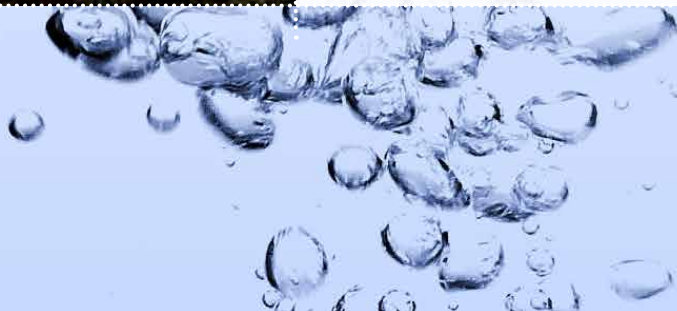
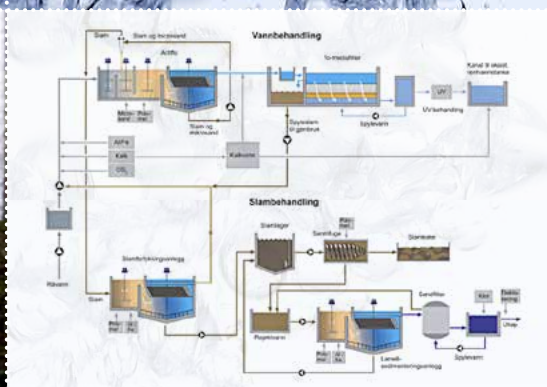
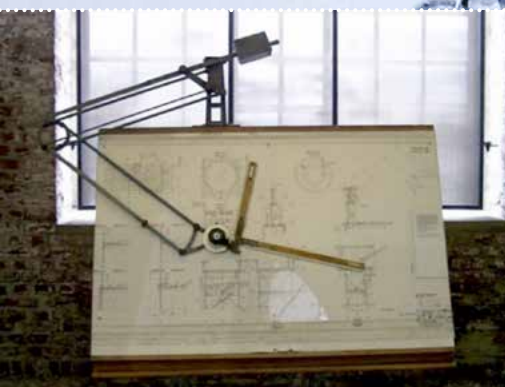




Veiledning for dimensjonering av vannbehandlingsanlegg



Norsk Vann Rapport

Det utgis tre typer rapporter:

Rapportserie A

Dette er de opprinnelige hovedrapportene.

Dette kan være:

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

Fortløpende nummer xx-årstall

Rapportserie B

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

Fortløpende nummer Bxx-årstall

Rapportserie C

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

Fortløpende nummer Cxx-årstall

Bilder forside:

I midten: Oslo kommune, Vann- og avløpsetaten

Tredje til høyre: Manfred Brugger – Hydro-Elektrik GmbH.



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



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

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

Sammendrag

Denne veiledningen gir anvisninger for dimensjonering av enhetsprosesser for behandling av drikkevann og anbefalinger mht. hvordan man kan sette sammen enhetsprosesser til vannbehandlingsanlegg for ulike typer av vannkilder som er vanlige i Norge.

Veiledningen er ment som anbefalinger til de som planlegger og prosjekterer vannbehandlingsanlegg og representerer ikke godkjenningskrav for slike anlegg. Det kan være grunner for å avvike fra de kriterier som blir anbefalt i det enkelte tilfellet. Ved å følge anbefalingene i veiledningen sikrer man imidlertid at vannbehandlingsanlegget ikke blir feildimensjonert.

Selv om det er lagt vekt på de enhetsprosesser som har vært mest brukt i Norge, har man også tatt med enhetsprosesser som mer brukes i andre land men som kan forventes å bli brukt også i Norge i fremtiden. Omtalen av enhetsprosessene er i veiledningen organisert etter hva man tar sikte på med behandlingen. I tillegg til innledende kapitler om dimensjoneringsgrunnlag og forbehandling, inneholder veiledningen kapitler om metoder for fjerning av:

- **partikler** - herunder koagulering, flokkulering og fnokkseparasjon (sedimentering, flotasjon, sandfiltrering og membranfiltrering)
- **humus (naturlig organisk materiale - NOM)** - herunder koagulering/fnokkseparasjon, membran(nano)filtrering, ozonering/biofiltrering og ionebytting
- **lett nedbrytbart organisk materiale** - herunder biofiltrering og langsamfiltrering
- **organiske mikroforurensninger** - herunder adsorpsjon på aktivt kull, kjemisk oksidasjon, biofiltrering og membranfiltrering
- **gasser (gassoverføring)** - herunder inndrivning (lufting) og avdrivning av gasser
- **uorganiske stoffer** - herunder metoder for fjerning av jern og mangan, kalsium og magnesium, nitrogenforbindelser, fluor og arsen, radionuklider og tungmetaller
- **lukt og smak** - herunder adsorpsjon på aktivt kull, kjemisk oksidasjon og biofiltrering
- **smittestoffer** - herunder fjerning og inaktivering (desinfeksjon ved klorering, ozonering og UV-bestråling)

I tillegg inneholder veiledningen et kapittel om korrosjonskontroll og et om **valg av behandlingstiltak og oppbygging av behandlingsanlegg**.

Under hvert kapittel (organisert etter formålet med behandlingen) anvises dimensjoneringskriterier for enhetsprosesser som kan benyttes for å nå formålet. Under hver enhetsprosess beskrives enhetsprosessen og dens anvendelsesområde, konstruktiv utforming av anlegg for enhetsprosessen og dimensjoneringskriterier for vedkommende enhetsprosess brukt for det aktuelle formålet.

Det er lagt vekt på å bestemme størrelse på rensereaktorer som skal benyttes i de enhetsprosesser som velges ved de ulike rensemetodene med henblikk på ønsket renseresultat. Man går ikke inn på dimensjonering av utstyrsenheter som pumper av ulikt slag, kjemikalie-beholdere, maskinteknisk og elektroteknisk utstyr, prosess-styringsutstyr, etc.

Som i alle veiledninger av denne typen, er det lagt inn en viss sikkerhetsfaktor som skal forhindre underdimensjonering. Der dimensjoneringskriteriene ikke er åpenbare, anbefales det at man utfører laboratorie- eller pilot-forsøk for å etablere grunnlaget for dimensjonering.

Norsk Vann BA

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

Rapportens tittel

Veiledning for dimensjonering av vannbehandlingsanlegg

Forfattere

Hallvard Ødegaard, NTNU/SET, Jon Brandt, Asplan Viak, Svein Forberg Liane, Sweco og Stein Østerhus, NTNU

Rapportnummer: 212 - 2015

ISBN 978-82-414-0363-7 (trykt utgave)

ISBN 978-82-414-0369-9 (elekt. utg.)

ISSN 1504-9884 (trykt utgave)

ISSN 1890-8802 (elekt. utg.)

Emneord, norske

Drikkevann, vannbehandling, dimensjonering, prosjektering vannforsyning

Emneord, engelske

Drinking water, water treatment plants, design and dimensioning

Forord



Norsk Vann gir med dette ut en veiledning i dimensjonering av vannbehandlingsanlegg for drikkevannsforsyning etter mønster fra tilsvarende veiledning for dimensjonering av avløpsrenseanlegg (Norsk Vann rapport 168/2009). Det er lagt vekt på metoder som er vanlig brukt under norske forhold. I større grad enn innen avløpsrensing, kan flere ulike enhetsprosesser føre frem til det ønskede behandlingsresultat. Det er derfor i denne veiledningen i større grad lagt vekt på å beskrive ulike metoder for det aktuelle formål.

Veiledningen er ment som anbefalinger til de som planlegger og prosjekterer vannbehandlingsanlegg og må ikke betraktes som godkjenningsskrav for slike anlegg. Det kan være grunner for å avvike fra de kriterier som blir anbefalt i det enkelte tilfellet. Ved å følge anbefalingene i veiledningen sikrer man imidlertid at vannbehandlingsanlegget ikke blir feildimensjonert. Som i alle veiledninger av denne typen, er det lagt inn en viss sikkerhetsfaktor som skal forhindre underdimensjonering. Der dimensjoneringskriteriene ikke er åpenbare og der man vil ha stor nytte av det, anbefales det at man utfører laboratorie- eller pilot-forsøk for å etablere grunnlaget for dimensjonering.

