notere at det biologiske trinnet virket godt på tross av at meget lite fosfor forelå i løst form og at konsentrasjonen av organisk stoff i utløpet fra forsedimenteringen var meget lav.

Forsøkene med forfelling med jern(III)klorid var kortvarige. Resultatene viste at en ved en dosering av 30 mg Fe/m^3 fikk utfelt fosforen fullstendig, men at under halvparten avskilte seg i forsedimenteringen. Den største delen av fosforen gikk videre til det biologiske trinnet.

Forsøkene med forfelling med to-verdig jern alene og to-verdig og tre-verdig jern i kombinasjon med kalk viste de samme trekkene. Den løste fosfor ble utfelt ved tilsetning av kjemikaliene, men det var meget beskjeden avskilling i forsedimenteringen, og det meste av fosforen gikk videre til det biologiske trinnet. I realiteten er derfor disse forsøkene på mange måter å sammenligne med simultanfelling. De totale renseresultater ble ikke så gode som ved forfelling med aluminiumsulfat, men må fortsatt betraktes som tilfredsstillende.

6.2.2 PRIMÆRFELLING

Ved Åmødt renseanlegg i Rælingen kommune er det utført forsøk med primærfelling i full målestokk [9]. Åmødt er et mekanisk renseanlegg med ca. 2 500 personer tilknyttet i forsøksperioden. Avløpsevannet pumpes inn i anlegget, og aluminiumsulfat ble dosert etter pumpene i en åpen renne umiddelbart foran en kvern. Etter dosering rant vannet i et 6 m langt rør som førte til sentralt innløp i et sirkulært sedimenteringabasseng. Avhengig av antall pumper i drift, var overflatebelastningen henholdsvis 0,55, 0,70 og 1,05 m/h. Dette systemet førte til at det var meget dårlige flokkuleringsforhold, men forholdsvis lave hydrauliske belastninger i forsøksperioden. Reduksjonen av total fosfor ble ikke bedre enn 65 – 75 prosent på tross av doseringer over 200 mg/l aluminiumsulfat. At reduksjonen ikke ble bedre,

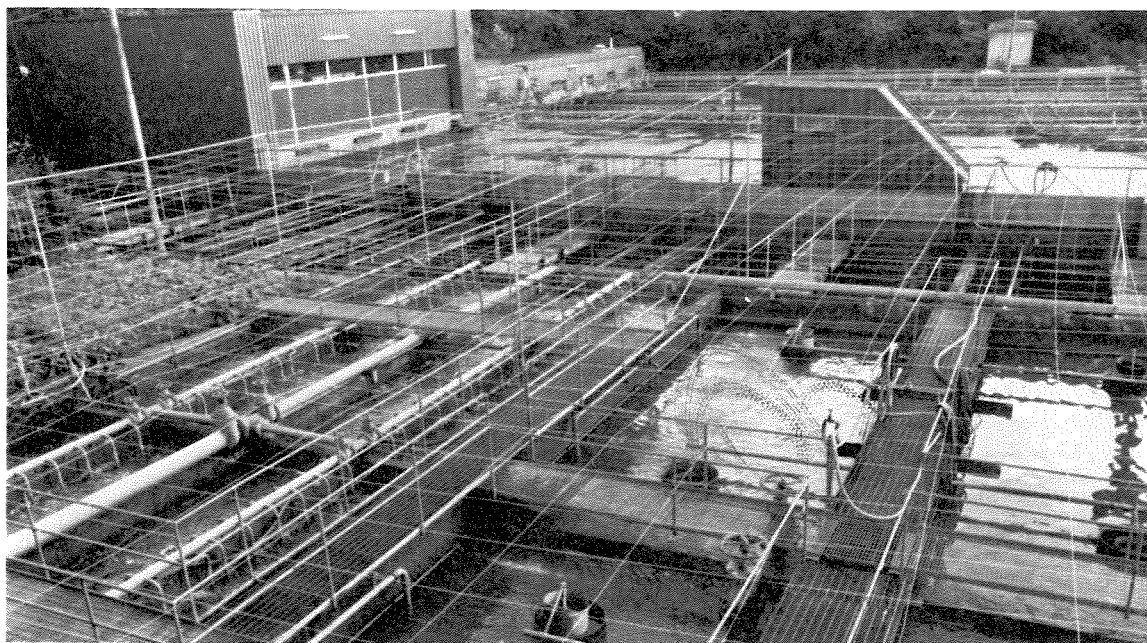


Fig. 32. Forsedimentering, eldre del og biologisk rensrinn. I bakgrunnen kompressorhus med pumpestasjon for retur-
slam.

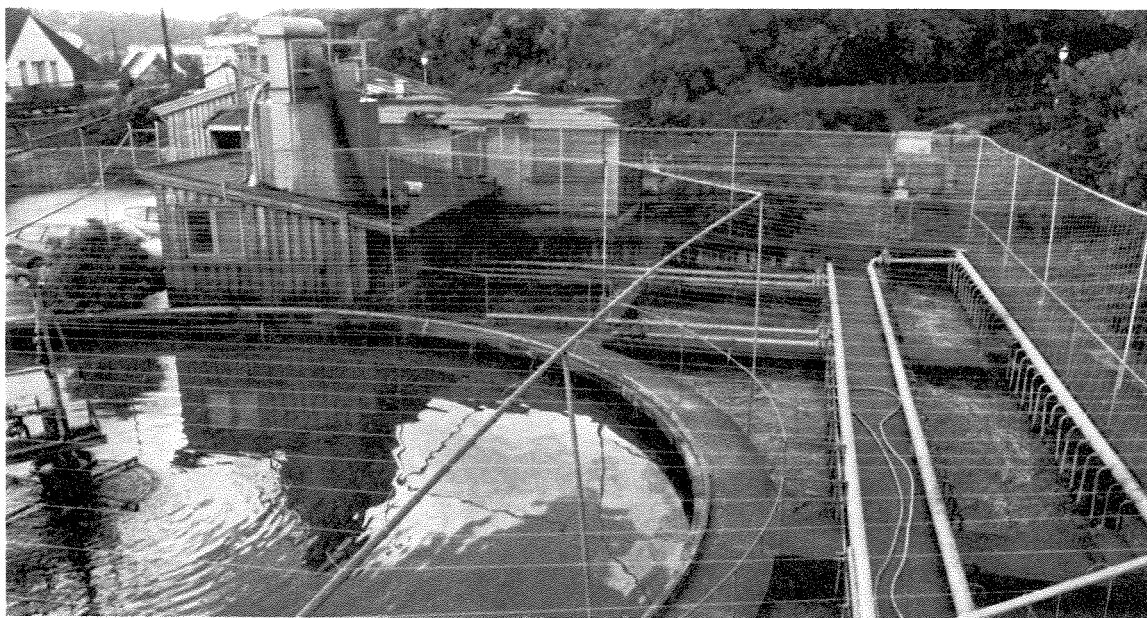


Fig. 33. Forsedimentering og forlufting, nyere del, samt hus og silo for dosering aluminiumsulfat.

Tabell 8. Resultater fra forfelling ved Skarpsno kloakkrensning. Biokjemisk oksygenforbruk (BOF₇) og total fosfor ved de ulike undersøkelsesperioder [33].

Undersøkelsesperiode	Drifts-metode	Fellings-kjemikalie	Dosering Dag/natt	BOF ₇ mg O/l					Total fosfor mg P/l					
				Inn	Mek ² ¹⁾	Ut	Renseeffekt % Mek ² ¹⁾	Totalt %	Inn	Mek ² ¹⁾	Ut	Renseeffekt % Mek	Totalt %	
jan 69 –	Mekanisk biologisk	Ingen	Ingen	105 ¹⁾	–	17,2 ¹⁾	–	84,0 ¹⁾	4,45	–	3,77	–	15	
mai	»	Ingen	Ingen	97,2	49,3	10,5	49,3	89,0	4,5	4,3	3,9	4,4	13,3	
juni 71 – mars 72	Forfelling	Aluminium-sulfat	140/75 g/m ³	} som aluminiumsulfat (med 14 H ₂ O)	93,4 ¹⁾	25,2 ¹⁾	8,23 ¹⁾	73,0 ¹⁾	91,2 ¹⁾	4,46	0,93	0,49	79,1	89,0
mars – des. 72	»	»	160/75 g/m ³		93,3	21,3	3,7	77,4	96,0	5,01	0,83	0,36	83,4	92,8
des 72	Forfelling	Fe II	30/20 g Fe/m ³	} 3)	65,3	38,3	7,1	41,3	89,1	3,8	3,0	1,0	21,1	73,7
feb 72	»	Fe III + kalk	30/20 g Fe/m ³		66,7	43,0	10,3	35,5	84,6	3,8	2,7	1,0	28,5	73,3
feb 73	»	»	30 g Fe/m ³		60,0	38,0	8,8	36,7	85,3	3,2	1,6	0,5	50,0	85,9
feb – mars 73	»	»	30 g Fe/m ³		103,0	71,0	18,1	31,1	82,4	4,3	3,3	1,0	23,3	76,7
mars 73	»	»	40 g Fe/m ³		96,5	63,5	20,5	34,2	78,6	4,3	2,3	0,6	46,5	86,0
mars 73	»	»	40 g Fe/m ³		83,7	58,0	14,3	30,7	82,9	4,5	1,6	0,41	64,4	90,9
mars 73	Forfelling	Fe III	30 g Fe/m ³	83,5	57,5	11,0	31,1	86,8	4,8	2,8	0,60	41,7	87,5	
mars – april 73	»	Fe II + kalk	30 g Fe/m ³	96,7	48,2	7,2	50,2	92,6	4,3	1,6	0,41	62,8	90,5	

¹⁾ Målt som BOF₅.

²⁾ Vann fra forfelling til biologisk trinn.

³⁾ pH justert med kalk fra 8,5 til 9,5.

skyldes de dårlige flokkuleringsforholdene som medførte mye suspendert stoff i utløpsvannet (50 – 80 mg SS/l). Enkle laboratorieforsøk viste at det ved å flokkulere utløpsvannet var mulig å forbedre resultatene. På tross av at fosforjerningen ikke var den beste, oppnådde man over 60 prosent fjerning av organisk materiale. Resultatene fra forsøkene er vist i tabell 9.

Tabell 9. Gjennomsnittlige renseresultater fra Åmodt renseanlegg med og uten kjemisk felling [9].

Dosering g/m ³	Fellings pH	KOF			Totalt fosfor		
		Inn g/m ³	Ut g/m ³	red. %	Inn g/m ³	Ut g/m ³	red. %
0					6,8	6,1	11
168	6,5	276	198	28	7,6	2,8	64
197 ^{x)}	6,8	350	156	55	11,3	6,7	40
238	5,8	462	266	42	4,2	0,9	78
234	5,8	316	103	67	6,8	2,1	67
180+							
syre	6,0	352	140	62	6,2	2,1	65
		300	112	63			

^{x)} Den reelle dosering i denne periode har trolig vært vesentlig lavere.

Undersøkelser på Sandvika renseanlegg viser at ved primærfelling med kalk og sjøvann er det mulig å oppnå svært gode resultater [28]. Vi skal i det følgende se litt nærmere på erfaringene fra disse undersøkelsene. Fig. 34 viser hvilke enheter som inngår i anlegget.

Renseanlegget er dimensjonert for 8 000 personekvivalenter og har en hydraulisk kapasitet på $Q_{dim} = 160 \text{ m}^3/\text{h}$. Da anlegget ikke har forsedimenteringsbasseng, er flokkuleringsbassenget utstyrt med slamavdrag. Slammet pumpes til en fortykker som også anvendes som slamlager. To ganger pr. uke kjøres slammet til Løxa renseanlegg for avvanning og derfra videre til Isi søppelfyllplass.

Sjøvann pumpes fra 2 meters dyp ved munningen av Sandvikselva. Magnesiuminnholdet i sjøvannet ved 35 ‰ salinitet var 1 350 mg Mg/l. Det doseres fra 3 til 5 prosent sjøvann i forhold til utgående vannmengder. Kalkdoseringen er ca. 250 g Ca(OH)₂/m³. Dette gir en pH-verdi på 10,8 – 11,2 i flokkuleringsbassenget.

Alkaliteten i råkloakken ved Sandvika renseanlegg varierer mellom 2 og 3 mekv./l. Rense-

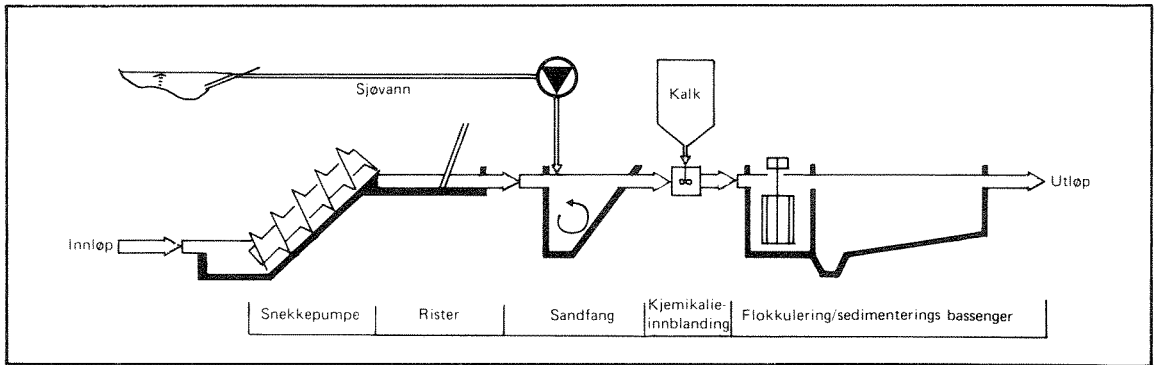


Fig. 34. Prosessskjema for Sandvika rensanlegg [28].

resultatene er meget gode med hensyn til total fosfor og organisk stoff. Dette er vist i tabell 10.

Tabell 10. Rensegrad ved Sandvika rensanlegg for fosfor, kjemisk oksygenforbruk (KOF), suspendert stoff og nitrogen i prøvetiden november og desember 1976 [28].

Parameter	Inn mg/l	Ut mg/l	Rensegrad i %
Total fosfor	3,9	0,311	92%
Ortofosfat	2,9	0,135	95%
Total KOF	164	40,1	76%
Løst KOF	67,2	34,5	49%
Suspendert stoff	428	1,3	97%
Total nitrogen	21,3	16,5	19%

Renseresultatene er svært gode til å være et primærfellingsanlegg. Med tanke på fosfor gir prosessen resultater i området for hva som kan forventes i et etterfellingsanlegg. Et annet forhold som bør tillegges stor oppmerksomhet ved denne prosessen, er at en oppnår meget gode rensegrader også med hensyn til bakteriologiske forhold.