Innholdet i veiledningen er basert på en lang rekke kilder. Noen av disse er tidligere Norsk Vann rapporter, noen er lærebøker, noen er tilsvarende veiledninger fra andre land, og noen er vitenskapelige rapporter og artikler. De dimensjoneringsverdiene som er satt, stammer som oftest ikke fra én kilde, men er basert på vurdering av

verdier fra en rekke kilder samt forfatterens egen erfaring og vurderingsevne. Ettersom denne veiledningen i hovedsak vil bli benyttet i Norge av, for det meste av

medlemmer av Norsk Vann og deres rådgivere, er det lagt vekt på å henvise til tidligere Norsk Vann rapporter og veiledninger. I slike tilfeller henvises det ikke til underliggende referanser.

Leder for prosjektet og forfatter av veiledningen har vært prof. em. Hallvard Ødegaard, NTNU/ SET AS. Prosjektleder har under arbeidet rådført seg med en ekspertgruppe foreslått av prosjektleder og oppnevnt av Norsk Vann, bestående av: Jon Brandt (AsplanViac), Bjørnar Eikebrokk (SINTEF). Svein

Forberg Liane (Sweco) og Stein Østerhus (NTNU). I tillegg har forfatteren rådført seg med en rekke eksperter i innland og utland under utarbeidelsen av veiledningen.

Til prosjektet har Norsk Vann oppnevnt en referansegruppe blant sine medlemmer, bestående av: Målfrid Storfjell (HIAS), Arne Seim (Bergen Vann), Lars Hem (VAV), Kaj-Werner Grimen (MOVAR), Gunnar Mosevoll (Skien kommune).

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

Hamar, 01.09.2015

Kjetil Furuberg
Norsk Vann

«Mens vannbehandling i stor grad er «skreddersøm» er avløpsbehandling i større grad «ferdige merkeklær». Dette setter store krav til kompetansen til de som skal utforme og dimensjonere vannbehandlingsanlegg. Det er ikke nok å være ekspert på én eller fåtall vannbehandlingsmetoder. Man må kjenne alle metoder som er aktuelle.»

English summary

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

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

Date of issue: 1. September 2015
Author: Hallvard Ødegaard, NTNU/SET,
Jon Brandt, Asplan Viak,
Svein Forberg Liane, Sweco og
Stein Østerhus, NTNU.

Report no: 212 – 2015
Report title: Guideline for design and dimensioning
of water treatment plants

ISBN 978-82-414-0363-7 (printed edition)
ISBN 978-82-414-0369-9 (electronic edition)
ISSN 1504-9884 (printed edition)
ISSN 1890-8802 (electronic edition)

This report gives guidelines for the design and dimensioning of unit processes for the treatment of drinking water as well as recommendations on how to put unit processes together to become a full drinking water treatment plant for raw waters from typical Norwegian drinking water sources.

The guideline report includes recommendations for those who plan and project drinking water treatment plants. These recommendations should not be viewed as rules for approval. There might be reasons for choosing other criteria than those recommended here. However, by following these recommendations, one can assure that the plant will not be under-dimensioned.

Even though the guideline report puts an emphasis on unit processes that are most commonly used in Norway, other unit processes that can be expected to be used in the future, are also included. The reference to the unit processes is organized according to what the purpose of the treatment is. In addition to introductory chapters on design basis and pre-treatment, the guideline report includes chapters on method for the treatment of:

- **particles** – including coagulation, flocculation and floc separation (sedimentation, flotation, sand- and membrane filtration)
- **humic substances (natural organic matter - NOM)** – including coagulation/floc separation, membrane(nano)filtration, ozonation/biofiltration and ion exchange
- **easily biodegradable organic substances** – including biofiltration and slow sand filtration
- **organic micro-pollutants** – including activated carbon adsorption, chemical oxidation, biofiltration and membrane filtration
- **gases (gas transfer)** – including aeration and stripping of gases
- **inorganic substances** – including methods for removal of iron and manganese, calcium and magnesium, nitrogen compounds, fluoride and arsenic, radionuclides and heavy metals

- **taste and odor** – including activated carbon adsorption, chemical oxidation and biofiltration
- **infectious microorganisms** – including removal as well as inactivation (disinfection by chlorine, ozone and UV-irradiation)

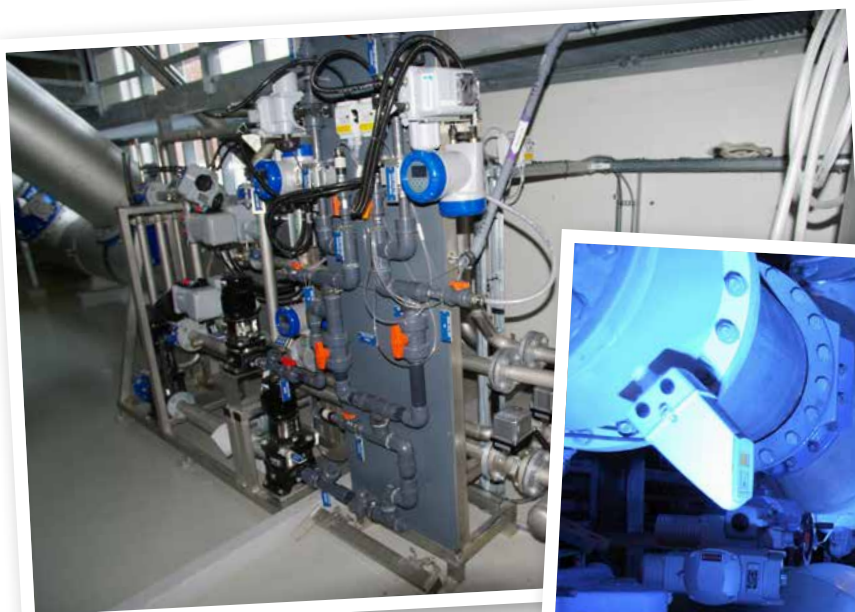
The guideline report also includes chapters on corrosion control as well as on **selection of unit processes for various raw water sources**.

In each chapter (that is organized according to the purpose of the treatment) dimensioning criteria are given for unit processes that may be used for the treatment purpose in question. Under each unit process, the process as such, as well as its area of application and its constructive design is described and dimensioning criteria for the unit process used for the treatment purpose in question.

There is an emphasis on sizing of the treatment reactors that are to be used. Dimensioning of equipment such as pumps, chemical dosing containers, machine- and electro-technical equipment including process control equipment etc. is not dealt with.

As in all guidelines of this sort, a certain safety factor is included in order to prevent under-dimensioning. Where the dimensioning criteria are not obvious, it is recommended that lab- and pilot-experiments are used to establish sound dimensioning criteria.

Foto: Christen Ræstad



Eidsfoss VIV



Foto: Birgit Heiland Gudmestad

IVAR. Rørgate med UV-anlegg

Foto: CF-Wesenberg/kolonihaven.no



Oset vannbehandlingsanlegg



Foto: Christen Ræstad

Mo vannverk

Foto: Manfred Brugger - Hydro-Elektrik GmbH.



Flåte vannbehandlingsanlegg, Bamble kommune

Innhold

1. Innledning	10	4.8. Membranfiltrering	44
1.1. Veiledningens gyldighet	10	4.8.1. Beskrivelse	44
1.2. Veiledningens innhold	11	4.8.2. Anvendelsesområde	45
2. Dimensjoneringsgrunnlag	12	4.8.3. Konstruktiv utforming	45
2.1. Råvannets sammensetning	12	4.8.4. Dimensjonering	46
2.1.1. Prøveprogram	12	5. Metoder for fjerning av humus (naturlig organisk materiale – NOM)	48
2.1.2. Parametere i prøveprogram.	13	5.1. Generelt fjerning av humus	48
2.2. Dimensjonerende vannkvalitet	13	5.2. Koagulering med etterfølgende fnokkseparasjon	49
2.3. Dimensjonerende vannmengde	14	5.2.1. Beskrivelse	49
3. Forbehandling	15	5.2.2. Anvendelsesområde	50
3.1. Mekanisk forbehandling – Siling (planfiltrering)	15	5.2.3. Konstruktiv utforming	50
3.1.1. Beskrivelse	15	5.2.4. Dimensjonering av koaguleringsanlegg basert på koagulering/filtrering	50
3.1.2. Anvendelsesområde	15	5.3. Membran(nano)filtrering	51
3.1.3. Konstruktiv utforming	15	5.3.1. Beskrivelse	51
3.1.4. Dimensjonering	16	5.3.2. Anvendelsesområde	52
3.2. Kjemisk forbehandling	16	5.3.3. Konstruktiv utforming	52
4. Metoder for fjerning av partikler	17	5.3.4. Dimensjonering	53
4.1. Generelt om partikkelseparering	17	5.4. Ozonering/biofiltrering	54
4.2. Oppbygning av koaguleringsanlegg	18	5.4.1. Beskrivelse	54
4.3. Koagulering	19	5.4.2. Anvendelsesområde	54
4.3.1. Beskrivelse	19	5.4.3. Konstruktiv utforming	55
4.3.2. Anvendelsesområde	19	5.4.4. Dimensjonering	56
4.3.3. Konstruktiv utforming	19	5.5. Ionebytting	59
4.3.4. Dimensjonering	20	5.5.1. Beskrivelse	59
4.4. Flokkulering	22	5.5.2. Anvendelsesområde	59
4.4.1. Beskrivelse	22	5.5.3. Konstruktiv utforming	59
4.4.2. Anvendelsesområde	22	5.5.4. Dimensjonering	60
4.4.3. Konstruktiv utforming	22	6. Metoder for fjerning av lett nedbrytbart organisk material	61
4.4.4. Dimensjonering	23	6.1. Generelt om fjerning av lett nedbrytbart organisk materiale	61
4.5. Sedimentering (inkludert lamellsedimentering)	27	6.2. Biofiltrering	61
4.5.1. Beskrivelse	27	6.2.1. Beskrivelse	61
4.5.2. Anvendelsesområde	27	6.2.2. Anvendelsesområde	61
4.5.3. Konstruktiv utforming – klassifisering av sedimenteringsbasseng	28	6.2.3. Konstruktiv utforming	62
4.5.4. Dimensjonering	31	6.2.4. Dimensjonering	62
4.6. Flotasjon	32	6.3. Langsom-sandfiltrering	62
4.6.1. Beskrivelse	32	6.3.1. Beskrivelse	62
4.6.2. Anvendelsesområde	32	6.3.2. Anvendelsesområde	63
4.6.3. Konstruktiv utforming	32	6.3.3. Konstruktiv utforming	63
4.6.4. Dimensjonering	33	6.3.4. Dimensjonering	63
4.7. Filtrering gjennom granulært filtermedium (dybdefiltrering)	34		
4.7.1. Beskrivelse	34		
4.7.2. Anvendelsesområde	35		
4.7.3. Konstruktiv utforming	35		
4.7.4. Dimensjonering	39		

7. Metoder for fjerning av organiske mikroforurensninger	64	9.6. Fjerning av radionukleider	86
7.1. Generelt om fjerning av organiske mikroforurensninger	64	9.6.1. Generelt om behovet for fjerning av radionukleider	86
7.2. Adsorpsjon på aktivt kull	64	9.6.2. Fjerning av radium	86
7.2.1. Beskrivelse	64	9.6.3. Fjerning av radon	86
7.2.2. Anvendelsesområde	65	9.6.4. Fjerning av uran	86
7.2.3. Konstruktiv utforming	66	9.7. Fjerning av tungmetaller	86
7.2.4. Dimensjonering	66	9.7.1. Generelt om behovet for fjerning av tungmetaller	86
7.3. Kjemisk oksidasjon	67	10. Metoder for fjerning av lukt og smak	87
7.3.1. Beskrivelse	67	10.1. Generelt om årsaker til og fjerning av lukt og smak i drikkevann	87
7.3.2. Anvendelsesområde	68	10.2. Anlegg for fjerning av lukt og smak forårsaket av geosmin og MIB	87
7.3.3. Konstruktiv utforming	68	10.2.1. Adsorpsjon på pulver aktivkull (PAK)	88
7.3.4. Dimensjonering	68	10.2.2. Adsorpsjon på granulært aktivkull	88
7.4. Biofiltrering	68	10.2.3. Kjemisk oksidasjon	88
7.4.1. Beskrivelse	68	10.2.4. Ozonering/biofiltrering	88
7.4.2. Anvendelsesområde	68	11. Metoder for fjerning og inaktivering av smittestoffer	89
7.4.3. Konstruktiv utforming	68	11.1. Generelt om desinfeksjon	89
7.4.4. Dimensjonering	68	11.2. Kjemiske desinfeksjonsmetoder (klorering og ozonering)	90
7.5. Membran filtrering	69	11.2.1. Beskrivelse av kjemiske desinfeksjonsprosesser	90
8. Metoder for gassoverføring (lufting)	70	11.2.2. Anvendelsesområde	91
8.1. Generelt om gassoverføring	70	11.2.3. Konstruktiv utforming	92
8.2. Anvendelsesområde	70	11.2.4. Dimensjonering	93
8.2.1. Oksygenering av vann gjennom lufting	70	11.3. UV-desinfeksjon	98
8.2.2. Avdriving av oppløste gasser (CO ₂ , H ₂ S og CH ₄ og flyktige organiske forbindelser)	71	11.3.1. Beskrivelse	98
8.2.3. Konstruktiv utforming	71	11.3.2. Anvendelsesområde	99
8.2.4. Dimensjonering	73	11.3.3. Konstruktiv utforming	99
9. Metoder for fjerning av uorganiske stoffer	75	11.3.4. Dimensjonering	100
9.1. Generelt om fjerning av uorganiske stoffer	75	12. Metoder for korrosjonskontroll	102
9.2. Jern og mangan	75	12.1. Generelt om korrosjonskontroll	102
9.2.1. Generelt om forekomst og fjerning av jern og/eller mangan	75	12.2. Karbonatisering	102
9.2.2. Fjerning av jern og mangan ved oksidasjon, utfelling og filtrering	76	12.2.1. Generelt om karbonatisering	102
9.2.3. Fjerning av jern og mangan i grønnsandfilter	79	12.2.2. Tilsetting av CO ₂ etterfulgt av marmorfilter	103
9.2.4. Fjerning av jern og/eller mangan med biofiltrering	79	Dimensjonering	103
9.3. Kalsium og magnesium (hardhet)	80	12.2.3. Tilsetting av kalk + CO ₂	104
9.3.1. Generelt om behovet for fjerning av hardhet	80	12.3. Kombinert koagulering/filtrering og karbonatisering	105
9.3.2. Utfelling (kalk/soda-prosessen) i pellet-reaktor	81	12.3.1. Koagulering etterfulgt av marmor filter	105
9.3.3. Ionebytting	82	12.3.2. Bruk av mikronisert marmor med etterfølgende koagulering og filtrering	106
9.4. Fjerning av nitrogenforbindelser (ammonium og nitrat)	83	12.4. Tilsetting av vannglass for korrosjonskontroll	107
9.4.1. Generelt om behovet for fjerning av nitrogenforbindelser	83	12.4.1. Beskrivelse	107
9.4.2. Fjerning av ammonium	84	12.4.2. Anvendelsesområde	108
9.4.3. Fjerning av nitrat	84	12.4.3. Konstruktiv utforming	108
9.5. Fjerning av fluor og arsen	85	12.4.4. Dimensjonering	108
9.5.1. Generelt om behovet for fjerning av fluor og arsen	85		
9.5.2. Fjerning av fluor og arsen	85		

13. Valg av behandlingstiltak og oppbygging av behandlingsanlegg	109
13.1. Generelt om valg av enhetsprosesser og oppbygging av behandlingsanlegg	109
13.2. Behandling av vann fra lite humuspåvirkede innsjøer	110
13.2.1. Typisk vannkvalitet	110
13.2.2. Valg av behandlingsprosesser	110
13.2.3. Oppbygning av behandlingsanlegg	111
13.3. Behandling av vann fra moderat humuspåvirkede innsjøer og tjern	113
13.3.1. Typisk vannkvalitet	113
13.3.2. Valg av behandlingsmetode	113
13.3.3. Oppbygning av behandlingsanlegg	115
13.4. Behandling av vann fra sterkt humuspåvirkede innsjøer	117
13.4.1. Valg av behandlingsmetode	117
13.4.2. Oppbygning av behandlingsanlegg	118
13.5. Behandling av vann fra eutrofierte innsjøer	118
13.5.1. Typisk vannkvalitet	118
13.5.2. Valg av behandlingsmetode	118
13.5.3. Oppbygning av behandlingsanlegg	118
13.6. Behandling av vann fra elver og bekker	119
13.6.1. Typisk vannkvalitet	119
13.6.2. Valg av behandlingsmetode	120
13.6.3. Oppbygning av behandlingsanlegg	120
13.7. Behandling av grunnvann fra brønner i løsmasser	120
13.7.1. Typisk vannkvalitet	120
13.7.2. Valg av behandlingsmetode	120
13.7.3. Oppbygning av behandlingsanlegg	120
13.8. Behandling av vann fra fjellbrønner	122
13.8.1. Typisk vannkvalitet	122
13.8.2. Valg av behandlingsmetode	122
13.8.3. Oppbygning av behandlingsanlegg	122
13.9. Behandling av saltvann (havvann og brakkevann)	123
13.9.1. Typisk vannkvalitet	123
13.9.2. Valg av behandlingsmetode	123
13.9.3. Oppbygning av behandlingsanlegg	123
Referanser	124
Tidligere utgitte rapporter	127