Kalk- og sjøvannsfelling gir et slam som er lett å avvanne, og som er kjemisk stabilt. En undersøkelse har vist at slammets pH-verdi falt fra 10,6 til 10,0 etter ca. 30 dagers lagring [32].

Ved kalk-sjøvannsfelling forbedrer man rensegraden ved økende sjøvannstilsetning. Dette gir imidlertid høyere slamproduksjon.

6.2.3 SEKUNDÆRFELLING

Sekundærfellingsanlegg har etter hvert fått en stor utbredelse i Norge. Det første store anlegget av denne typen var Løxa i Bærum. Det var derfor stor interesse i PRA-perioden å følge driften av dette anlegget, noe som ble gjort fra mai 1974 til oktober 1975 [14]. Anleggets oppbygging er vist i fig. 35.

Undersøkelsen ved Løxa kloakkrensanlegg var av særlig interesse på grunn av mottak av septikslam ved anlegget.

Rensanlegget er dimensjonert for 15 000 pe. med en dimensjonerende hydraulisk belastning på 340 m³/h. Forbehandling (rist og sandfang) kan maksimalt tilføres 1500 m³/h, mekanisk rensetrinn (forsedimentering) maksimalt 1020 m³/h og kjemisk rensetrinn maksimalt 680 m³/h. Ved gjennomføring av undersøkelsene var det tilknyttet ca. 13 000 pe. til anlegget. Timebelastningen for alle prøvedøgnene i undersøkelsesperioden varierte fra 150 til 360 m³/h med middel på 224 m³/h.

Mottaket for septikslam, som består av maskinrenset rist og sandfang, er beregnet å kunne tilføres maksimalt 200 m³/d, med en middelbelastning på 100 m³/d. I perioder med mottak av septikslam ved anlegget varierte mengdene fra 48 til 211 m³/d med et middel på 110 m³/d.

Undersøkelsen ved Løxa ble delt inn i tre separate perioder.

Tabell 11. Undersøkelse ved Løxa kloakkrensning [14].

Periode	Fellingsmiddel	Doseringsmengde	Tilsetningspunkt
1	Treverdige jernklorid	26,7 g Fe/m ³	Jern i kanal foran flokkulering
	+ kalk	124 g Ca(OH) ₂ /m ³	Kalk i sandfang
2	Toverdige jernklorid	25,0 g Fe/m ³	Jern i kanal foran flokkulering
	+ kalk	124 g Ca(OH) ₂ /m ³	Kalk i sandfang
3	Aluminiumsulfat	170 mg aluminiumsulfat/m ³	Luftet kanal foran flokkulering

Fig. 36 og 37 viser total fosfor og biokjemisk oksygenforbruk i de tre periodene med og uten mottak av septikslam. Innvirkningen av septikslammet vil i praksis være noe større enn det som er angitt på grunn av at det ble benyttet sammensatte døgnprøver, noe som vil utjevne effekten av slamvannet fra septikmottaket.

Ved NIVAs forsøksstasjon på Kjeller er det utført forsøk med sekundærfelling med aluminiumsulfat, toverdige jernsulfat, treverdige jernklorid og kalk. Anlegget som ble brukt til forsøkene, er vist i figur 41 [34].

Forsøkene viste at felling med aluminiumsulfat gav meget god utfelling av fosfor. (Se fig. 38). Ortofosfatkonsentrasjonen i utløpet lå alltid under 0,1 mg P/l. For å få god sedimentering av det utfelte materiale, måtte pH holdes under ca. 6,3. Ved pH under 6,3 oppnådde en i det kjemiske trinnet fosfor-reduksjoner over 90 prosent og reduksjon av organisk stoff (målt som KOF) på 70 – 80 prosent. Da en måtte ned i relativt lav pH for å få gode resultater, ble den nødvendige kjemikaliedosering direkte avhengig av avløpsvannets bufferegenskaper (alkalitet).

Ved bruk av jern(III)klorid som fellingsmiddel ble erfaringene stort sett de samme som ved bruk av aluminiumsulfat. For å få gode resultater måtte pH ned under 6,0, helst ned mot 5,5. Dette medførte at store kjemikaliedoseringer ble nødvendig.

Om man ved jern(III)klorid fellingen tilsatte kalk til en pH over ca. 8,5, kunne en oppnå akseptable resultater. Ved denne pH kunne en også oppnå akseptable resultater ved bruk av jern(II)sulfat og kalk. Ved kalk som fellingsmiddel var også resultatene svært avhengig av pH. For å få gode resultater måtte pH over 11,3 – 11,4.

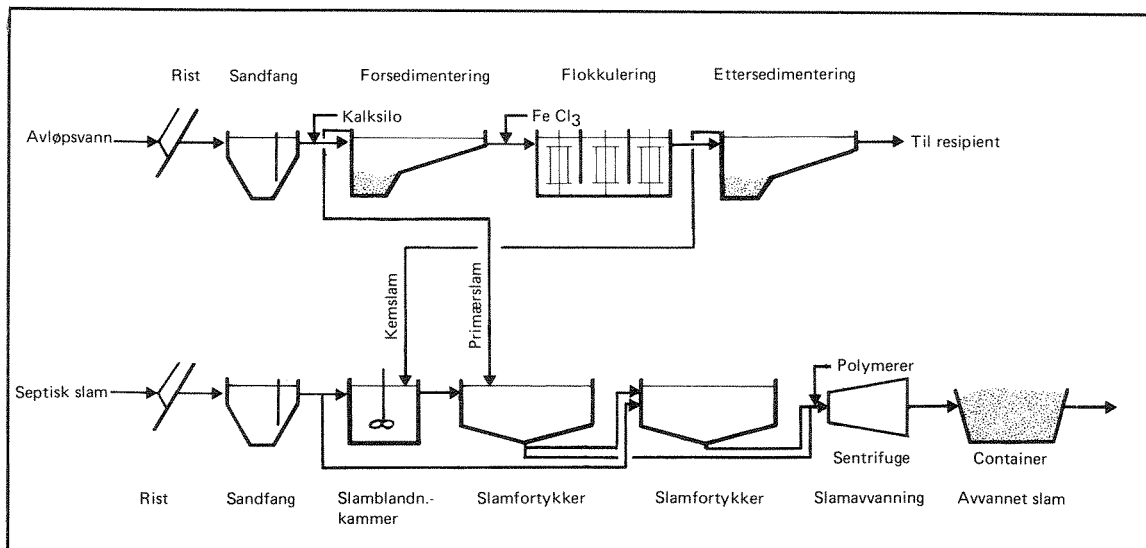


Fig. 35. Flyteskjema for Løxa kloakkrensning, Bærum [14].

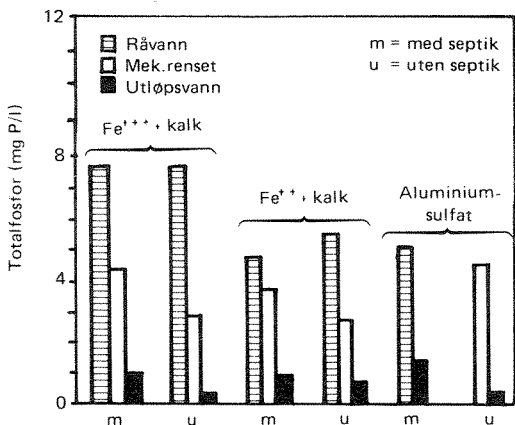


Fig. 36. Reduksjon av total fosfor ved Løxa kloakkrensingsanlegg i undersøkelsesperioden [14].

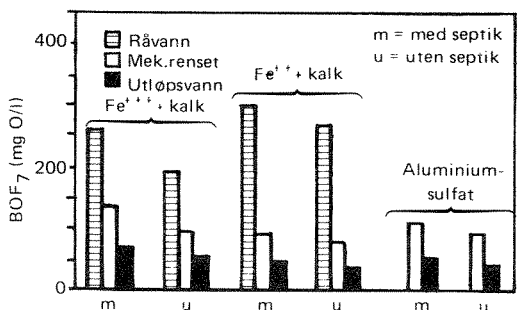


Fig. 37. Reduksjon av BOF₇ ved Løxa kloakkrensingsanlegg i undersøkelsesperioden [14].

Fjerningen av organisk stoff var i området 60 – 80 prosent. Det var små forskjeller mellom de ulike fellingsmidlene, og reduksjon av organisk stoff viste seg å være vesentlig mindre pH-avhengig enn fjerningen av total fosfor.

I samband med planleggingen av det interkommunale renseanlegget på Hamar ble det også utført forsøk i halvt teknisk målestokk med sekundærfelling. Samme fellingskjemikalier som ved Kjeller-forsøkene ble brukt, og resultatene var helt i tråd med erfaringene fra Kjeller.

6.2.4 SIMULTANFELLING

Ved biologiske kloakkrensingsanlegg vil simultanfelling ofte være den rimeligste måten å fjerne fosfor på. Simultanfelling er en prosess som er

utbredt i mange land, særlig i Sveits og Finland.

Innen PRA-prosjektet "Kjemisk felling ved eksisterende anlegg" er det utført omfattende forsøk ved renseanlegget ved Asker Batteri og ved Dønski renseanlegg i Bærum [10], [13]. Tre renseanlegg i Forsvaret er også fulgt opp i tillegg til at det biologiske renseanlegget på forsøksstasjonen på Kjeller i perioder har vært drevet som et simultanfellingsanlegg.

Renseanlegget på Asker Batteri er en langtidslufter. Det mottar konsentrert avløpsvann. Oppholdstiden i luftetanken er lang, ca. 35 timer. Belastningen på sedimenteringstanken var i middel 0,2 m³/m², h. Anlegget virket godt ved normal biologisk drift. Det ble prøvd dosering av jern(II)sulfat og aluminiumsulfat med 100 – 150 g/m³, i middel ca. 125 g/m³. (Jern(II)sulfat-doseringen tilsvarte ca. 21 g Fe/m³.) I en forsøksperiode ble jernsulfaten tilsatt satsvis 1 gang pr. døgn. Resultatene som var meget gode, fremgår av tabell 12. En interessant detalj er at på tross av jern dosering går det mindre jern ut fra anlegget enn inn.

På grunn av de positive erfaringene ved Asker Batteri ble simultanfelling med satsvis dosering påbegynt ved ytterligere tre langtidsluftere i Forsvaret. Oppfølging i 1/2 år viste positive resultater. Midlere total fosfor innhold i utløpet fra de tre anleggene var resp. 0,3, 0,7 og 1,7 g P/m³.

Prinsippet med satsvis dosering ble også forsøkt ved Kjeller forsøksstasjon. Langtidslufteren

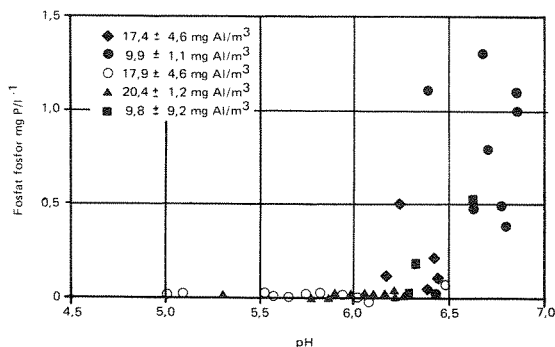


Fig. 38. Forholdet mellom fosfat-fosfor og pH ved sekundærfelling med aluminiumsulfat [34].

Tabell 12. Gjennomsnittlige rensresultater ved Asker Batteri renseanlegg med og uten kjemisk felling [13].

Parameter		Normal biologisk drift	Simultanfelling Jern(II)sulfat jevn dosering	Simultanfelling Jern(II)sulfat satsvis dosering	Simultanfelling Al-sulfat jevn dosering
Biokjemisk oksygenforbruk (BOF ₇)	Inn g/m ³	350	280	300	300
	Ut g/m ³	14	8	6	6
	Red %	96	97	98	98
Kjemisk oksygenforbruk (KOF)	Inn g/m ³	550	450	460	500
	Ut g/m ³	42	30	29	21
	Red %	92	93	94	96
Total fosfor	Inn g/m ³	9,5	7,5	11,4	12,1
	Ut g/m ³	5,4	0,59	0,67	0,69
	Red %	18	93	94	94
Suspendert stoff	Inn g/m ³	330	223	194	228
	Ut g/m ³	12	9	10	9
Jern	Inn g/m ³	0,6	0,5	1,4	1,2
	Ut g/m ³	0,1	0,4	0,8	0,4

Tabell 13. Gjennomsnittlige rensresultater ved Dønski renseanlegg, med og uten kjemisk felling [30].

Parameter		Normal biologisk drift	Simultanfelling			
			Aluminiumsulfat 210 g/m ³ 1)	Jern(II)sulfat 16 Fe/m ³	Jern(II)sulfat 25 g Fe/m ³	Jern(II)sulfat 54 g Fe/m ³
Biokjemisk oksygenforbruk (BOF ₇)	Inn g/m ³	164	130	177	63	92
	Ut g/m ³	18	10	6	11	10
	Red %	89	92	97	82	89
Kjemisk oksygenforbruk (KOF)	Inn g/m ³	245	244	261	155	192
	Ut g/m ³	40	41	33	53	52
	Red %	83	79	88	65	73
Total fosfor	Inn g/m ³	8,8	7,3	10,2	4,1	6,2
	Ut g/m ³	5,5	1,4	1,1	0,93	1,2
	Red %	38	81	89	78	80
Suspendert Stoff	Inn g/m ³	92	102	124	64	96
	Ut g/m ³	11	34	25	41	56
	Red %	88	66	80	36	42

1) som aluminiumsulfat (tekn. kvalitet).

på Kjeller drives med vesentlig kortere oppholdstid (ca. 12 timer) enn de undersøkte anleggene i Forsvaret. Resultatene viste at en får god utfelling av alt fosfor i luftetanken ved satsvis dosering, men at den fosfor som tilføres etter doseringsøyeblikket, blir ufullstendig utfelt. Satsvis dosering bør derfor ikke brukes ved anlegg med normale oppholdstider. Doseringsintervallet må ikke være større enn halvparten av oppholdstiden i luftebassenget.

Ved Dønski renseanlegg i Bærum ble det innenfor PRA-prosjektet Kjemisk felling ved eksisterende anlegg utført forsøk med simultanfelling med aluminiumsulfat og jern(II)sulfat [10].

Renseanlegget er et kontaktstabiliseringsanlegg, dvs. returslammet luftes i en separat tank før det tilføres den luftetanken der det kommer i kontakt med avløpsvannet (også kalt biosorpsjonsanlegg). Oppholdstiden i kontaktbassenget var 2 – 3 timer, og oppholdstiden i luftetanken for returslam, aktiveringsbassenget, var ca. 8 timer. Slambelastningen var lav, 0,01 – 0,04 kg BOF₇/kg FSS·d og overflatebelastningen på sedimenteringen var også lav, 0,3 – 0,6 m³/m²·h. Resultater er sammenfattet i tabell 13.