1. Innledning

Norsk Vann har besluttet at det skal utarbeides en Veiledning for dimensjonering av vannbehandlingsanlegg etter mønster fra tilsvarende Veiledning for dimensjonering av avløpsrenseanlegg (Ødegaard et al., 2009)

Det er mindre vanlig for et land å ha retningslinjer for dimensjonering av vannbehandlingsanlegg enn for avløpsrenseanlegg. Dette skyldes nok dels at råvannskvaliteten for vann som skal brukes til drikkevann varierer langt mer enn kvaliteten på avløpsvann, men også at det brukes et langt større tilfang av behandlingsmetoder. Mens vannbehandling i stor grad er «skreddersøm» er avløpsbehandling i større grad «ferdige merkeklær». Dette setter store krav til kompetansen til de som skal utforme veiledning om dimensjonering av vannbehandlingsanlegg. Det er ikke nok å være ekspert på én eller fåtall vannbehandlingsmetoder. Man må kjenne alle metoder som er aktuelle. Derfor vil denne dimensjoneringsveiledningen også få et visst preg av å være en veiledning i prosessvalg.

Man har funnet det hensiktsmessig å inndele veiledningen etter hva som er hovedformålet med vedkommende rensetiltak (fjerning av partikler, tungt nedbrytbart organisk stoff (humus), lett nedbrytbart organisk stoff, uorganisk stoff, mikroorganismer, gasser osv.). Under hovedformålet omtales dimensjoneringskriterier for enhetsprosesser som er rettet mot det hovedformålet.

Det er lagt vekt på de «store linjer» dvs. å bestemme størrelse på rensereaktorer som skal benyttes i de enhetsprosesser som velges ved de ulike rensemetodene med henblikk på ønsket rensesresultat. Man går ikke inn på dimensjonering av utstyrsenheter som pumper av ulikt slag, kjemikalie-beholdere, maskinteknisk og elektroteknisk utstyr, prosess-styringsutstyr, etc.

1.1. Veiledningens gyldighet

I Norge er det krav om at alle anlegg > 50 personer eller > 20 husstander/hytter tilknyttet, samt til helseinstitusjoner, skoler og barnehager personer tilknyttet skal være godkjent av Mattilsynet. Det er derfor naturlig at dette også settes som nedre grense for veiledningens gyldighet selv om man vil ha nytte av veiledningen også ved dimensjonering av mindre anlegg.

I utgangspunktet er dimensjoneringskriteriene slik satt opp at man ved å følge dem skal klare å oppnå de vannkvalitetskrav som er nedfelt i den norske drikkevannsforskriften (Helse og omsorgsdepartementet, 2001) og dens veileder (Mattilsynet, 2011). I enkelte tilfeller er det anbefalt at man dimensjonerer for skjerpede krav i forhold til drikkevannsforskriftens og veilederens bestemmelser. I så fall er dette angitt.

I enkelte tilfeller oppgis veiledende dimensjoneringskriterier som et variasjonsområde og med en anbefalt dimensjoneringsverdi. I andre tilfeller er det mest naturlig kun å oppgi et variasjonsområde fordi en enkelt verdi innen dette området ikke nødvendigvis er mer å anbefale enn en annen.

Generelle dimensjoneringsanvisninger skal «ligge på den sikre siden». Dette gjelder også i denne veiledningen. Det kan derfor være at man anbefaler kriterier som er mer «konservative» enn det driftserfaringer på enkelte eksisterende anlegg kan oppvise.

Veiledningen er basert på en lang rekke publikasjoner fra innland og utland inkludert lærebøker, veiledningen og standarder fra en rekke land. Man har valgt å legge vekt på henvisninger til Norsk Vann rapporter og ikke enkeltpublikasjoner som er underliggende i disse. Når det anses formålstjenlig for begrunnelsen av det som anføres eller publikasjonen ikke er referert til i relevant Norsk Vann rapport, refereres det på vanlig måte til vedkommende publikasjon.

Illustrasjoner blir bare benyttet i den grad den er nødvendig for å anskueliggjøre et dimensjonerings-kriterium eller er selv en del av et slikt.

1.2. Veiledningens innhold

Veiledningen gir dimensjoneringskriterier for enhetsprosesser i vannbehandlingsanlegg. Et slikt behandlingsanlegg består vanligvis av flere enhetsprosesser som settes sammen på en slik måte at målet med behandlingen av det aktuelle vannet kan nås. Målet med behandlingen er vanligvis å møte myndighetenes krav (som i Norge er nedfelt i drikkevannsforskriften), men i enkelte tilfeller kan ambisjonen være høyere, enten fordi de valgte enhetsprosesser automatisk vil gi en kvalitet som er bedre enn minstekravet i drikkevannsforskriften, eller at vannverkets eier ønsker en bedre kvalitet. Valget av enhetsprosesser skjer på bakgrunn av vannets sammensetning, kravet til det behandlede vannets kvalitet, størrelse på anlegget og økonomi. Kapittel 14 inneholder veiledning i valg av behandlingstiltak og oppbygging av vannbehandlingsanlegg.

I veiledningen gis det dimensjoneringskriterier for enhetsprosesser, men det skjeles også til hvordan enhetsprosessene blir brukt (dvs. hvilken kombinasjon av enhetsprosesser man har) og hvordan dimensjoneringsverdiene kan endre seg avhengig av i hvilken sammenheng de står. Veiledningen inndeles etter metoder som benyttes for å løse det mest karakteristiske problem med vannet:

- a) Metoder for partikkelfjerning
- b) Metoder for fjerning av tungt nedbrytbart, naturlig organisk materiale (NOM – humus)
- c) Metoder for fjerning av lett nedbrytbart organisk materiale
- d) Metoder for fjerning av organiske mikroforurensninger
- e) Metoder for gassoverføring
- f) Metoder for fjerning av uorganiske stoffer
- g) Metoder for fjerning av lukt og smak
- h) Metoder for desinfeksjon
- i) Metoder for korrosjonskontroll

Først skal imidlertid karakteristika for norske vannkilder samt dimensjoneringsgrunnlaget kort omtales.

2. Dimensjoneringsgrunnlag

De viktigste elementene i dimensjoneringsgrunnlaget er:

- 1) Råvannets sammensetning – herunder variasjonsområde og eventuelle utviklingstrender
- 2) Dimensjonerende vannkvalitet
- 3) Ønsket rentvannskvalitet
- 4) Dimensjonerende vannmengde

2.1. Råvannets sammensetning

Man må skaffe seg så god oversikt over råvannet sammensetning som overhode mulig – ikke bare i form av middelverdier over året, men helst variasjoner over året, sesongen(måneden), uken og døgnet. Det er om å gjøre å karakterisere vannet på de tidspunkt som blir kritisk for dimensjoneringen og det er ofte ved ekstreme vær-situasjoner, f.eks. ved stor nedbør, ved stor snøsmelting, ved tørke, ved høye/lave temperaturer, etc.

Det er viktig å påpeke at klimaendringene kan påvirke utviklingen av vannkvaliteten. Ved dimensjonering av vannbehandlingsanlegg må man skaffe seg så god kunnskap som mulig over ulike trender og ta disse med i vurderingen når grunnlaget for dimensjonering skal bestemmes.

2.1.1. Prøveprogram

Det er dessverre ikke noen god tradisjon for å analysere på råvann i norske vannverk og mesteparten av kvalitetskontrollen er på levert vann (nett-prøver). Ved dimensjonering av vannbehandlingsanlegg er imidlertid råvannskvaliteten av avgjørende betydning, og altfor ofte ser man at planlegging og prosjektering av vannbehandlingsanlegg blir basert på for dårlig dokumentasjon av råvannets kvalitet. Man bør derfor legge inn et mer omfattende prøveprogram når et vannbehandlingsanlegg skal planlegges og dimensjoneres. I tillegg til den prøvefrekvensen som er pålagt av Mattilsynet, kan man benytte et program tilsvarende det «risikobaserte prøveprogrammet» som foreslås i MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014) men da også inklusive fysisk/kjemiske parametere.