Ved forsøkene på Skarpsno, som er omtalt under avsnitt om forfelling, ble det også utført forsøk med simultanfelling med aluminiumsulfat

Tabell 14. Resultater fra simultanfelling ved Skarpsno kloakkrensning. Biokjemisk oksygenforbruk (BOF₇) og total fosfor ved ulike undersøkelsesperioder [33].

Drifts- metode	Fellings- kjemikalie	Dosering	Doseringssted	BOF ₇ mg O/l				Total fosfor mg P/l					
				Inn	Mek	Ut	Renseeffekt % Mek Totalt	Inn	Mek	Ut	Renseeffekt % Mek Totalt		
Mekanisk- biologisk	Ingen	Ingen	—	105	—	17,2	—	84,0	4,45	—	3,77	—	15
	»	Ingen	Ingen	»	97,2	49,3	10,5	49,3	89,0	4,5	4,3	3,9	4,4
Simultan- felling	Fe II	30 g Fe/m ³	Tilløp luftebasseng	85,4	55,6	10,8	34,9	87,4	4,2	3,8	0,37	9,5	91,2
Simultan- felling	Aluminium- sulfat	160/85 g/m ³	dosering Tilløp luftebasseng	60,0	50,0	22,0	16,7	63,3	2,95	2,42	1,41	18,0	52,2
»	»	160/85 g/m ³	som Utløp luftebasseng	62,7	50,6	8,1	19,3	87,1	3,8	3,2	0,37	15,8	90,3
»	»	130/75 g/m ³	aluminium- »	83,0	71,0	14,1	14,5	83,1	3,72	4,01	0,88	—	76,3
»	»	variabel, maks 160 g/m ³	sulfat »	90,0	71,0	11,0	21,1	87,8	3,55	3,77	0,31	—	91,3

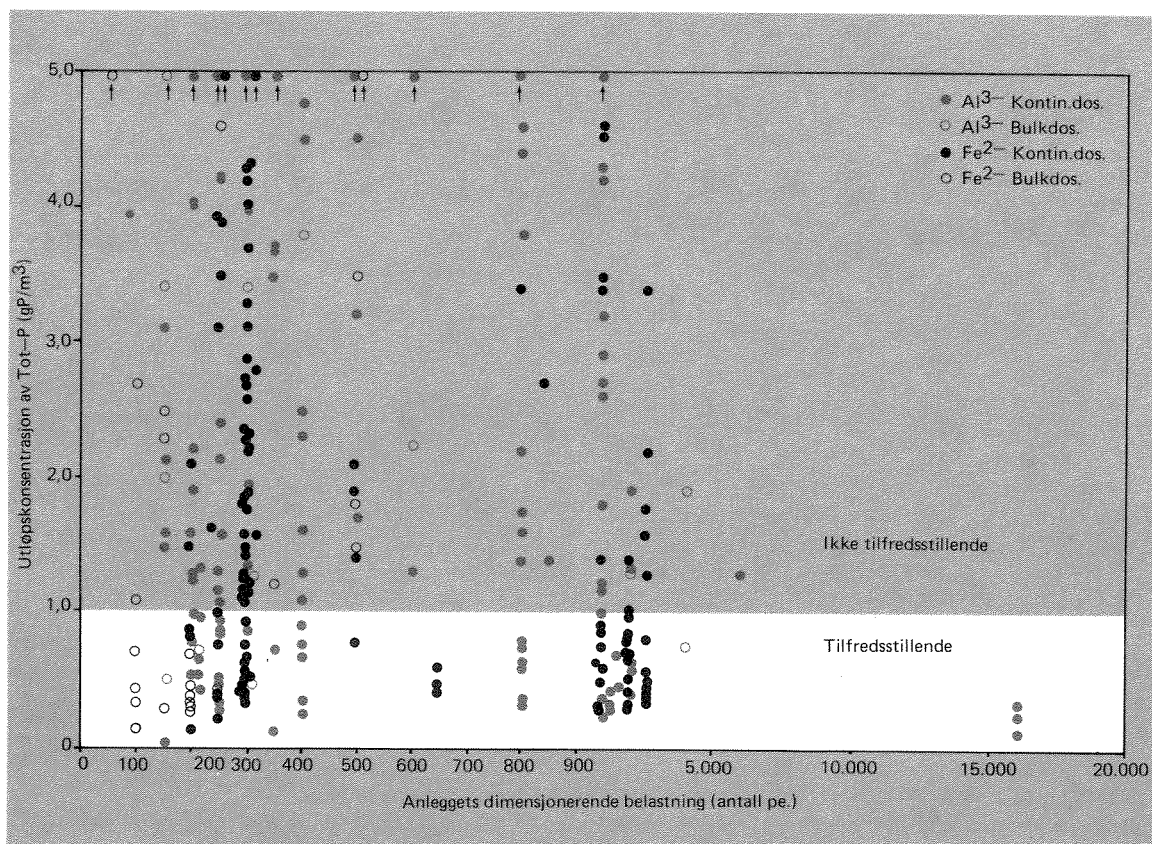


Fig. 39. Utløpskonsentrasjon av fosfor målt i norske simultanfellingsanlegg [35].

og med jern(II)klorid. Med begge fellingsmidlene fikk man, som fremgår av tabell 14, svært gode resultater. Ved disse forsøk kom det også fram at doseringspunktet har stor betydning. Ved bruk av aluminiumsulfat fikk en vesentlig bedre resultater ved dosering i kanalen mellom luftebasseng og ettersedimentering enn ved dosering i luftebassengets innløpsdel. At doseringspunktet kan ha stor betydning, fremgår også av erfaringer fra USA.

Norske og utenlandske renseanlegg med gode driftsforhold viser at simultanfelling kan fjerne fosfor tilfredsstillende. Doseringen bør avpasses etter fosforinnholdet, — et mot-forhold (metallkoagulantfosfor) på 1,5 — 2 er tilstrekkelig.

Vi vet imidlertid at mindre, biologiske kloakkrenseanlegg svært ofte har driftsproblemer, og dette vil selvfølgelig også gjøre utslag på anleggenes evne til å fjerne fosfor. Ved norsk institutt for vannforskning (NIVA) [35] er det utført en undersøkelse av norske simultanfellingsanlegg. Det viser seg at fosforinnholdet i utløpsvannet er langt høyere enn det som er ønskelig. Dette skyldes en rekke faktorer som f.eks. store hydrauliske belastninger, for lav alkalitet på grunn av nitrifikasjon, feil doseringsmengde etc. Vi skal ikke diskutere disse problemene i detalj i denne bruker rapporten, men kun understreke at driftsforholdene er uhyre viktige ved simultanfellingsanlegg (se figur 39).

Ved simultanfelling kan rensegraden være avhengig av tilsetningspunktet for kjemikaliene. Hva som er beste doseringspunkt, kan vanligvis ikke forutsies. Man bør derfor sørge for et opplegg

som er slik at doseringspunktet lett kan flyttes.

Ved simultanfelling øker slammengden (som tørrstoff) med 15 — 25 g SS/p.d. i forhold til normal biologisk rensing. Ved simultanfelling synker slammets såkalte slamvolumindeks. Dette betyr at slamvolumene som tas ut fra vannbehandlingen ikke øker, men sogar minker ved simultanfelling.

6.2.5 ETTERFELLING

I Norge har vi hittil meget få renseanlegg med etterfelling. Under PRA perioden har det skjedd en oppfølging av renseanlegget på LO-skolen, Sørmarka i Enebakk kommune, og anlegget på forsøksstasjonen på Kjeller har periodevis også vært drevet som etterfellingsanlegg. I Sverige finnes det over 500 anlegg med etterfelling. Dette kapittelet bygger derfor på informasjon fra Sverige i tillegg til våre egne erfaringer.

LO-skolens renseanlegg i Sørmarka ble undersøkt høsten 1975, se figur 40. Anlegget er et biologisk-kjemisk renseanlegg med etterfelling. Driftsundersøkelsen har vært foretatt over 2 forsøksperioder á 1 uke.

I første periode var belegget på skolen oppgitt til ca. 160 personer. Gjennomsnittlig vannføring var 1,15 m³/h og doseringen av aluminiumsulfat var 260 g/m³.

I annen periode var belegget ca. 150 personer og gjennomsnittlig vannføring 0,9 m³/h. I de 4 første døgn gikk anlegget med fast døgndosering tilsvarende 200 g/m³. I de siste døgn var doseringen ca. 230 g/m³ fra kl. 06 til 18 og 170 g/m³ fra kl. 18 til 06.

Tabell 15. Renseresultater fra LO-skolen renseanlegg, Sørmarka i Enebakk kommune.

Parameter	Periode	Innløp	Utløp		Utløp	
			biol. trinn	% red.	kjem. trinn	% red.
BOF ₇ kg O/l	1	397	34	91,4	8,0	98,0
	2	253	16	93,7	4,0	98,4
KOF mg O/l	1	809	59,3	92,7	33,0	95,9
	2	421	66,1	84,3	27,6	93,5
TOT-P mg P/l	1	14,8	4,1	72,8	0,4	96,7
	2	10,9	4,1	63,0	0,4	96,3
TOT-N mg N/l	1	69,6	19,4	73,0	13,6	80,5
	2	76,9	35,4	53,7	28,9	61,5
SS mg/l	1	313	35,0	86,8	15,0	95,0
	2	174	36,0	82,0	4,0	97,5

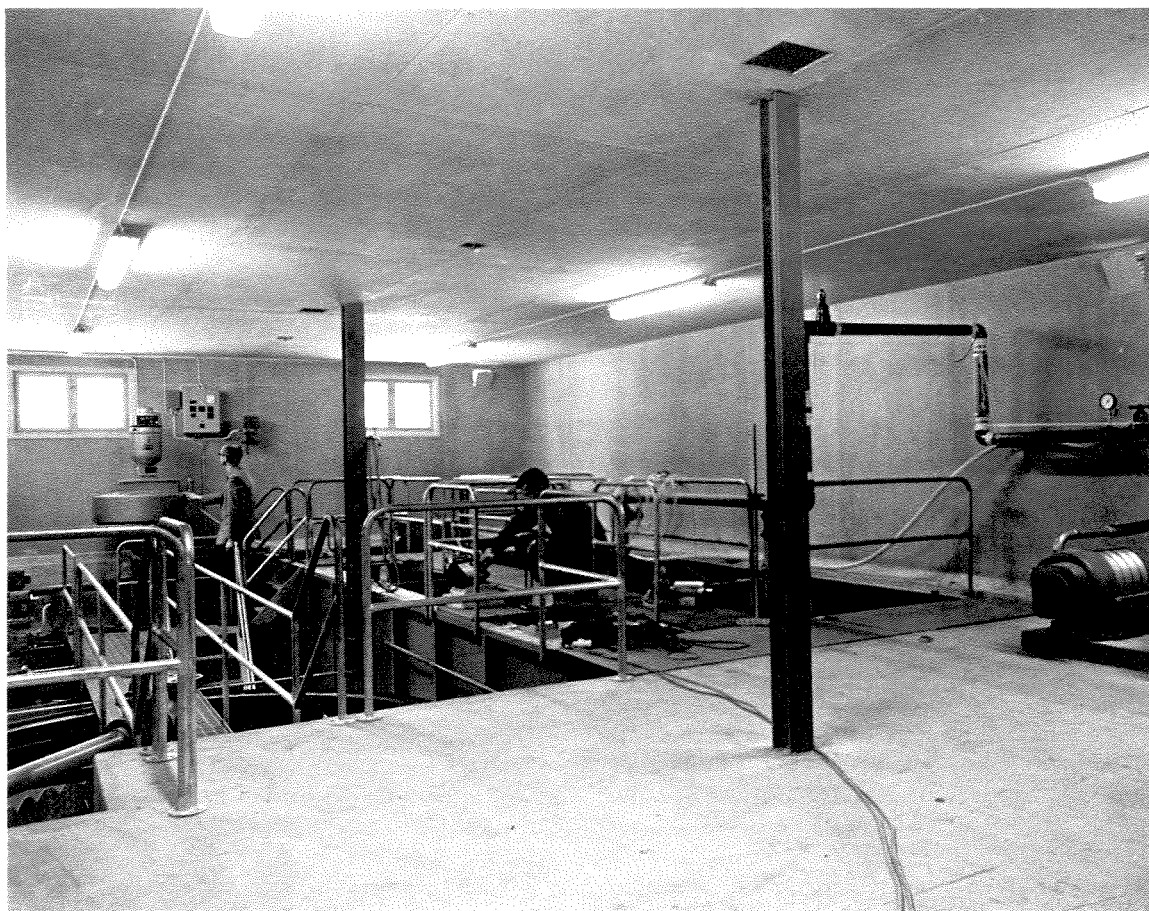


Fig. 40. LO-skolens renseanlegg i Sørmarka. Det biologiske trinnet sees til høyre på bildet.

Tabell 15 viser renseresultater med hensyn til de vanligste forurensningsparametre i begge forsøksperiodene. Det ble oppnådd svært gode renseresultater i begge periodene.

En erfaring med etterfellingsanlegg som gjennomgående også var tilfellet ved LO-skolens anlegg, er at de gir et godt totalresultat også om det biologiske trinnet virker dårlig. Dårlig funksjon i det biologiske trinnet viser seg i de fleste tilfeller i en høy konsentrasjon av suspendert stoff i utløpet fra dette trinn. Det suspenderte stoffet kan fjernes effektivt ved en etterfølgende felling.

Forsøk ved NIVA's forsøksstasjon ved Kjeller viste også at en kan oppnå gode renseresultater med etterfelling. Forsøkene ble utført i pilot-

skala (se figur 41) med en langtidslufter som biologisk trinn og et fellingsanlegg som består av tre-trinns flokkulering og sedimentering.

Forsøkene gav gode resultater med hensyn til reduksjon av organisk stoff og fosfor (se tabell 16) ved bruk av aluminiumsulfat som fellingsmiddel.

Erfaringene fra Sverige viser at ved etterfelling kan meget gode resultater oppnås. På grunnlag av sine erfaringer anser det svenske Naturvårdsverket at man skal kunne forlange at etterfellingsanlegg har et utløpsvann med et totalt fosfor innhold på mindre enn $0,5 \text{ g P/m}^3$ og et innhold av organisk stoff som BOF_7 på mindre enn 15 g/m^3 .