Rutineprogram for kartlegging av hygienisk vannkvalitet tar normalt ikke hensyn til at risikoen for mikrobiell kontaminering av drikkevannet er større i visse klimatiske og sesongmessige situasjoner. Råvannskilden er, for eksempel, utsatt for større mikrobiell forurensning ved regnvær og/eller snøsmelting enn ved tørrvær.

Dette gjelder også overflatevannpåvirket grunnvann og grunnvann fra kunstig infiltrert overflatevann. Når det gjelder grunnvann i løsmasser, er det mindre sannsynlig at resultatet av vannkvaliteten varierer like mye som i overflatevann og man kan vurdere et mindre omfattende prøvetakingsprogram. Når det gjelder elver og bekker som kilde, må man bruke skjønn men også her vil man forvente størst forurensning i forbindelse med store nedbørsmengder, og råvannsprøver bør tas ut da. Med ellevann er hyppig råvannsanalyse nødvendig for å fange opp kvalitetssvingninger.

I MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014) anbefales det at prøveomfanget i det risikobaserte prøveprogrammet bør minst være som vist i tabell 2.1. For de fleste tilfeller anbefales det at prøveomfanget er det dobbelte av det som er angitt som minimum i tabell 2.1.

Den enkelte vannverkseier vil selv være den beste til å finne ut når risiko for kontaminering er størst og det risikobaserte prøveprogrammet bør tilpasses dette. Har man prøver for lengre tid enn ett år, der prøvene oppfattes å være godt representative for det man er ute etter å finne, bruker man dette grunnlaget.

Tabell 2.1 Anbefalt minimum prøveomfang (i løpet av et år) knyttet til dimensjonering av vannbehandlingsanlegg

Vannverksstørrelse	Prøveomfang/Prøverunder
< 1000 pe	≥ 6
1000 - 10.000 pe	≥ 12
> 10.000 pe	≥ 24

2.1.2. Parametere i prøveprogram.

Valg av parametere som medtas i prøveprogrammet vil være avhengig av hvilken type av råvannskilde man har og hva som er forventede utfordringer, men i tillegg til de mikrobielle parametere som er beskrevet i MBA-veiledningen, anbefales det at et utvalg av fysisk/kjemiske parametere (se tabell 2.2), inkluderes for de ulike råvannstypene – som et minimum.

Man skal søke mest mulig informasjon om de vannkvalitetsparametere som har størst betydning for dimensjoneringen. Dersom de første prøvene viser små variasjoner fra den ene til den andre over en periode, kan man vurdere å kutte ned på disse parameterne til fordel for parametere som viser større variasjon fra prøve til prøve.

Ved prøvetaking i grunnvannsanlegg med flere brønner, er det nødvendig å ta prøver fra alle brønnene og å la brønnpumpa gå tilstrekkelig lenge til at vannkvaliteten stabiliserer seg, før prøver for bestemmelse av dimensjonerende vannkvalitet tas.

2.2. Dimensjonerende vannkvalitet

Dimensjonerende vannkvalitet er den vannkvalitet som man må dimensjonere den aktuelle enhetsprosess for, og denne kan avhenge av hvilken enhetsprosess det er snakk om og hvor i prosessanlegget enhetsprosessen er plassert.

I utgangspunktet skal man dimensjonere for den parameterverdi som ikke overskrides (evt. underskrides) i 95 % av prøvene over prøveperioden. Produksjonsvannmengden må ved drift tilpasses aktuell vannkvalitet som i ekstreme tilfeller kan overstige dimensjonerende vannkvalitet. Det kan være nødvendig å vurdere både høyeste og laveste verdi for en parameter (f.eks. pH, farge, turbiditet, temperatur osv.)

Dersom ikke noe tilsier noe annet, skal vannbehandlingsanlegg for overflatevann fra dype innsjøer med sprangsjikt samt grunnvann ikke dimensjoneres for en temperatur høyere enn 4°C. Anlegg for elvevann bør ikke dimensjoneres for en vanntemperatur over 1,5 °C. Enkelte enhetsprosesser (f.eks. biologiske prosesser) er mer temperaturfølsomme enn andre og man må se variasjon av råvannskvalitet over året i sammenheng med valg av vannbehandlingsmetode.

Ved planlegging og dimensjonering må man ta hensyn til klimaendringene og de utviklingstrender man kan forvente i lys av disse.

Særlig dersom råvannet har høyt humusinnhold vil det i tillegg være nyttig få utført NOM-fraksjonering og BDOC-analyse for å vurdere vannets behandlingsbarhet og biostabilitet.

For grunnvann anbefales full fysisk og kjemisk (IC og ICP-AES) analyse av én prøve. Radonanalyse bør også utføres på én prøve.

Tabell 2.2 Anbefalte fysisk/kjemiske analyseparametere for råvannet i tilknytning til dimensjonering av vannbehandlingsanlegg

Vannkildetype	Parameter
Vann fra dype innsjøer	Turbiditet, fargetall, UV-absorpsjon, TOC, pH, alkalitet, kalsium, I starten av prøve-programmet anbefales det at man i én eller et fåtall prøver også analyserer for: jern og mangan, oksygen
Humusholdig vann innsjøer og elver	Turbiditet, fargetall, UV-absorpsjon TOC, pH, alkalitet, kalsium, jern, mangan I starten av prøve-programmet anbefales det at man i én eller et fåtall prøver også analyserer for: oksygen, ammonium
Algebelastede innsjøer og tjern	Klorofyll, turbiditet, fargetall, UV-absorpsjon, TOC, pH, alkalitet, kalsium, jern, mangan I starten av prøve-programmet anbefales det at man i én eller et fåtall prøver også analyserer for: oksygen, ammonium, nitrat, fosfat
Grunnvann fra løsmasser	Turbiditet, fargetall UV-absorpsjon, TOC, pH, alkalitet, kalsium, magnesium, ledningsevne, jern, mangan, oksygen I starten av prøve-programmet anbefales det at man i én eller et fåtall prøver også analyserer for: CO ₂ , radon, fluorid og ammonium
Grunnvann fra fjellbrønner	Turbiditet, fargetall, UV-absorpsjon TOC, pH, alkalitet, kalsium, magnesium, ledningsevne, jern, mangan, oksygen I starten av prøve-programmet anbefales det at man i én eller et fåtall prøver også analyserer for: CO ₂ , radon, fluorid og ammonium
Grunnvann fra kunstig infil-trert overflatevann	Turbiditet, fargetall, TOC, pH, alkalitet, kalsium, magnesium, jern, mangan, I starten av prøve-programmet anbefales det at man i én eller et fåtall prøver også analyserer for: oksygen, CO ₂ , ledningsevne
Saltvann og brakkvann	Klorid, natrium, ledningsevne, turbiditet, fargetall, pH, alkalitet, kalsium, magnesium I starten av prøve-programmet anbefales det at man i én eller et fåtall prøver også analyserer for: TOC, jern, mangan, ammonium

2.3. Dimensjonerende vannmengde

Dimensjonerende vannmengde (Q_{dim}) for et vannbehandlingsanlegg skal settes lik den maksimalt nødvendige produksjonsvannmengde på timebasis ved dimensjonerings tidspunktet,

$$Q_{dim} = Q_{\text{maks time i maks døgn}}$$

Bestemmelsen av dimensjonerende vannmengde må ta hensyn til forbruket og variasjonen i dette og til utjevningselementer (høydebasseng etc.) i vannforsyningssystemet. Der man har utjevningssmagasin i tilknytning til vannbehandlingsanlegget, er:

$$Q_{dim, \text{utjevning}} = Q_{\text{middeltid i maks døgn}}$$

Ved bestemmelse av dimensjonerende vannmengder skal det tas hensyn til eventuelle returstrømmer og evt. vanntap i prosessene. Avhengig av hvordan vannbehandlingsprosessen er oppbygget, kan ulike trinn i prosessen dimensjoneres for ulike vannføringer, nemlig den som blir dimensjonerende for dette trinnet. Det er en fordelaktig med så jevn vannproduksjon som mulig og derfor at buffervolumer bygges inn i vannbehandlingsanlegget.

3. Forbehandling

I mange vannverk er det behov for forbehandling av vannet for at man skal unngå driftsproblemer i de etterfølgende behandlingstrinn. I de fleste tilfeller innebærer forbehandlingen en eller annen form for partikkelseparasjon (siling, sedimentering etc.) for å forhindre at levende eller døde, organiske eller uorganiske partikler, planter eller dyr kommer inn i behandlingsprosessen.

Det kan også, i enkelte tilfeller, være hensiktsmessig med kjemisk forbehandling – dvs. tilsetning av et kjemikalium, f.eks. et desinfeksjonsmiddel for å forhindre biologisk vekst i tilførselssystemet til vannbehandlingsanlegget – eller i dette.

3.1. Mekanisk forbehandling – Siling (planfiltrering)

Mekaniske forbehandling tar sikte på fjerning av relativt store partikler ($> 0,1$ mm) og siling er den mest vanlige forbehandlingsmetoden. Øvrige partikkelseparasjonsmetoder er omtalt i kap. 4.

3.1.1. Beskrivelse

Ved siling (planfiltrering) passerer vannet gjennom en flate (silduk) med ubetydelig dybde og partiklene i vannet separeres ved at de er større enn sil-åpningene i silduken som vannet strømmer gjennom

3.1.2. Anvendelsesområde

De fleste vannbehandlingsanlegg bør ha sil med lysåpning 0,4 mm eller finere før vannet slippes inn til behandlingsanlegget.

I enkelte tilfeller hvor man benytter eutrofierte innsjøer som kilde kan høy algevekst representere et problem i perioder. Det kan da være aktuelt å sette inn mikro-sil eller flotasjonsanlegg som forbehandling for å håndtere det.

Enkelte av de store elvene i verden er sterkt slamførende. Det gjelder også noen bre-elver i Norge. Sedimentering (uten for-koagulering) benyttes enkelte steder som forbehandlingsmetode for å separere siltfraksjoner. Som oftest må man imidlertid ty til koagulering av elvevann for å klare å avskille finfraksjoner (leir) fra vannet

3.1.3. Konstruktiv utforming

Man skiller mellom:

- 1) grovsiling, med typisk lysåpning 2 – 4 mm, som hovedsakelig benyttes for å beskytte mot at større gjenstander eller levende organismer (fisk etc.) skal tilføres vannbehandlingsanlegget
- 2) finsiling, med typisk lysåpning 0,4 – 0,6 mm, som benyttes for å hindre at større partikler (småfisk, planterester etc.) kommer inn på behandlingsanlegget eller på ledningsnettet
- 3) mikrosiling, med typisk lysåpning 10 – 50 μm , som benyttes for å fjerne alger og andre partikler $> 10 - 50 \mu\text{m}$

På små anlegg benyttes ofte trykksiler (ofte som mikrosiler) som kobles direkte inn på overføringsledningen uten å bryte trykklinjen med fritt vannspeil. Denne type siler spyles/rengjøres automatisk når trykkfallet over silflaten overskrider en på forhånd fastsatt grense.

Mikrosiler benyttes ofte som eneste forbehandling i anlegg for behandling av humusvann med lav turbiditet (for eksempel membranlegg og ionebytteranlegg).

I silanlegg bør det alltid være minst to parallelle linjer slik at spyling av siler, rengjøring av silkammer og eventuelle reparasjoner utføres uten at vannforsyningen avbrytes.

3.1.4. Dimensjonering

Tabell 3.1 viser typiske verdier for dimensjonerende gjennomstrømningshastigheter i ulike kategorier av siler beregnet på neddykket flate

Tabell 3.1 Typiske dimensjoneringsdata for siler

Siltype	Lysåpning (mm)	v_s (mm/s) ¹
Grovsil	1,0 – 5,0	150 – 200
Finsil	0,1 – 1,0	50 – 100
Mikrosil	0,01 – 0,1	5 – 50

¹ v_s = Dimensjonerende gjennomstrømningshastighet beregnet på neddykket flate (mm/s)

Mikrosiler dimensjoneres typisk for et normalt falltap gjennom silen på 7,5 – 15 cm og et maksimalt falltap på 30 – 45 cm.

Siler er typisk prefabrikkerte enheter og det henvises til leverandørene for mer detaljerte kriterier for dimensjonering.

3.2. Kjemisk behandling

Kjemisk behandling innebærer at man tilsetter et kjemikalium til råvannet for å forhindre biologisk vekst eller korrosjon i tilførselssystemet eller i behandlingsanlegget.

For-desinfeksjon med klor kan benyttes for å forhindre biologisk vekst i etterfølgende behandlingstrinn, men det advares mot dette i humusholdig vann ettersom uønskede klorerings-biprodukter vil dannes.

Tilsetning av ozon, kan også være aktuelt å benytte i forbehandlingsøyemed – da for å forbedre koagulering (se avsnitt 4.3), fjerne organiske mikroforurensninger (se avsnitt 7.3) eller produsere biodegraderbart organisk materiale foran biofilter (se avsnitt 5.4).

Det kan også være aktuelt å tilsette korrosjonshindrende kjemikalier i behandlingen.

Kjemikaliebaserte behandlingsmetoder blir behandlet under respektive kapitler.

4. Metoder for fjerning av partikler

4.1. Generelt om partikkelseparering

I dette avsnittet fokuseres det primært på enhetsprosesser for fjerning av partikler (turbiditet). I Norge har vi oftest å gjøre med bløtt, humusholdig overflatevann med lavt partikkelinnhold. Det er imidlertid ikke uvanlig at elvevann eller innsjøvann med høyt partikkelinnhold også kan inneholde for mye humus. Dimensjonering av enhetsprosessene for disse ulike typer av vann er ganske like. Ettersom humusvann med lavt partikkelinnhold er svært vanlig i Norge, skal dimensjonering av koaguleringsanlegg for denne type vann blir spesielt omtalt i kap. 5 (avsnitt 5.2).

I forbindelse med behandling av drikkevann karakteriseres partikkelinnholdet i vannet vanligvis ved måling av turbiditet. I enkelte tilfeller vil partikkeltelling gi ytterligere informasjon og for eutrofierte råvannskilder vil bestemmelse av klorofyll være nyttig.

Partiklene kan ha ulikt opphav. Vanlige partikkeltyper er:

- 1) Mineralske partikler (leir- og jordpartikler etc.) som et resultat av erosjon (for eksempel breslam). Slike partikler kan være svært små og befinner seg i det kolloidale området (0,01–1 µm), og holder seg derfor svevende i vannet og skaper turbid vann.
- 2) Organiske partikler som stammer fra levende organismer, for eksempel bakterier, protozoer, alger etc. De fleste av disse partiklene er i området 1–100 µm, men selv de største av disse partiklene (for eksempel alger) kan holde seg svevende i vannet pga. sin evne til egenbevegelse. Oppblomstring av alger (eutrofiering) vil kunne skape høy turbiditet i mange vannkilder.
- 3) Mineralske og organiske partikler som stammer fra utslipp av avløpsvann fra kommunale og industrielle anlegg – samt fra jordbruket.

Av særlig betydning for de behandlingsmetodene som benyttes for fjerning av partikler i vann er:

- 1) **Partiklenes størrelse og tetthet (dvs. tyngde).** Felles for partikler som ønskes fjernet i vann fra tradisjonelle vannkilder, er at de er små (vanligvis i det kolloidale området) og/eller levende, og at de derfor holder seg svevende i vannet og skaper turbiditet.
- 2) **Partiklenes ladning.** Partikler i vann ved normale pH-forhold for drikkevann er negativt ladet. Det innebærer at de omgir seg med en sky av positivt ladede ioner som gjør at partiklene frastøter hverandre og ikke løper sammen. Vi sier at de er «stabile».

En måte å separere partiklene på er simpelthen å holde dem tilbake i en silflate (planfiltrering) eller i et lag med sand eller annet granulært materiale (dybdefiltrering) der lysåpningen er mindre enn partiklenes størrelse. I tilfeller der partiklene er relativt store, kan slik behandling (uten bruk av kjemikalier) være tilstrekkelig. I andre tilfeller kan slik behandling benyttes som forbehandling. Siling er omtalt i avsnitt 3.1. Ved bruk av membranfiltrering (som i realiteten er planfiltrering med svært liten lysåpning) kan direkte filtrering (uten bruk av kjemikalier) fjerne selv de minste partikler.

Normalt må man imidlertid, for fjerning av svært små partikler (kolloider), først påvirke deres ladning før partiklene lar seg separere. Ved tilsetning av en positivt ladet koagulant kan man endre på partiklenes stabilitet slik at de løper sammen til aggregater av partikler (koagulering) som er store nok til å la seg separere. Partikkelseparasjonen kan skje ved hjelp av en eller flere etterfølgende enhetsprosesser; som sedimentering/lamellsedimentering, flotasjon, dybdefiltrering/sandfiltrering og membranfiltrering.