Det er rapportert forholdsvis lite om etterfel-

Tabell 16. Forsøk med etterfelling fra NIVAs forsøksstasjon Kjeller

Uke	pH	RÅKLOAKK					BIOLOGISK ETTERFELLING					Kjemikalie-dosering g/m ³
		ALK 4,0	SS	KOF	TOT-P	PO ₄ P	ALK 4,0	SS	KOF	TOT-P	PO ₄ P	
		mekv/l	mg/l	mg O/l	mg P/l	mg P/l	mekv/l	mg/l	mg O/l	mg P/l	mg P/l	
27	7,60	3,80	194	257	7,2	3,9	3,76	45,0	143,0	5,6	4,3	—
29	7,85	—	83	158	6,1	3,6	—	10,0	42,6	1,8	1,9	200
30	—	—	107	181	4,6	2,0	—	14,4	36,7	1,7	1,3	180
31	—	—	128	183	5,1	2,5	—	33,5	74,2	4,0	2,7	183
32	—	—	—	580	5,8	2,6	—	—	86,3	4,8	3,2	218
33	7,70	3,42	178	231	6,0	3,3	3,53	106,0	194,0	6,0	3,6	269
34	7,95	—	94	157	6,7	4,8	—	56,0	105,0	5,2	—	224
35	7,65	3,27	378	565	8,1	3,6	3,76	63,0	119,0	5,7	4,1	217
36	8,05	—	565	269	4,8	2,1	—	37,3	83,8	3,6	2,7	196
37	7,85	—	108	141	1,9	0,7	1,63	23,0	47,5	1,3	0,9	177
38	7,61	2,72	123	240	3,4	1,2	1,77	14,8	53,7	1,5	1,1	100
39	8,07	2,75	118	221	3,5	1,0	1,29	24,0	58,7	1,4	0,8	71
40	6,95	[1,02]	148	124	5,3	[0,1]	1,26	26,0	48,6	0,8	0,4	85
Mv	7,73	3,19	185	254,7	5,2	2,6	2,43	37,8	84,1	3,3	2,2	178
St.a.	0,32	0,46	143	148	1,6	1,2	1,19	27,1	46,0	1,9	1,3	61,7

Tabell 16 (forts.)

Uke	BIOLOGISK LANGTIDSLUFTER				
	ALK 4,0	SS	KOF	TOT-P	PO ₄ P
	mekv/l	mg/l	mg O/l	mg P/l	mg P/l
27	0,66	28,5	45,0	0,1	0,002
29	—	24,5	32,5	0,6	0,070
30	—	65,0	18,9	1,6	0,059
31	—	12,4	27,4	0,1	0,064
32	—	—	38,3	0,5	0,061
33	0,35	34,0	37,7	0,2	0,005
34	—	40,0	33,9	0,3	0,005
35	1,61	15,5	70,4	0,1	0,018
36	—	37,0	52,1	0,8	0,590
37	0,15	17,2	20,9	0,1	0,021
38	1,43	15,5	28,3	0,1	0,005
39	0,42	26,0	38,6	0,2	0,004
40	0,25	28,7	22,3	0,1	<0,002
Mv	—	28,7	35,9	0,3	0,070
St.a.	—	14,5	14,1	0,4	0,159

ling med jern(III)-forbindelser. Mange etterfellingsanlegg i Sverige har imidlertid i de siste år gått over til å bruke jern(III)klorid som fellingsmiddel. Dette indikerer at jern(III)-salter vil være et aktuelt alternativ også ved etterfellingsanlegg i Norge.

Toverdige jernsalter kan ikke brukes alene ved etterfelling. Jern(II)salter i kombinasjon med kalk er imidlertid tenkelig. Forsøk i halvteknisk målestokk i Hamar viste meget gode resulta-

ter [36]. Det er også rapportert om gode resultater fra et forsøk i halvteknisk målestokk i Sverige. Erfaringene er imidlertid ennå meget begrensede.

Etterfelling med kalk er brukt i flere svenske anlegg. Erfaringene viser at en kan oppnå gode resultater.

Ved de fleste etterfellingsanlegg må man dosere mer fellingsmiddel enn hva som trenges for å felle ut fosfor i henhold til støkiometriske beregninger. Dette beror på at en må overdosere kjemikalier for å få en gunstig fellings-pH. I enkelte anlegg har man problemer med at fellings-pH blir for lav. Dette beror på at når nitrifisering opptrer i det biologiske trinnet, kan så mye av avløpsvannets bufferkapasitet bli brukt opp at pH blir for lav ved tilsetning av kjemikalier. Fenomenet har flere steder vært et driftsproblem. Nitrifiseringen medfører imidlertid at kjemikalieforbruket kan senkes og bør derfor betraktes som fordelaktig. Altfor lav pH vil kunne unngås ved tilsetning av alkali eller gjennom styring av nitrifiseringen.

6.2.6 KJEMISK FELLING I BIOLOGISKE DAMMER

I PRA-prosjektet "Kjemisk felling i eksisterende rensesanlegg" ble det gjort forsøk med tilsetning

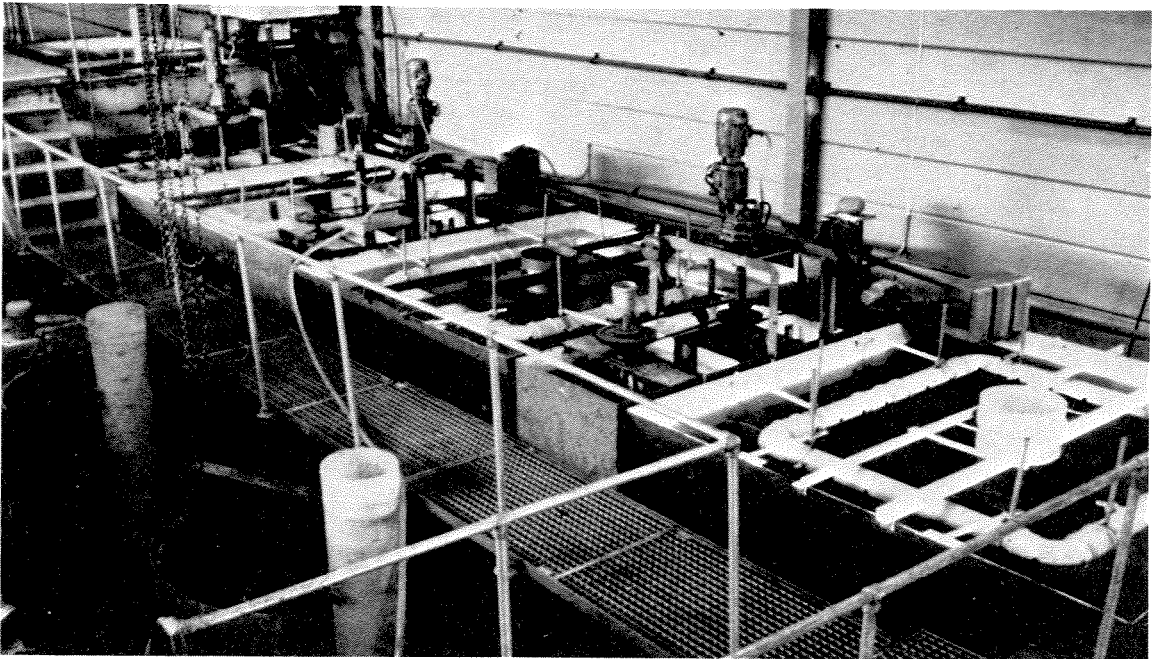


Fig. 41. Kjemisk rensetrinn ved forsøksanlegget på Kjeller.

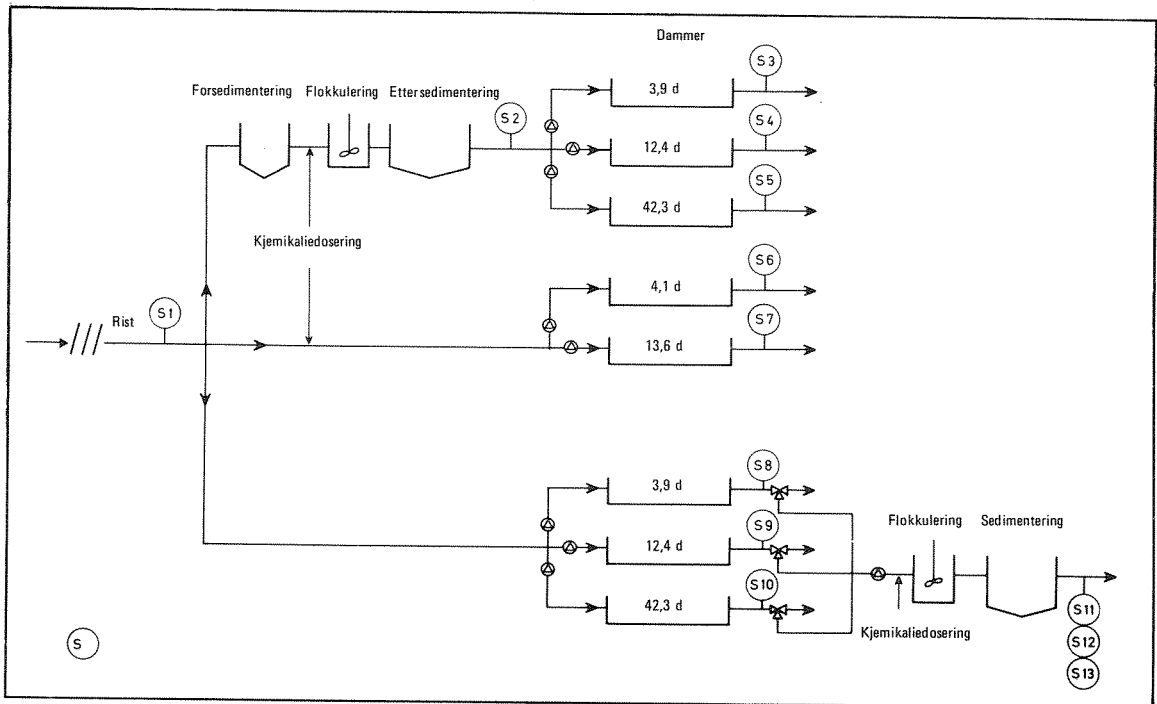


Fig. 42. Planskisse for eksperimenter i pilotskala [38].

av 150 g/m³ aluminiumsulfat til en biodam ved Losby renseanlegg i Lørenskog kommune [11].

Tabell 17. Renseresultat fra kjemisk felling i biologisk dam ved Losby [37].

Analysekomponenter	Benevning	Innløp	Utløp	Renseeffekt prosent
Total fosfor	mg P/l	9,60	2,36	75,6
Ortofosfat (filtr. prøve)	mg P/l	5,40	1,08	80,0
Kjemisk oksygenforbruk (KOF)	mg O/l	451	147	68,0
Biokjemisk oksygenforbruk (BOF ₇)	mg O/l	245	61	75,1
Suspendert stoff (SS)	mg/l	283	66	76,7

Antall prøvedager på innløpet er 6.

På utløpet er middelallet regnet av 25 prøver.

Biodammen var på 6700 m² og var belastet med ca. 1 800 personer. Dette er 3,7 m²/p, hvilket er en meget høy belastning. Retningslinjer for dimensjonering [15] setter krav om maksimum 3,5 g BOF₇/m² som tilsvarer 20 m²/p. Teoretisk oppholdstid i dammen var ca. 18 døgn. På tross

av høy belastning og en lav dosering i forhold til avløpsvannets konsentrasjon ble renseresultatene gode, som det fremgår av tabell 17.

Rensegraden er i høy grad avhengig av belastningen på dammen. Alger som følger med utløpsvannet, bidrar i vesentlig grad til å gjøre rensegraden dårligere.

Biodammer av den type det her er tale om, bør anlegges slik at slamtapping fra området i umiddelbar nærhet av utløp fra tilførselsledning kan foretas med slamsugingsbil uten at man behøver å tappe dammen for vann.

På forsøksstasjonen på Kjeller er det utført forsøk i halvt teknisk målestokk over 1 år med biodammer og kjemisk felling [38]. Tre varianter, med felling foran, felling i og felling etter dammen blir undersøkt. Forsøksopplegg og resultater som årsgjennomsnitt fremgår av tabell 18. Felling etter dammen gav gode resultater, men for at forholdene i dammen skal bli akseptable, kreves store damarealer (20 m²/p eller større). Felling i dammen gav gode resultater, men slamakkumuleringen er stor. I dammen med oppholdstid 3

Tabell 18. Renseresultater fra kjemisk felling i biologiske dammer ved Kjeller [38].

Prøvepunkt (se fig. 42)	Type avløpsvann	Oppholdstid dager	Organisk belastning, g KOF/m ² , d	KOF mg O/l	Gjennomsnittlig avløpskvalitet					
					KOF filtrert mg O/l	Total fosfor mg P/l	Total fosfor filtrert mg P/l	Total nitrogen mg N/l	Total nitrogen filtrert mg N/l	Suspendert stoff mg/l
S 1	Råkloakk	—	—	278,0	—	5,4	2,5 ¹⁾	31,0	—	210
S 2	Kjemisk rensset	—	—	101,0	—	1,8	1,2 ¹⁾	26,6	—	55
S 3	Fra dammer	3,9	22,0	83,0	50,0	0,72	0,11	17,0	24,0	46
S 4	dammer	12,4	7,0	72,0	39,0	0,43	0,16	21,1	18,0	33
S 5	dammer	42,3	2,0	66,0	38,0	0,37	0,19	26,2	15,1	40
S 6	Fra dammer med alum.sulfat tilsatt	4,1	58,0	85,0	54,0	0,55	0,22	25,0	23,1	35
S 7	dammer	13,6	18,0	80,0	43,0	0,44	0,12	21,9	19,5	43
S 8	Fra dammer	3,9	60,0	189,0	96,0	4,7	3,6	28,2	24,6	73
S 9	dammer tilført S 1	12,4	22,0	178,0	99,0	4,7	3,5	27,2	23,5	67
S 10	dammer	42,3	6,5	186,0	97,0	4,4	3,5	23,5	20,5	73
S 11	Kjemisk rensset S 8	—	—	64,0	—	0,47	—	25,0	—	19
S 12	Kjemisk rensset S 9	—	—	84,0	—	0,41	—	18,7	—	20
S 13	Kjemisk rensset 10	—	—	37,0	—	0,10	—	—	—	9

1) Fosfat fosfor

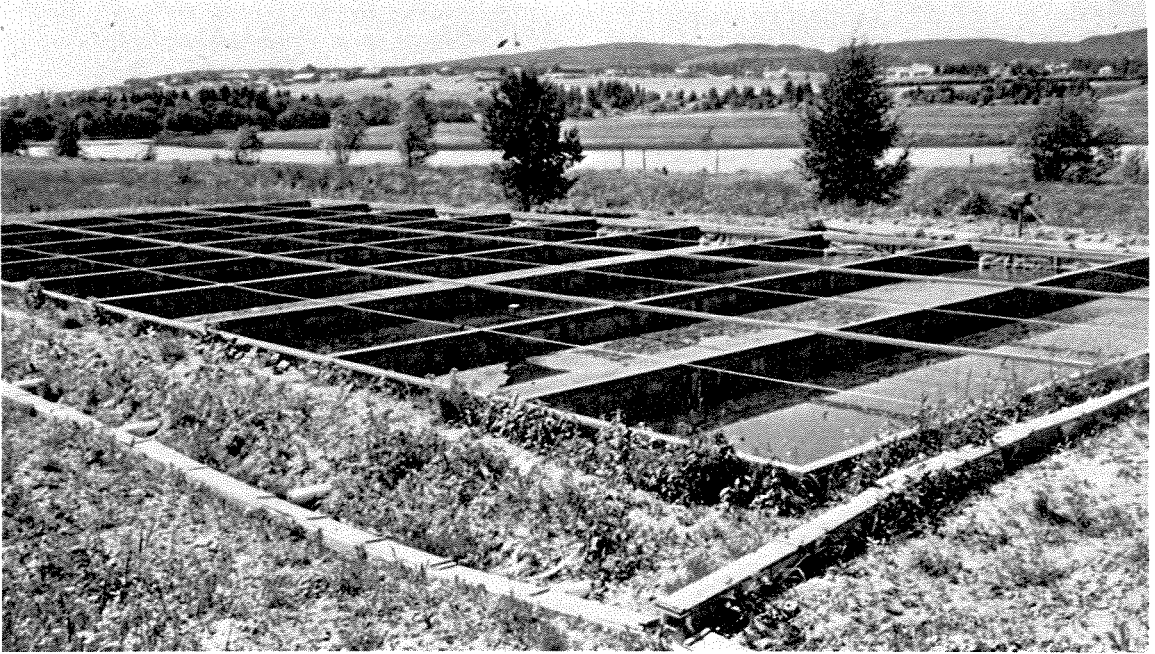


Fig. 43. Biodammer, NIVAs forsøksstasjon på Kjeller.



Fig. 44. Biodam ved Nordseter, Lillehammer.

døgn var ca. halve dammen fylt med slam etter 1 års drift. Ved å sette en biodam etter fellingsanlegget kunne en sikre gode rensresultater nesten uavhengig av hvordan fellingsanlegget virket. Dette på grunn av at nesten alt suspendert stoff som gikk ut fra fellingsanlegget, sedimenterte i den etterfølgende dammen. Når fellingsanlegget ble plassert foran dammen, minsker belastningen på denne kraftig, og det er mulig å operere med vesentlig mindre damareal enn ved felling i dammen.

På Nordseter ved Lillehammer finnes det et biodam-anlegg med felling, som har vært i drift siden 1973. Anlegget består av tre dammer, og aluminiumsulfat tilsettes mellom andre og tredje dammen. Resultatene som fremgår av tabell 19 har vært svært gode. Kjemikaliedoseringen har

Tabell 19. Nordseter rensanlegg. Prøver tatt i perioden november 1973 til august 1977.

Parameter	Innløp	Utløp	% Red.
Tot-P mg P/l	4,9	0,86	82,4
Tot-N mg N/l	28,0	18,1	35,3
BOF ₇ mg O/l	130	29	77,7
KOF mg O/l	265	83	68,6
SS mg/l	152	30	80,2
Antall prøver	15	36	

i gjennomsnitt vært 1,7 mol Al pr. mol P i innløpsvannet.

Slam er blitt fjernet to ganger fra dam nr. 2 i perioden 1973 – 78. Dammen var da halvfull

av slam. Tømmingen ble utført med hjullaster i løpet av 3 dager etter at dammen var tømt for vann, og slammet hadde tørket ut i ca. 1 måned.

Arbeidet med kjemisk felling i biologiske dammer kan konkluderes på følgende måte:

- Ved tilsetning av fellingskjemikalier til en biodam kan rensgraden med hensyn til total fosfor og organisk stoff bedres vesentlig.
- Skikkelig dimensjonerte og drevne biologiske dammer med felling i dammen gir minst like gode resultater som direkte fellingsanlegg. Om sommeren kan rensgradene komme opp mot det som oppnås i etterfellingssanlegg.
- Ved felling i biologiske dammer blir slamakkumuleringen stor. En dam med ca. 20 m² /p vil ved kontinuerlig drift trolig være fylt med slam på 10 år.
- Ved felling i biologiske dammer vil det oppetre store slamopphopninger omkring innløpet. Muligheten for innløp på flere steder i dammen vil minske dette problem.
- Ved felling i dammen vil det være en fordel å dele damarealet i flere mindre enheter. To stykker bør kunne drives vekselvis som første dam. Dette gjør det mulig ved behov å koble ut en dam og tømme denne.
- Ved å plassere en biologisk dam etter et fellingsanlegg kan driftssikkerheten bedres vesentlig. Kombinasjonen fellingsanlegg + etterfølgende dam anbefales.

7. GENERELLE SYNSPUNKTER PÅ VALG AV FELLINGSPROSESS

7.1 Generelt

Det er krevende å planlegge, prosjektere, bygge og sette i drift et kommunalt kloakkrenseanlegg. Mange faktorer skal vurderes av de ansvarlige, og ofte foreligger det begrenset kjennskap om ledningsnettets kvalitet, avløpsvannets sammensetning og de driftsforhold som vil råde den dagen anlegget står ferdig. Vi vil i denne brukerrapporten ikke gå i detalj på alle de faktorer som burde legges til grunn for valg av fellingsprosess. Det vil bli for omfattende. En oppstilling og kort diskusjon av de viktigste punktene er allikevel nødvendig.

De viktigste punktene man må ta hensyn til ved valg av fellingsprosess, er:

1. Myndighetenes krav til renseseffekt
2. Avløpsvannets mengde og sammensetning
3. Slambehandling
4. Driftsstabilitet
5. Økonomi
6. Utvidelser og prosessfleksibilitet.

7.2 Myndighetenes krav til renseseffekt

De krav myndighetene stiller til rensing av avløpsvann, vil bli lagt til grunn for valg av renseprosess. Renskravene er valgt ut fra hensyn til resipienten og dens brukerinteresser. Tabell 20 viser en oversikt over de renseseffekter man kan forvente ved ulike prosess-kombinasjoner.

Tabell 20 forutsetter behandling av kommunalt avløpsvann bestående av 200 l/p·d spillvann og 200 l/p·d infiltrasjonsvann og spesifikk forurensningsproduksjon på 70 g BOF₇/p·d, og 2,5 g P/p·d.

7.3. Avløpsvannets mengde og sammensetning

7.3.1 AVLØPSVANNETS MENGDE

Avløpsvannets mengde og variasjon i tid vil være en viktig faktor i vurderingen av ulike fellingsprosesser. Vi vet at svært mange biologiske anlegg med og uten tilsetning av kjemikalier er ute av drift store deler av året på grunn av store vannmengder inn på anlegget i nedbørsperioder. I områder med fellessystem vil en naturligvis forvente store vannmengder i nedbørsperioder, men dette kan ofte være tilfelle også ved separatsystemet. Regnvannsoverløp må legges inn foran renseanlegget for å beskytte anlegget mot vannmengder større enn den hydrauliske kapasitet anlegget er bygget for. Ofte finnes disse overløpene, men de er så galt konstruert og innstilt at skaden inntreffer allikevel i form av slamflukt fra anlegget. Det er derfor svært viktig at ledningsnettets tilstand tas med i vurderingen av fellingsprosess. Det har liten hensikt å velge simultanfelling i tilfeller hvor en trekker i tvil om det biologiske trinnet vil kunne virke. Det bør i så fall vurderes om å bygge fordryningsbasseng i tilknytning til anlegget. Figur 45 viser hvordan nedbør og slamtap kan følge hverandre dersom forholdene ligger til rette for det. Eksemplet er hentet fra et eksisterende anlegg i Telemark fylke.

Store avløpsmengder som skyldes industriutslipp, spyling av ledninger, tømning av svømmebad eller lignende vil selvfølgelig kunne ha samme negative innvirkning på et renseanlegg tilsvarende det vi ofte erfarer i nedbørsperioder. Det er allikevel den kjemiske sammensetning av disse utslippene som oftest forstyrrer en fellingsprosess.

Tabell 20. Oversikt over prosess-kombinasjoner, forventede renseeffekter og restkonsentrasjoner basert på årsgjennomsnitt [15].

		Organisk stoff (BOF ₇)		Total fosfor (Tot. P)		Suspendert stoff (SS)	
		Rest-kons. g BOF ₇ /m ³	Renseeffekt %	Rest-kons. g P/m ³	Renseeffekt %	Rest-kons. g SS/m ³	Renseeffekt %
Mekanisk	FB → S	110 – 130	25 – 35	5 – 6	10 – 15	70 – 100	40 – 60
Primærfelling	FB → F → S	40 – 60	65 – 75	0,4 – 0,8	85 – 95	10 – 20	85 – 95
Sekundærfelling	FB → S → F → S	40 – 60	65 – 75	0,4 – 0,8	85 – 95	10 – 20	85 – 95
Aktivslam ¹⁾	FB → S → L → S	10 – 30	80 – 95	5 – 6	15 – 20	10 – 30	80 – 95
Biofilter/Biorotor	FB → S → BFR → S	15 – 35	80 – 90	5 – 6	15 – 20	15 – 35	80 – 90
Biodam	FB → BD	20 – 70	65 – 85	4 – 5	20 – 30	20 – 60	65 – 80
Simultanfelling	FB → S → L → F → S	10 – 30	85 – 95	0,4 – 0,9	80 – 95	10 – 30	80 – 95
Biofilt./Biorot. m/fell.	FB → S → BFR → S → F → S	10 – 20	85 – 95	0,4 – 0,8	85 – 95	10 – 20	85 – 95
Forfelling	FB → F → S → L/BFR → S	10 – 25	85 – 95	0,4 – 0,8	85 – 95	10 – 30	80 – 95
Etterfelling	FB → S → L/BFR → S → F → S	10 – 15	90 – 95	0,3 – 0,5	90 – 95	5 – 15	90 – 95
Biodam m/fell.	FB → BD	10 – 60	65 – 95	0,4 – 1,6	75 – 95	10 – 50	70 – 95
Biodam m/forfell.	FB → F → S → BD	10 – 50	70 – 95	0,4 – 0,7	90 – 95	10 – 40	75 – 95
Biodam m/etterfell.	FB → BD → F → S	10 – 40	75 – 95	0,4 – 0,5	90 – 95	5 – 15	90 – 95

¹⁾ Aktivslamprosessen kan brukes i ulike prosessutforminger. Det vises til håndbøker.

7.3.2 AVLØPSVANNETS SAMMENSETNING

Alkalitet

Det er viktig at man så godt som mulig har klarlagt avløpsvannets kjemiske egenskaper og variasjoner før fellingsmiddel velges. En av de viktigste parametrene er alkalitet. Alkalitet er som kjent et uttrykk for avløpsvannets evne til å motstå pH-endringer. Høy alkalitet betyr at det skal store mengder kjemikalier til for å endre pH. En lav alkalitet betyr det motsatte.

Vi har tidligere diskutert hvordan tilsetning av aluminium- og jernsalter "forbraker" alkalitet (se pkt. 4.2., 4.3). Ved bruk av kalk vil tilsvarende skje, og det vil bli dannet kalsiumkarbonat. Dette er beskrevet under pkt. 4.4.

Figur 46 viser hvordan nødvendig dosering av aluminiumsulfat varierer med alkaliteten i det vannet som skal felles. Kurvene er støkiometrisk beregnet og forutsetter pH før felling lik 7,0. Det inntegnede eksempelet viser at når alkaliteten i råvannet er 3,0 mekv/l må man dosere 240 g aluminiumsulfat/l for å komme ned til pH=6,0.

Tabell 21 viser eksempler på sammensetning av ulike typer avløpsvann. Type A betegner et fortynnet avløpsvann, type B, C og D betegner et avløpsvann med normale konsentrasjoner og type E betegner et mer konsentrert avløpsvann.

Tabell 21. Eksempler på sammensetning av avløpsvann med ulik alkalitet [44].

Type	Temp.	pH	Alk. mM	Tot-P mg/l	PO ₄ -P mg/l
A	10°C	7,5	1,0	1,5	1,0
B	10°C	7,5	2,0	4,0	2,7
C	10°C	7,5	3,0	8,0	5,0
D	10°C	7,5	4,0	11,0	7,5
E	10°C	7,5	5,0	15,0	10,0

Alkalitet kan angis på forskjellige måter. De vanligst forekommende er følgende:

1 mekv/l (milliekivalent pr. liter) =
 50 mg CaCO₃/l (mg kalsiumkarbonat/l)=
 10 mg 0,1 N HCL/l (0,1 Normal Saltsyre/l).

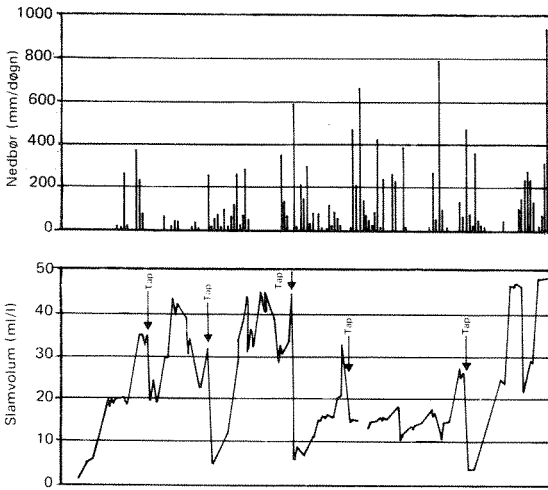


Fig. 45. Sammenheng mellom nedbør og slamtap ved et simultanfellingsanlegg [43].

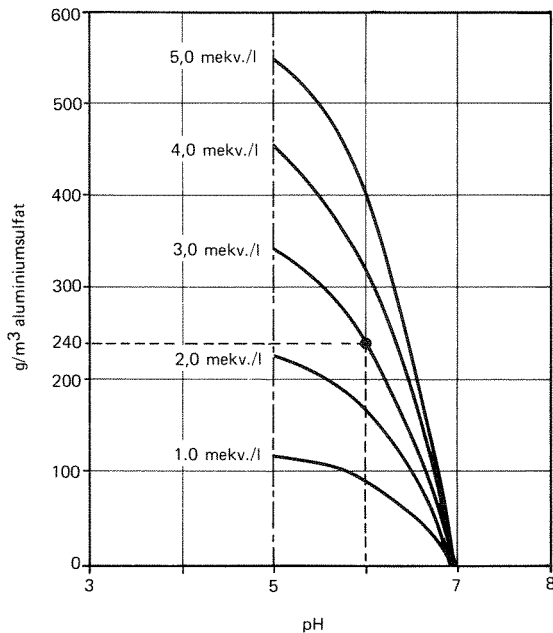


Fig. 46. Dosering av aluminiumsulfat som en funksjon av alkalitet i råvannet.