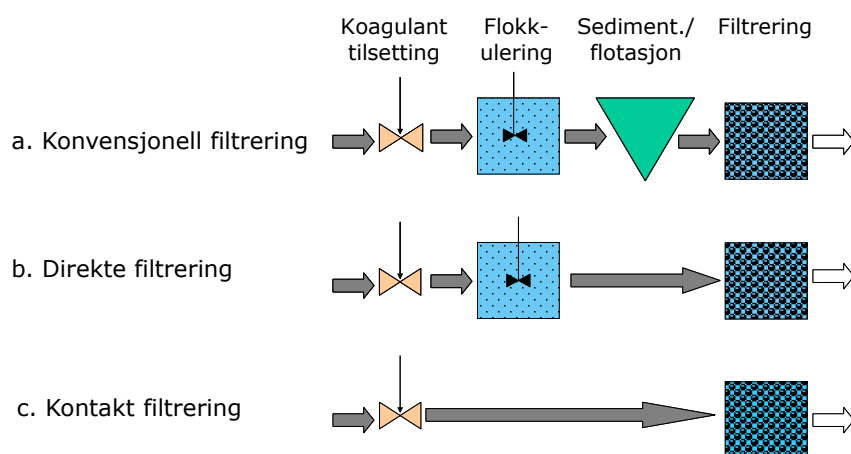
En totalprosess basert på koagulering etterfulgt av flokkulering og partikkelseparasjon, er den hyppigst forekommende vannbehandlingsprosess på verdensbasis og anlegg basert på disse prosessene refereres her til som «koaguleringsanlegg» – som altså er en betegnelse på en metode sammensatt av mange enhetsprosesser. Oppbygning av koaguleringsanlegg beskrives i avsnitt 4.2.

Koaguleringsanlegg kan også benyttes for fjerning av humus (se avsnitt 5.2) og i Norge er koaguleringsanlegg mer brukt for dette formålet enn for partikkelfjerning alene (evt. kombinert humus og partikkelfjerning).

De samme partikkelseparasjonsprosessene kan også benyttes for separasjon av partikler/fnokker som er dannet gjennom en fellingsprosess, f.eks. ved fjerning av jern og mangan.

4.2. Oppbygning av koaguleringsanlegg

Et koaguleringsanlegg kan være oppbygget som vist i figur 4.1. I den konvensjonelle prosessløsningen er anlegget utstyrt med separasjon over to trinn, et grovseparasjonstrinn (normalt sedimentering eller flotasjon) og et finseparasjonstrinn (normalt sandfiltrering) (figur 4.1a). Denne oppbygningen av koaguleringsanlegg dominerer der slammengden som skal separeres er stor, f.eks. ved råvann fra slamholdige elver, innsjøer med svært høyt humusinnhold eller eutrofierte (algerike) innsjøer.



Figur 4.1 Ulike oppbygninger av koaguleringsanlegg

Dersom partikelmengden ikke er spesielt stor (f.eks. i mange innsjøvannverk) kan man utelate grovseparasjonssteget (sedimentering, evt. flotasjon) og gå direkte på filtrering etter flokkulering (figur 4.2b). Da kalles prosessen normalt koagulering/direktefiltrering. Utelater man også flokkuleringssteget og lar flokkuleringen skje i selve filteret, kalles prosessen koagulering/kontaktfiltrering (figur 4.2c). Direktefiltrering og kontaktfiltrering er i Norge mest benyttet for behandling av humusholdig innsjøvann med lav turbiditet (se avsnitt 5.2).

I det følgende skal veiledende dimensjoneringskriterier for partikkelseparasjonsprosesser som benyttes i forbehandling, i koaguleringsanlegg (både for partikkel og humusfjerning) og i utfellingsanlegg gjennomgås.

4.3. Koagulering

4.3.1. Beskrivelse

Ved koagulering tilsettes en koagulant for å destablisere kolloider og humusmolekyler i vann slik at disse løper sammen (aggregerer) og danner fnokker (aggregater) som kan separeres i etterfølgende separasjonstrinn.

De vanligste koagulantene er aluminiumsulfat, jernklorid, jernkloridsulfat eller prepolymeriserte aluminium- eller jernsalter (her referert til som poly-Al hhv. poly-Fe). Ettersom vannet i Norge ofte er surt og har lav alkalitet, og ettersom koagulantene også gir en sur reaksjon, må man vanligvis tilsette et alkali (kalk, lut, soda) for at koagulerings-pH skal bli riktig. Kationiske polymerer (f.eks. kitosan) kan også benyttes som koagulant.

4.3.2. Anvendelsesområde

Koagulering benyttes primært for:

- Fjerning av kolloidale partikler - turbiditet og mikroorganismer
- Fjerning av kolloidalt organiske stoff - humus

Koagulering av humusholdig vann behandles særskilt i avsnitt 5.2.

I tabell 4.1 er det gitt en oversikt over koagulanter og andre kjemikalier som benyttes i koaguleringsanlegg samt deres anvendelsesområde.

Tabell 4.1 Oversikt over koagulanter og andre kjemikalier som benyttes i koaguleringsanlegg

Klassifisering av kjemikalie	Kjemisk formel	Molekylvekt (g/mol)	Anvendelsesområde
Koagulanter			
Aluminiumsulfat	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14 \text{H}_2\text{O}$	594,4	Primær koagulant
Aluminiumklorid	AlCl_3	160,3	Brukes i blandinger med organiske polymerer
Polyaluminiumklorid	$\text{Al}_a(\text{OH})_b(\text{Cl})_c$	Variabel	Primær koagulant
Polyaluminiumsulfat	$\text{Al}_a(\text{OH})_b(\text{SO}_4)_c$	Variabel	Primær koagulant produsert på stedet
Jernklorid	FeCl_3	162,2	Primær koagulant
Jernsulfat	$\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$	400,0	Primær koagulant
Jernkloridsulfat	FeClSO_4	187,4	Primær koagulant
Polyjernkloridsulfat	$\text{Fe}_a(\text{OH})_b(\text{Cl})_c(\text{SO}_4)_d$	Variabel	Primær koagulant produsert på stedet
Kitosan		Variabel	Organisk primær koagulant/flokkulant
Hjelpekoagulanter			
Natriumsilikat/ aktivert silika	$\text{Na}_2\text{O}(\text{SiO}_2)_{2,3-25}$	242-1562	Hjelpekoagulant surgjort på stedet -
Bentonitt	$\text{Al}_2\text{Si}_2\text{O}_5(\text{OH})_4$	258	
Syntetiske polymerer	Variabel	Variabel	Koagulant (kationiske) og flokkulant
Kjemikalier for pH-korreksjon			
Kalsiumhydroksid	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	60,0	For pH-, alkalitet- og kalsiumkorreksjon
Natriumhydroksid	NaOH	40,0	For pH- og alkalitetskorreksjon
Natriumbikarbonat	Na_2CO_3	106,0	For pH- og alkalitetskorreksjon
Kalsiumkarbonat	CaCO_3	100,0	For pH-, alkalitet og kalsiumkorreksjon
Karbondioksid	CO_2	44,0	For pH- og alkalitetskorreksjon

I visse sammenhenger brukes skreddersydde koagulanter, f.eks. ekstra surgjorte metallkoagulanter.

Det vises for øvrig til Mattilsynet sin oppdaterte liste (per 2015) over godkjente vannbehandlings-kjemikalier (Mattilsynet, 2015).

4.3.3. Konstruktiv utforming

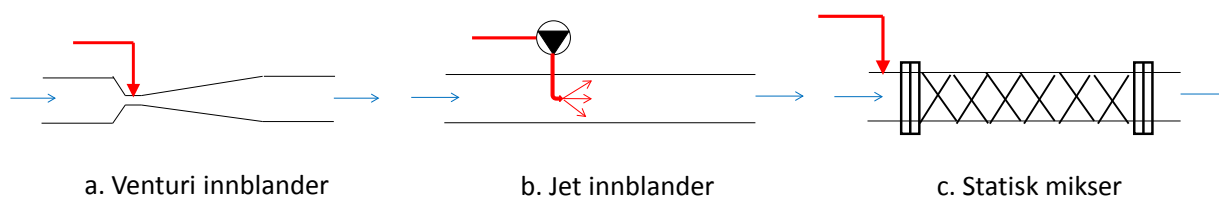
Ved koagulering av kolloider er innblandingen av kjemikalier viktig, både fordi reaksjonen med vannet er meget rask (< 1 sek) og dosen må være lav dersom man skal unngå overskudd av koagulant i det behandlede vannet.