Hvordan avløpsvannets alkalitet påvirker kalkforbruket for å oppnå en bestemt pH-verdi, er angitt i figur 46.

Basert på råvannets alkalitet og pH kan vi angi følgende vurdering for valg av fellingskjemikalier.

Lav alkalitet gjør at man ved bruk av aluminium og jern kan få for lav pH i fellingstrinnet, eller at man får for lav dosering ved optimal pH. Ved bruk av kalk kan man også oppleve at fellingsbetingelsene blir ugunstige ved lav alkalitet i råvannet. Dette kan skje fordi karbonatinnholdet ved lav alkalitet er lite, og kalsiumkarbonatfelling blir utilstrekkelig. Vet man at det er gjennomgående så lav alkalitet i råvannet at de ovennevnte problemer kan oppstå, bør det vurderes å benytte tilleggs-kjemikalier som øker alkaliteten før dosering av fellingsmiddel. Lav alkalitet kan også oppstå på grunn av nitrifikasjon i simultanfellingsanlegg og etterfellingsanlegg. Valg av fellingsmiddel bør også her inkludere en vurdering av kjemikalier som øker alkaliteten. Høy alkalitet i råvannet gjør at man ved bruk av jern og aluminium kan få for høy pH i fellingstrinnet. For å få en riktig pH vil en bruke store doseringer. Dette siste gjelder også kalkfelling. Overdosering gir økt slamproduksjon. Vet man at det gjennomgående er høy alkalitet i råvannet, bør man ved aluminium- og jernfelling vurdere å bruke pH-justerende midler, som f.eks. svovelsyre.

Organisk stoff

Industriutslipp tilknyttet det kommunale avløpsnett kan ofte forårsake store organiske belastninger på renseanleggene.

Dersom det organiske stoffet fra industriutslippet er biologisk nedbrytbart, bør det vurderes nøye om ikke simultanfelling eller etterfelling burde benyttes. Svært ofte vil en finne at det ikke tas hensyn til bidraget fra industrien, og kravet til renseseffekter er satt uavhengig av industriutslippet. I de tilfeller hvor det organiske stoffet fra industrien er hovedsakelig i løst form, vil bare en ubetydelig del fjernes i det kjemiske trinnet. Det henvises i denne forbindelse til PRA 23 "Behandling av avløpsvann fra næringsmiddelindustri i kommunale renseanlegg" [40] hvor det

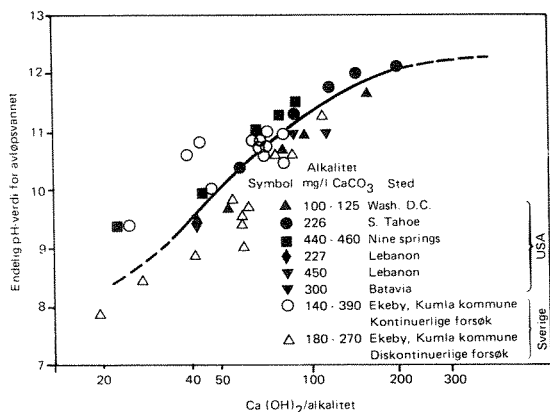


Fig. 47. Nødvendig kalkdose for å oppnå pH = 11,0 ved varierende alkalitet [39].

påvises at kjemiske renseanlegg kan bli alvorlig forstyrret av utslipp fra næringsmiddelindustrien.

Tungmetaller

Tungmetaller fra metallbearbeidende industri vil for en stor del fjernes ved kjemisk felling. Undersøkelser utført ved Norsk institutt for vannforskning ga resultater som anvist i tabell 22. Serie 1, 2 og 3 angir økende konsentrasjon av tungmetaller. Dette betyr ikke at en kan unnlate å fjerne metaller ved industrien før utslipp på kommunalt nett.

Ved lave konsentrasjoner av tungmetaller er disse stort sett knyttet til partikulært materiale og felles ut sammen med suspendert stoff. Når konsentrasjonene er høye (> 1000 µg/l) vil en få ønskede rensegrad med økende pH, og kalk vil være det mest effektive fellingsmiddel. Imidlertid bør tungmetallkonsentrasjonen i kommunalt avløpsvann normalt være så lav at rensegraden er uavhengig av fellingsmiddel.

7.4 Slambehandling

Valg av fellingskjemikalier i et renseanlegg og renseanleggets slambehandling bør ses under ett. I svært mange tilfeller blir ikke dette gjort, med den følge at slamvannet påvirker renseanleggets drift i negativ retning. Dette gjelder spesielt

primær- og sekundærfellingsanlegg. Slamvannet endrer råvannets mengde og sammensetning i så stor grad at fellingsprosessen blir "ute av balanse", særlig i tilfeller der det tas septikslam inn på renseanlegget. Slamvannsmengdene fra fortykkere og avvanningsutstyr vil da bli relativt stor i forhold til avløpsvannmengden. Selv om det benyttes utjevning av slamvannet over døgnet, vil det kunne medføre økt kjemikalieforbruk og nedsatt renseeffekt i anlegget, avhengig av hvilke prosesser som benyttes på slamsiden.

Vi kan skille mellom følgende slamvannstyper:

1. Slamvann fra ustabilisert slam.
2. Slamvann fra kalkstabilisert slam.
3. Slamvann fra aerobt stabilisert slam.
4. Slamvann fra anaerobt stabilisert slam.

Vi skal ikke diskutere i detalj påvirkningen av de ulike slamvannstypene ved bruk av forskjellige fellingskjemikalier. Påvirkningen vil være sterkt avhengig av slamvannsmengden i forhold til avløpsvannmengden, hvor i prosessen slamvannet tilsettes og om det anvendes fordrøyning av slamvannet før det ledes inn på renseanlegget.

I Norge er kalkstabilisering og aerobt stabilisering de vanligste måter å stabilisere slam på. Arbeid utført av NIVA [41] viser slamvannstypenes innvirkning på renseanlegget hvor aluminiumsulfat benyttes som fellingsmiddel. Dette arbeidet konkluderer med følgende:

1. Slamvannsmengden må holdes så lav som mulig i forhold til det avløpsvannet som skal renses. Det vil derfor være ønskelig at det er et utjevningsvolum for slamvann. På den måten kan slamvannreturen til renseanlegget utjevnes over hele døgnet og dermed reduseres innblandingsforhold drastisk.
2. Det er viktig at slamvannet holdes så rent som mulig. Dette oppnås ved å kjøre med en høy gjenvinningsgrad på avvanningsmaskinene. I dag er det ofte slik at tørrest mulig slamkake er det eneste som teller, men da kan problemene komme igjen ved dårlig slamvann.
3. Slamvann fra kalkstabilisert slam har høy pH (> 12). Dette medfører en pH- og alkalitetsøkning på blandingen slamvann/avløpsvann. For å nå ned til optimal fellings-pH, må

Tabell 22. Prosent fjerning av tungmetallene kadmium (Cd), kobolt (Cc), krom (Cr), kobber (Cu), mangan (Ma), bly (Pb), nikkel (Ni), sink (Zn), suspendert stoff (SS), kjemisk oksygenforbruk (KOF), fosfor (tot P) og orto-fosfat (PO₄-P). Fjerningen er beregnet ut fra rå-kloakk.

Fellings-kjemikalie	Serie nr	Dosering g/m ³	SS	KOF		Tot P		PO ₄ P		Cd		Cc		Cr	
				Ufil-trert	Fil-trert	Ufil-trert	Fil-trert	Ufil-trert	Fil-trert	Ufil-trert	Fil-trert	Ufil-trert	Fil-trert	Ufil-trert	Fil-trert
Aluminium	1	22,8 Al	84							51		35			56
Aluminium	2	8,5 Al	94	24	27	96	93	>95	>95	33		33		59	61
Aluminium	3	9,0 Al	84	57	62	83	96	26	33	0		10		8	12
Jern(III)	1	47,2 Fe	68							50		36			75
		22,9 Fe	83	11		83				89		0			34
Jern(III) + kalk	2	78,0 Ca(OH)			25		90		>95			0			57
		26,8 Fe	86	58		84			71		48			5	
Jern(III) + kalk	3	56,2 Ca(OH) ₂			58		96		85			51			4
Kalk	1	360,8 Ca(OH) ₂	73						78		74				39
Kalk	2	378,2 Ca(OH) ₂	80	27	35	79	90	71	>90			>56		50	59
Kalk	3	292,0 Ca(OH) ₂	35	56	62	84	97	88	>99	88		98		13	13

Tabell 22. (forts.)

Fellings-kjemikalium	Serie nr	Dosering g/m ³	Cu		Mn		Pb		Ni		Zn		
			Ufil-trert	Fil-trert	Ufil-trert	Fil-trert	Ufil-trert	Fil-trert	Ufil-trert	Fil-trert	Ufil-trert	Fil-trert	
Aluminium	1	22,8 Al	69				86		31			61	
Aluminium	2	8,5 Al	92	92	13	17	>96	>96				93	94
Aluminium	3	9,0 Al	64	79	8	14			18	24		27	35
Jern(III)	1	47,2 Fe	55				80		40			51	
		22,9 Fe	69		47		60					83	
Jern(III) + kalk	2	78,0 Ca(OH)		76		60		>96					98
		26,8 Fe	79		31				52			76	
Jern(III) + kalk	3	56,2 Ca(OH) ₂		90		36				57			94
Kalk	1	360,8 Ca(OH) ₂	53				81		55			89	
Kalk	2	378,2 Ca(OH) ₂	74	80	92	99	>96	>96				>99	
Kalk	3	292,0 Ca(OH) ₂	ca 85	92	89	>99			90	94	90	99	

aluminiumsulfat overdoseres for pH-justering. Kalkstabilisering bør derfor unngås dersom det felles med aluminiumsulfat eller jern alene.

4. Retur av slamvann fra aerob stabilisering har liten innvirkning på fellingsforløpet i et kjemisk renseanlegg uansett type fellingsmiddel. Dette slamvannet bør allikevel ledes inn i et fordryningsbasseng før det ledes inn på renseanlegget.

7.5 Driftsstabilitet

Når man skal diskutere driftsstabilitet, er det naturlig å sammenlikne renseprosesser som man

forventer skal gi omtrent tilsvarende renses effekter. Dette gjelder primærfelling kontra sekundærfelling, og det gjelder simultanfelling kontra etterfelling.

Renseanlegget består av ulike prosessenheter koblet i serie. Generelt kan man si at driftsstabiliteten øker for hver prosessenhet. Dette gjør at man får større driftsstabilitet i den kjemiske fellingsprosessen ved sekundærfelling enn ved primærfelling. Forsedimenteringsbassenget fjerner størstedelen av det sedimenterbare stoffet slik at vannet blir enklere å behandle. Likeledes vil fosforinnholdet være mindre etter mekanisk rensing.

På samme måte vil etterfelling være mer driftstabil enn simultanfelling. Det biologiske rensetrinn virker utjevne på vannkvaliteten slik at høye konsentrasjoner som kan virke forstyrrende på fellingsprosessen, blir redusert. Selve doseringen kan også gjøres mer korrekt enn ved simultanfelling. Ved etterfelling har man større muligheter til å styre fellingsprosessen under optimale betingelser.

Etterfellingsanlegg vil også kunne ta opp eventuelle slamfluktproblemer fra det biologiske rensetrinn uten at den totale renseseffekt for anlegget reduseres.

Ved små anlegg kan man også vurdere bruk av biologiske dammer etter et kjemisk rensetrinn for å oppnå stabile renseresultater.

7.6 Økonomi

Økonomi vil alltid influere på valg av fellingsprosess. De ulike fellingsprosesser danner renseanlegg med ulik størrelse og ulik maskinelt utstyr. Driftsutgiftene vil også variere fra fellingsprosess til fellingsprosess. For å illustrere forskjell i investeringskostnader for de forskjellige prosesser er det i tabell 23 satt opp nødvendig bassengareal. Forutsetningene er basert på "STFs retningslinjer for dimensjonering av kloakkrenseanlegg" [15].

Tabell 23. Sammenligning av bassengareal for forskjellige kjemiske fellingsprosesser. Anleggsstørrelse 2000 pe.

Prosessenehet	m ² bassengareal ¹⁾			
	Primær-felling	Sekundær-felling	Simultanfelling m/aktivslam	Etterfelling m/aktivslam
Sandfang	3	3	3	3
Forsedimentering		20		
Luftebasseng			120	62
Mellomsedimentering				54
Flokkulering	10	10	3	10
Ettersedimentering	45	45	65	65
Fortykking	6	6	5	5
Slamsilo	32	32	25	27
Sum bassengareal ¹⁾	96	116	221	226

¹⁾ For å få totalt bebygget areal må man legge til serviceseksjon, maskinrom, containerrom etc. Dette er imidlertid uavhengig av prosessvalg.

Forutsetninger:	
Personekvivalentbelastning	2000
Q _{dim}	45 m ³ /h
Bassengdybde	3 m
Slambelastning etterfelling	0,3 kg BOF ₇ /kg SS, d
» simultanfelling	0,15 kg KOF/kg SS, d
Slamproduksjon etterfelling	115 g SS/p.d.
» simultanfelling	105 g SS/p.d.
» primær- og sekundærfelling	135 g SS/p.d.
Tørrestoffbelastning fortykker	50 g SS/m ² . d
Tørrestoff etter fortykking	2%
Slamoppholdstid slamsilo	7 døgn

Tabellen viser at bassengareal for et simultanfellingsanlegg og et etterfellingsanlegg med aktivslam vil være svært like. Etterfellingsanlegg vil allikevel være noe dyrere på grunn av at anlegget inneholder flere bassenger, og materialbruken blir derfor større. Merknadene vil allikevel ikke være høyere enn at dette bør kunne vurderes mot høyere driftsstabilitet.

Driftskostnadene for primærfelling og sekundærfelling vil være tilnærmet like.

7.7 Utvidelser og fleksibilitet

Alle renseanlegg bør alltid prosjekteres med tanke på kapasitetsutvidelse og utvidelse med nye rensetrinn.

Konsesjonsmyndighetene har i sine utslippstillatelser som regel forbehold om kapasiteter og renseseffekter innenfor bestemte tidsperioder. Planleggere av renseanlegg bør derfor ha klarlagt tempoplaner for utvidelser på grunn av høyere rensekraft og økte tilknytninger. Avhengig av denne tempoplan, er kravene til utvidelsesmuligheter og fleksibilitet større eller mindre. For planleggeren vil krav til fleksibilitet være den største utfordring ved valg av renseprosess. Noen stikkord her vil være:

- Fellingsprosessen kan endres på grunn av den tekniske utvikling eller på grunn av driftserfaringer.
- Variasjon i tilførselen kan tilsi ulik belastning av ulike rensetrinn.
- Utvidelsestakten kan tilsi flere hydrauliske linjer for bedre styring av prosessen (f.eks. ved lav tilrenning i den første perioden anlegget er i drift).
- Utvidelser bør kunne gjøres med minimale inngrep i det eksisterende anlegg.

8. DRIFT – DRIFTSKONTROLL DRIFTSPROBLEMER

8.1 Generelt

Driftsrutiner er avhengig av de tekniske løsninger som er valgt på det enkelte anlegg, og vedlikehold av maskinelt utstyr kan variere med ulike fabrikkat/leverandører. I denne rapporten omtales bare driftskontroll og driftsproblemer ved de enheter som er spesielle for kjemiske renseprosesser.

Generelt vises det til at utslippstillatelsene forutsetter at det utarbeides driftsinstruks for ethvert renseanlegg. Denne bør utarbeides i tråd med "Normgivende driftsinstruks for avløpsrenseanlegg", utgitt av Statens forurensningstilsyn [42]. I tillegg til denne generelle driftsinstruksen skal det være en drifts- og vedlikeholdsinstruks for det tekniske utstyret (maskinelle installasjoner, ventilasjonsanlegg mv.)

Flere faktorer kan innvirke på et anleggs driftsstabilitet. Avløpssambandet Nordre Øyeren

(ANØ) har undersøkt driftsstabiliteten ved enkelte anlegg som de har oppsyn med. Tabell 24 viser en del resultater fra denne undersøkelsen.

8.2. Kjemikalielager

8.2.1 BRODANNELSE, KLUMPING

Avhengig av kjemikalitet, sikkerhet mot kondens m.v., risikeres klumping og brodannelse i silo. Dette kan medføre stans i utmatningen, og ved volumetrisk kontrollert dosering får man ingen indikasjon på dette uten manuell kontroll (jfr. pkt. 5.4.1). Brodannelser er oftest et problem ved lagring av hydratkalk, men kan også oppstå ved andre kjemikalier og da spesielt når det er lite kjemikalier igjen.

Tabell 24. Oversikt over antall registrerte årsaker til driftsproblemer ved kjemiske renseanlegg i ANØ-området perioden 1.1.75 – 1.1.79.

Type renseanlegg	Dimensjonerende belsatning i person- ekvivalenter (pe)	Årsaker til driftsforstyrrelser								
		Ytre årsaker				Indre årsaker				
		Før lite tilrenning	Før mye tilrenning	Støtbelastning	Dosering	Dårlig sirkulasjons- forhold	Maskinell svikt	Feli ved automatikk	Havari	
Sekundærfelling	2500	–	3	2	5	3	4	5	–	
»	2500	1	4	1	3	1	2	6	–	
»	2500	8	–	5	2	–	4	2	2	
»	2500	5	4	–	8	7	7	7	4	
»	2500	–	5	1	14	5	7	11	2	
»	2500	2	6	–	4	4	1	3	5	
»	5000	–	4	3	16	2	8	8	3	
»	13000	–	2	1	12	–	4	11	8	
Simultanfelling	50	–	–	–	3	10	1	–	–	
»	170	–	6	–	1	10	–	–	–	
»	250	–	–	–	6	3	–	2	–	
Sum hendelser		16	34	13	74	45	38	55	24	

8.3 Kjemikaliedosering

8.3.1 DOSERINGSMENGDEN

Kjemikaliedoseringen bør kontrolleres hyppig. Dette gjøres ved at man over en periode (1 – 5 minutter) samler opp kjemikaliet og veier det. Vannmengden i samme periode kontrolleres, og doseringen i $\text{g/m}^3 = \text{mg/l}$ beregnes. Dersom doseringen skjer ved periodisk innslag av doserings-skruen styrt av vannmåler eller tidsur, kontrolleres at skruen gir den tilsktede mengde pr. om-dreining eller pr. minutt, og at gangtid – pause-tid er som forutsatt. Ved våtdosering kontrolleres ml/pumpeslag, ml/min. e.l. Det forutsettes at vannføringsmålerens kalibrering kontrolleres regelmessig.

Er avvikelserne i doseringen større enn ± 5 prosent fra det som er innstilt, undersøkes følgende punkter:

- Ujevn utmatning (brodannelse, klumper m.v.)
- Slitt skrué, belegg på skruen
- Feil på vannmåleren eller styringsautomatiken
- Feil montering av doseringspumpe (nivået i beholderen påvirker pumpekapasiteten)
- Tilstopping av ventiler
- Ventiler som ikke lukker (kjemikaliet i retur/suger luft)
- Eventuelt andre. (Avhengig av løsning på det enkelte anlegg.)

Ved simultanfelling og etterfelling kan dessuten alkaliteten reduseres ved at det oppstår nitrifikasjon i den biologiske prosessen. Dette skjer ofte dersom den biologiske prosessen er lavt belastet og kan da medføre at pH-verdien ved nødvendig kjemikaliedosering kommer under området for tilfredsstillende fosforfelling. Det kan da være nødvendig med pH-justering ved tilsetning av alkali (kalk, soda, lut, natriumbi-karbonat).

For å bestemme riktig kjemikaliedosering kan man benytte seg av en vurdering av fnokkdannelse i flokkuleringen og kontroll av pH-verdi. For en skikkelig optimalisering anbefales at det gjennomføres jar-tester hvor en måler reduksjon

av fosfor. På prosjekteringsstadiet bør dette utføres for flere fellingskjemikalier slik at riktig valg ut fra effektivitet og kostnader kan gjøres.

8.4. Flokkulering

8.4.1 FNOKKOPPBRYTNING

Dette er registrert som et problem på en del anlegg, og årsakene er oftest å finne i følgende forhold:

- For høy hastighet på omrørere i flokkuleringsbasseng.
- Intens lufting i flokkuleringsbasseng eller for sterk lufting i simultanfellingsanlegg.
- For stor hastighet i kanaler og rør mellom flokkulerings- og slamseparasjonsenheter ($> 0,1 - 0,2 \text{ m/s}$ ved Q_{maxdim}).
- Terskler og vannstandssprang mellom flokkuleringsbassengene eller i overføringer til separasjonsenheten.

8.4.2 FLYTESLAM – AVSETNINGER

Flyteslam fjernes etter behov. Bunnavsetninger i flokkuleringsbassengene fjernes eller settes i sirkulasjon (f.eks. ved hjelp av luft). Dette er oftest et problem ved primær- og forfellingsanlegg og har medført at omrørere har stanset.

8.5 Driftsproblemer med øvrig utstyr og automatikk

8.5.1 VANNFØRINGSMÅLERE

Vannføringsmålere er ofte feil kalibrert slik at de registrerer vannføringene galt. Dette har direkte innvirkning på doseringsmengden av fellingskjemikalier. Vannføringsmålere gir likeledes ofte gale utslag på grunn av skumming, bunnavsetninger, gjengroing av boblerør, elektrisk "signalstøy" eller feil plassering av nivåføleren.

8.5.2 pH-MÅLERE

Måling av pH med stasjonære pH-metere hvor elektroden står direkte i vannstrømmen, har ofte

gitt gale verdier på grunn av for sjelden kalibrering. Elektroder vil kunne få et belegg på grunn av begroing etc. Dette er en feilkilde som bare kan bøtes på ved tilstrekkelig rengjøring.

8.5.3 REGULERINGSAUTOMATIKK

De fleste driftsproblemer på kjemiske renseanlegg i dag knytter seg til automatisk regulering og styring. Dette skjer til tross for at reguleringssystemene alt overveiende er bygget opp av vedlikeholdsfrie komponenter som for øvrig er enkle å bytte ut og erstatte med nye. Grunnen til at man finner så mange styringsproblemer her, finnes i manglende forståelse for virkemåte og riktig bruk.

8.6. Feilsøking

For kontroll av renseseffekter og stofftransport i et anlegg er analyser av suspendert stoff, total fosfor og ortofosfat på døgnprøver av innløps- og utløpsvann nødvendig. Kontroll av stofftransporten krever også at vannmengden er kjent.

Med utgangspunkt i analyseresultatene på utløpsvannet kombinert med målinger av siktedyp og sedimenterbart stoff, har man et grunnlag for å finne hvilke prosessenheter som eventuelt forårsaker dårlige driftsresultater.

De øvrige parametre kan vurderes ut fra tabell 25. Tabellen er veiledende, og verdiene kan vari-

ere med anleggstype, konstruksjon, innløpsvannets kvalitet mv.

I det følgende er det gitt en sjekkliste for feilsøking, men det understrekes at problemet kan forårsakes av flere enheter samtidig, og at ikke alle indikasjoner på hver enhet behøver å opptre selv om enheten fungerer dårlig.

8.6.1 DÅRLIG UTFELLING

Indikasjoner på dette er:

- Høyt innhold av ortofosfat (analysert på filtrert prøve)
- Høyt innhold av total fosfor.

Årsaken til dårlig utfelling er at de kjemiske betingelsene i prosessen ikke er tilfredsstillt. Følgende bør kontrolleres:

- Doseringsmengde
- pH i fellingsstrinnet
- Innblandingen av fellingsmiddel i avløpsvannet

8.6.2 DÅRLIG FLOKKULERING

En indikasjon på dette er:

- Lavt innhold av ortofosfat, men høyt innhold av total fosfor
- Høyt innhold av suspendert stoff
- Dårlig siktedyp.

Dersom flokkuleringen er utilfredsstillende, bør følgende kontrolleres:

Tabell 25. Orienterende verdier for vurdering av analyser i utløpsvann.

	Siktedyp ¹⁾ (cm)			Sedimenterbart stoff (ml/l)			Suspendert stoff			Total fosfor (g P/m ³)		
	I	II	III	I	II	III	I	II	III	I	II	III
Bra	>120	>100	>120	<0,1	<0,1	<0,1	<20	<20	<20	<0,5	<0,5	<0,4
Akseptabelt	60–120	40–100	60–120	0,1–0,3	0,1–0,3	0,1–0,3	20–30	20–30	20–30	0,5–1,0	0,5–1,0	0,4–0,7
Dårlig	<60	<40	<60	>0,3	>0,3	>0,3	>30	>60	>30	>1,0	>1,0	>0,7

- I = Primærfelling/Sekundærfelling
- II = Simultanfelling
- III = Etterfelling

¹⁾ I spissbunnete sedimenteringsbassenger uten slamskraper vil det legges seg et slamteppe som kan få innvirkning på vurdering av siktedypet i det "gode" området. Det kan da være vanskelig å måle siktedyp over 70–80 cm.

- Er innblandingen av fellingsmiddel i avløpsvannet tilfredsstillende?
- Finnes det terskler eller trange passasjer mellom bassengene, som kan medføre fnokkoppbrytning?
- Er pH-verdien riktig for det fellingsmiddel som brukes slik at sedimenterbare fnokker kan dannes og ”felle ut” det suspenderte stoffet i avløpsvannet? Dersom pH er riktig, utfellingen er god, og det ikke er sedimenterbart stoff i avløpsvannet, kan dette tyde på at doseringen ikke er tilstrekkelig til å danne sedimenterbare fnokker. En bør da forsøke å øke doseringen. Det er vesentlig å ha kontroll med pH-verdien og eventuelt justere denne med andre kjemikalier.
- Er omrøringsintensiteten i flokkuleringsbassengene riktig?
- Er oppholdstiden i flokkuleringsbassengene tilstrekkelig?

8.6.3 DÅRLIG SEDIMENTERING

Indikasjoner på dette er:

- Høyt innhold av sedimenterbart stoff i utløpsvannet
- Dårlig siktedyp

Arsakene til dårlig sedimentering kan være:

- Hydraulisk overbelastning
- Raske svingninger i hydraulisk belastning
- Ugunstige strømningsforhold
- Uheldig slampumpe-/skraperutine
- For stor hastighet på skrape
- Slamakkumulering.

9. ANLEGG- OG DRIFTSKOSTNADER

9.1 Anleggskostnader

Under arbeidet med PRA ble det i 1976 innhentet opplysninger om anleggskostnadene for en del primær- og sekundærfellingsanlegg. Dette materialet er senere supplert med data for flere anlegg hvor også etterfellingsanlegg er med. På dette grunnlaget er det laget generelle kostnadskurver for anleggskostnadene. Disse finnes i figurene 48 og 49 hvor også de enkelte observasjoner er vist. Som man ser er spredningen stor og slike kurver må derfor ikke tillegges for stor vekt.

Kurvener er laget ut fra følgende forutsetninger:

- Kostnadene omfatter bygge-, maskin-, elektro- og ventilasjonsarbeid, eksklusiv prosjektering, administrasjon m.v. og avgifter.
- Anleggskostnadene er oppjustert til prisnivå desember 1978 etter Stormbull indeks 1A (totale byggeomkostninger inkl. rørlegger og elektriker) når det gjelder bygge-, maskin- og elektrofanene. Ventilasjonskostnadene er justert etter Stormbull indeks 5 (ventilasjonsarbeider).
- Utvendige ledningsarbeider, adkomstveg m.v. er ikke inkludert.

Av vesentlig betydning for det reelle kostnadsnivå kan nevnes:

- Den generelle situasjon på arbeidsmarkedet kan influere på anbudskonkurransen.
- Kostnadsnivået kan variere i ulike distrikter.
- Ønsket standard på så vel bygningsmessige som tekniske installasjoner.
- Spesielle forhold med hensyn til grunn m.v.

Prosessvalget synes i mindre grad å influere på kostnadene dersom man betrakter enhetspris i

kroner pr. m^2 . Dette betyr at dersom et anlegg krever en total grunnflate på f.eks. $500 m^2$, er det av mindre betydning for kostnadene om dette er et primær- eller etterfellingsanlegg. Tar man utgangspunkt i vannmengde pr. døgn (evt. Q_{dim}), har prosessvalget betydning, da et etterfellingsanlegg vil kreve større areal enn de øvrige. (Jfr. pkt. 7.6.)

I figur 48 er vist enhetsprisen i kroner pr. m^2 som funksjon av anleggsstørrelsen (grunnflate inkl. serviceroom m.v.). Figuren er utarbeidet på grunnlag av kostnadsdata for 26 anlegg i størrelser fra $76 m^2$ til $4\ 200 m^2$.

Av disse er 7 primærfellingsanlegg, 12 sekundærfellingsanlegg, 1 biologisk anlegg (aktivt slam), 1 simultanfellingsanlegg og 5 etterfellingsanlegg. På anlegg med biorotor, biofilter og utstyr for maskinell avvanning av slam, må man regne med vesentlig større enhetskostnad på denne delen av arealet.

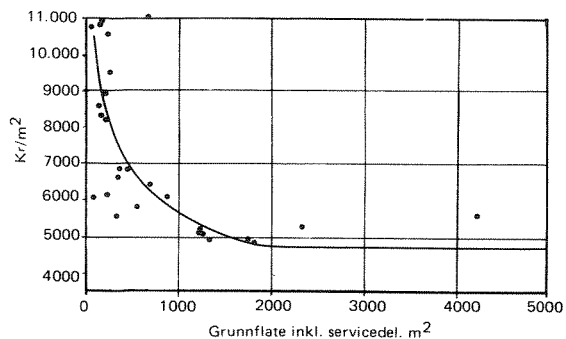


Fig. 48. Enhetskostnad som funksjon av arealet.

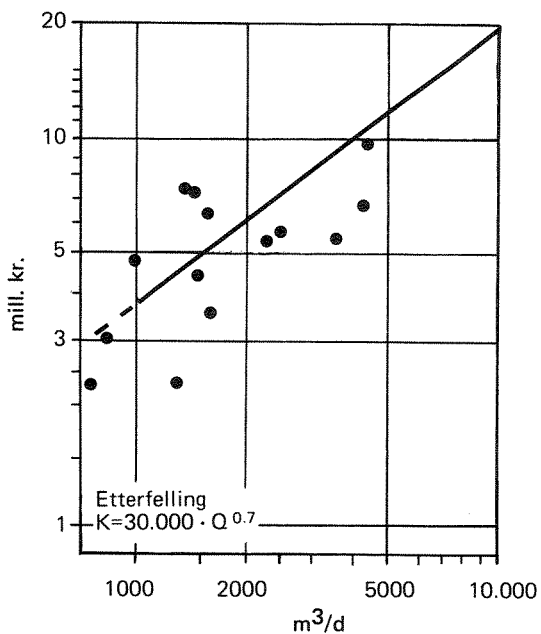
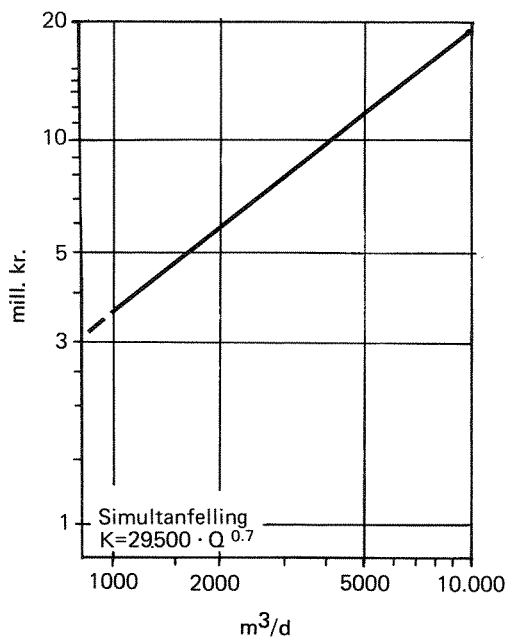
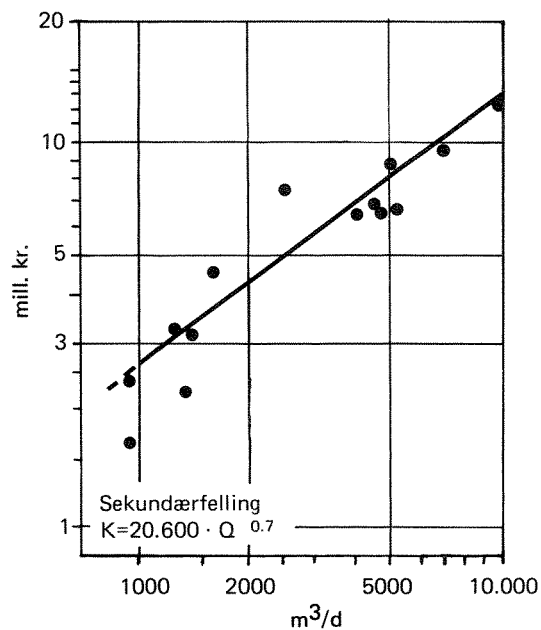
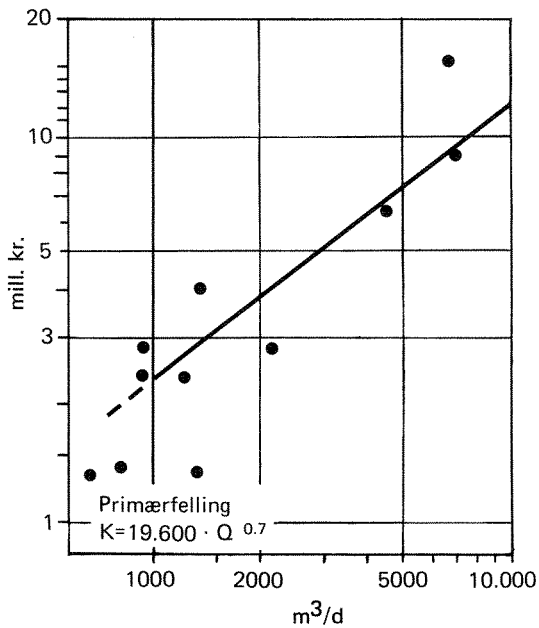


Fig. 49. Anleggskostnader for ulike typer renseanlegg.

I figur 49 er vist anleggskostnader for ulike typer kjemiske renselanlegg som funksjon av anleggets størrelse regnet som dimensjonerende vannmengde i m³/d. Datagrunnlaget er det samme som for enhetskostnadene, men supplert med bl.a. etterfellingsanlegg i Mjøsdistriktet. Prisjusteringer m.v. er gjort som for enhetskostnader, og der størrelsen var angitt i personekvivalenter, er det forutsatt en vannmengde på 450 l/pe.d. Det foreligger svært få data vedrørende simultanfellingsanlegg dimensjonert etter de nye retningslinjene og denne kurven er derfor beregnet ut fra arealbehovet og kostnadskurven i figur 48.

9.2 Driftskostnader

Av kostnadselementer som må vurderes under utarbeidelse av budsjett for driftskostnadene, kan nevnes:

1. Personalkostnader.

2. Energikostnader.

Her må inkluderes energi for drift av anleggets maskinelle utstyr for prosessen, slamavvanning, pumping av vann/slam internt i anlegget. Kostnader for oppvarming blir ofte undervurdert,

og i prosjekteringsfasen bør man spesielt vurdere varmegjennvinning.

3. Kjemikaliekostnader.

Her medtas:

- fellingskjemikalier
- kjemikalier for pH-justering
- polymer
- eventuelle hjelpekoagulanter og desinfeksjonsmidler.

4. Slamtransport.

5. Vedlikeholdskostnader.

6. Analysekostnader.

Her tenkes på analyser for egenkontroll og utslippskontroll i henhold til "Normgivende driftsinstruks for avløpsrensanlegg". Parametre og frekvens avhenger av anleggstype og -størrelse. Kostnadene avhenger av analyselaboratorium eller bruk av eget utstyr.

7. Kapitalkostnader

Generelt for de fleste elementer må understrekes at en samvittighetsfull bruk av driftsjournaler på anlegget vil være til uvurderlig hjelp også ved kostnadsoppfølgingen. Eksempel på slike journaler finnes i "Normgivende driftsinstruks for avløpsrensanlegg, Del 1", utgitt av SFT (TA 521).

10. LITTERATUR

- [1] Traaen, T. (1956):
"Vassdragsbiologi. Virkninger av rensetekniske tiltak", PRA 13, NIVA.
- [2] Henriksen, A. (1962):
"Laboratory studies on the removal of phosphate from sewage by the coagulation process I". Schweiz. Z. Hydrol. Vol. 24 (1962) No. 2, pp. 253–271.
- [3] Sawyer, C. N. (1952):
"Some Aspects of Phosphates in Relation to Lake Fertilization". Sewage and Industrial Wastes, 24, 6, 768.
- [4] Engelbrecht, R.S. et. al. (1959):
"Studies on the Occurrence and Degredation of Condensed Phosphates in Surface Waters". Sewage and Industrial Wastes, 31 (4), 458.
- [5] Leckie, J. and Stumm, W. (1970):
"Phosphate Precipitation", in Water Quality Improvement by Physical and Chemical Processes, edited by E.F. Gloyna and W.W. Eckenfelder, Jr., University of Texas Press, Austin, Texas.
- [6] Heinke, G.W. and Norman, J.O. (1971):
"Condensed Phosphates in Lake Water and Wastewater", presented at the Fifth International Water Pollution Research Conference, July-August, 1970, Pergamon Press.
- [7] Olsson, E. (1967):
"Hushaldspillvattnet – sammensetning och egen-skaper". Byggeforskningen, Arbetshandling 1, Sverige.
- [8] Lygren, E. (1978):
"Avløpsvannets mengde og sammensetning. Avløpsvannets sammensetning". Delrapport, PRA 1.1, NIVA 0-73/76, Norge.
- [9] Ødegaard, H. (1973):
"Kjemisk felling i eksisterende anlegg. Åmot renseanlegg". PRA 2.2, NIVA 0-34/71.
- [10] Rosendahl, A. (1974):
"Kjemisk felling i eksisterende anlegg. Dønski kloakkrenseanlegg". PRA 2.2, NIVA 0-37/71.
- [11] Ødagaard, H. (1973):
"Kjemisk felling i eksisterende anlegg. Losby renseanlegg". PRA 2.2, NIVA 0-35/71.
- [12] Rosendahl, A. (1976):
"Kjemisk felling i eksisterende anlegg. Skarpsno kloakkrenseanlegg". PRA 2.2, NIVA 0-36/71.
- [13] Ødegaard, H. (1972):
"Kjemisk felling i eksisterende anlegg. Asker batteri". Fremdriftsrapport nr. 1. NIVA 0-38/71.
- [14] Rosendahl, A. et. al. (1978):
"Kjemisk felling i eksisterende anlegg. Løxa kloakkrenseanlegg", PRA 2.2, NIVA 0-90/73.
- [15] Retningslinjer for dimensjonering av avløpsrenseanlegg. Statens forurensningstilsyn. August 1978. TA-525.
- [16] Ames, L.L. (1970):
"Mobile Pilot Plant for Removal of Phosphate from Wastewaters by Adsorption on Alumina". US Dept. of the Interior Cincinnati, USA.
- [17] Kläntsch, N. (1977):
"Verfahren zur absorptiven Phosphorelimination aus vorgereinigtem kommunalem Abwasser". Gaswasser Alswasser 75, nr. 5. 379–384.
- [18] Føyn, E. (1956):
"Elektrolytisk kloakkrensing", Teknisk Ukeblad nr. 19.
- [19] Lea, W. L. et. al. (1936):
"Influence of Substrate on Biochemical Oxygen Demand". Sewage Works Journal, 8, 435.
- [20] Sawyer, C.N. (1944):
"Biological Engineering in Sewage Treatment". Sewage Works Journal, 16, 925.
- [21] Bogan, R.H. (1961):
"The Use of Algae in Removing Nutrients from Domestic Sewage". In "Algae and Metropolitan Wastes". US Public Health Service, Cincinnati, Ohio.
- [22] Vacker, D. et. al. (1975):
"Phosphate Removal Through Municipal Wastewater Treatment at San Antonio, Texas". J. Water Pollution Control Federation, 39, 750.
- [23] Preising, C.P. et. al. (1966):
"Phosphate Removal by Activated Sludge". US Dept. of Interior, ADA, Oklahoma.
- [24] Scalf, M. et. al. (1968):

- "Amenability Studies at Baltimore, Maryland-Phosphate Removal by Activated Sludge". US Dept. of Interior.
- [25] Stumm, W. (1961):
"Oxygenation of Ferrous Iron". Industrial and Engineering Chemistry, 53, 143.
- [26] Svanks, K. (1971):
"Precipitation of Phosphates from water with Ferrous Salts". Office of Water Resources Research, US Dept. of Interior, Project no A-011.
- [27] Wastewater Treatment Plant Design, Manual of Practice no. 8, Water Pollution Control Federation, 1977.
- [28] Vråle, L. (1977):
"Kjemisk felling med kalk og sjøvann". Delrapport 1. PRA 2.1. NIVA 0-40/71A.
- [29] Balmér, P. et. al. (1976):
"Enkle rensemetoder", PRA brukerrapport 5, ISBN 82-90180-04-7.
- [30] Boliden AVR – Boliden Aktiebolag, Kemidivisjonen, Helsingborg, Sverige. Februar 1975.
- [31] Kvalitetsnormer for avløpsrenseanlegg. Statens forurensningstilsyn. Februar 1979.
- [32] Eikum, A.S. et. al. (1976):
"Stabilisering av kommunalt slam", PRA brukerrapport 10, ISBN 82-90180-10-1.
- [33] Rosendahl, A. (1976):
"Kjemisk felling i eksisterende anlegg – Skarpsno kloakkrenseanlegg", PRA 22, NIVA, nov.
- [34] Balmér, P. et. al. (1975):
"A pilot-plant scale evaluation of potential precipitant in the secondary precipitation process". Water research vol. 9, pp. 721–727.
- [35] Vik, E. (1979):
"Drift av simultanfellingsanlegg – NORDFORSK", NIVA, C2-28.
- [36] Balmér, P. (1974):
Interkommunalt renseanlegg i Hamar. Forsøk i halvteknisk målestokk." Delrapport nr. 2. NIVA 0-203/72.
- [37] Rosendahl, A. et al. (1972):
"Kjemisk felling i eksisterende kloakkrenseanlegg", NIVAs årbok, 53–64.
- [38] Balmér, P. et al. (1978):
"Domestic wastewater treatment with oxidation ponds in combination with chemical precipitation." Prog. Wat. Tech, Vol. 10, pp. 867–880.
- [39] MOP 11, Operation of Wastewater Treatment Plants. A manual of Practice, Water Pollution Control Federation (1977).
- [40] Berglind, L. (1979):
"Behandling av avløpsvann fra næringsmiddelindustri i kommunale renseanlegg, PRA brukerrapport 24, ISBN 82-90180-24-1.
- [41] Harr, C. (1976):
"Problemer forbundet med retur av slamvann til kjemiske renseanlegg", NIF-kurs.
- [42] Normgivende driftsinstruks for avløpsrenseanlegg, del 1, Statens forurensningstilsyn (1977).
- [43] Øren, K. (1978):
"Tiltak i eksisterende avløpssystem. Helle rensedistrikt i Kragerø kommune". Delrapport 1. NIVA VA-rapport 1/78, C2-31.
- [44] Øren, K. (1977):
"Systemanalyse av slambehandling". Delrapport nr. 1 – Slamproduksjon. Utvalg for fast avfall – NTF.