Innblandingsenheten, hvor blanding av vannstrøm og kjemikaliestrøm skjer, har som hensikt å blande de to strømmene hurtigst mulig, slik at koagulantene utnyttes best mulig.

Noen erfaringer kan tyde på at innblandingen av koagulant ved humusfjerning er av mindre viktighet enn ved partikkelfjerning (Eikebrokk, 2012a).

Innblandingen kan med fordel skje i en stempelstrømningsreaktor, f.eks. i en innblandingsinnsats (ulike utforminger er tilgjengelige på markedet) på et tilløpsrør til flokkuleringsbassengene eller filterne. Ulike typer av rør-innblandingsenheter (plasskonstruerte eller prefabrikkerte) benyttes, f.eks. (se figur 4.2):

- Venturi-innblandere
- Jet-innblandere (jet skapt ved hjelp av pumping)
- Statistiske mikser



Figur 4.2 Prinsippskisse av ulike typer av rør-innblandere

Det er også eksempler på at koagulant blir tilsatt i sterkt omrørte kammer (hurtigmiksere), men denne typen innblandingsenhet er mindre effektiv enn en rør-innblander pga. de kortslutningsstrømmer som vil forekomme i hurtigmiksere. Ønsker man å bruke hurtigmiksere, bør det være minst to slike i serie.

4.3.4. Dimensjonering

Dimensjonering av koaguleringssteget består i å bestemme:

- a) Størrelse og utforming av innblandingsenhet
- b) Nødvendig koagulant-dose
- c) Koagulerings-pH og pH-justeringskemikalium
- d) Mengde utfelt/koagulert materiale – slamproduksjonen

4.3.4.1. Dimensjonering av rør-innblandingsenhet

Generelle dimensjoneringskriterier for innblandingsenheter kan vanskelig gis men som veiledning til dimensjonering av rør-innblandere, kan angis at oppholdstiden i rør-innblander bør være 2 – 5 sek ved en vannhastighet på 0,8 – 2,0 m/s.

I en rør-innblander bør den turbulente hastighetsgradienten, G (se avsnitt 4.4.1) være $> 1000 \text{ s}^{-1}$. For beregning av G -verdi i rør, se avsnitt 4.4.4.2.

Falltapet gjennom en statisk mikser kan beregnes som:

$$h_f = f \cdot L/d \cdot v^2/2g$$

der h_f = falltapet (m)

f = friksjonskoeffisienten = 1,0 – 1,5 (avhengig av fabrikat) i det turbulente området ($Re > 2000$)

L = Lengden på den statiske mikseren (m)

d = diameteren på røret der den statiske mikseren er plassert (m)

v = vannhastigheten i røret hvor den statiske mikseren er plassert (m/s)

g = tyngde-akselerasjonen (= $9,81 \text{ m/s}^2$)

Det henvises for øvrig til leverandørene av prefabrikkerte innblandingsenheter som kan gi detaljerte anbefalinger mht. størrelse, utforming og falltap for aktuell innblandingsenhet.

4.3.4.2. Bestemmelse av nødvendig koagulantdose

Nødvendig koagulant-dose er avhengig av en rekke forhold (turbiditet, humusinnhold, pH, temperatur etc.) i det vannet som skal koaguleres, men særlig av pH under koaguleringen. Ettersom vannet i Norge vanligvis er bløtt og har lav alkalitet og at koaguleringsreaksjonen er sur, må man vanligvis tilsette et pH-regulerende kjemikalium (alkali – se tabell 4.1) for å sikre optimal pH under koaguleringen. Typiske doseringsmengder og optimale pH-verdier for de vanligst brukte koagulantene er angitt i tabell 4.2.

Tabell 4.2 Typiske områder for optimal pH- og koagulantdosering for turbiditetsfjerning¹⁾

Koagulant	Typisk optimal pH	Typisk dosering
Aluminiumsulfat	6,5 – 7,5	0,5 – 1,5 mg Al/l
Jernklorid/Jernkloridsulfat	5,5 – 7,5	1,0 – 3,0 mg Fe/l
Prepolymerisert Al-klorid (PAX)	6,8 – 7,5	0,5 – 1,5 mg Al/l

1) Optimal pH for koagulering hvor humusfjerning er det primære mål, er typisk lavere og doseringen typisk høyere enn når turbiditetsfjerning er i fokus – se kap 5 (avsnitt 5.2).

Ved høy turbiditet i råvann vil nødvendig dose øke med økende turbiditet, og det kan være nødvendig å styre dosen etter innkommende turbiditet.

Ved lav turbiditet i råvann kan det være aktuelt å tilsette hjelpekoagulant (se tabell 4.1), for å bidra til raskere fnokkoppygning og forbedret separasjon.

Kjemikalievalg og kjemikaliendose må i hvert enkelt tilfelle både være slik at renseresultatet bli best mulig og at restkonsentrasjonene av de tilsatte kjemikalier blir minst mulig. Det vil derfor ofte være hensiktsmessig å utføre laboratorieforsøk/pilotforsøk før dimensjonerende dose bestemmes.

4.3.4.3. Bestemmelse av mengde utfelt materiale – slamproduksjonen

Slamproduksjonen vil være bestemt av mengde av fjernet suspendert stoff pluss mengde av utfelt materiale, og kan bestemmes ved følgende formel:

$$SP_k = SS_{ik} + K \cdot D$$

der SP_k = slamproduksjonen (mg SS/l) etter koagulering (og flokkulering)

SS_{ik} = konsentrasjonen av suspendert stoff i vann tilført koaguleringsstrinn

D = dosering av koagulant (mg Al (evt. Fe)/l)

K = utfellingskonstant²⁾ – kan ved dimensjonering settes lik 4,0 for Al og 2,5 for Fe

2) Den teoretisk verdien for K ved utfelling av hhv $Al(OH)_3$ og $Fe(OH)_3$ er hhv. 2,89 for Al og 1,91 for Fe. Ved dimensjonering bør man imidlertid ta høyde for evt. andre utfellingsreaksjoner samt en sikkerhetsmargin. Eikebrokk (2012a) viser til forsøk med humusvann der utfellingskonstantene ble bestemt til hhv. 4,2 for Al-koagulering og 2,5 ved Fe-koagulering.

Innkommende mengde suspendert stoff (SS_{ik}) kan være sammensatt av SS i råvann og eventuelle returstrømmer, samt SS forårsaket av evt. forbehandlingsprosesser (f.eks. for korrosjonskontroll). Normalt vil imidlertid bidraget til slamproduksjonen fra utfelt materiale være langt større enn bidraget fra SS i vann tilført koaguleringsstrinnet. Ofte har man ikke data for SS i råvann, men derimot turbiditet. Det er ingen allmen-gyldig korrelasjon mellom turbiditet og SS, men i leirførende elver kan man anta at 1 NTU (turbiditet) tilsvarer 1–1,5 mg SS/l (for området 1–10 NTU).

4.4. Flokkulering

4.4.1. Beskrivelse

Flokkulering av koagulerte partikler til fnokker kommer i stand ved at de koagulerte partiklene bringes i kontakt med hverandre og aggregerer. Dette skjer normalt ved en eller annen form for omrøring i flokkuleringsreaktoren. Flokkuleringen kan også forbedres ved tilsetning av polymerer (se figur 4.3).

Flokkuleringseffektiviteten (dvs. graden av aggregering av små partikler til fnokker) er avhengig av:

- 1) den turbulente hastighetsgradient (G) som er et uttrykk for omblandingsintensiteten i flokkuleringsreaktoren.
- 2) oppholdstiden (T), og oppholdstidsfordelingen – et uttrykk for graden av stempelstrømning – som kan uttrykkes ved blandingseffektiviteten (m)
- 3) fnokkvolumfraksjonen (Φ) – et uttrykk for hvor stort volum fnokkene opptar av det totale reaktorvolum

Den turbulente hastighetsgradient, G , er gitt av tilført effekt pr. volumenhet (watt/m³) og dynamisk viskositet (kg/m·s):

$$G = [P/(\mu \cdot V)]^{1/2}$$

Der G = turbulent hastighetsgradient (s⁻¹)

P = Tilført effekt (W) (1W = 1 kg·m²/s³)

μ = dynamisk viskositet (kg/m·s)

V = reaktorvolum (m³)

Midlere dimensjonerende oppholdstid (T) er gitt som forholdet mellom reaktorvolum og vannmengde (V/Q_{dim}), mens blandingseffektiviteten, m , er identisk med antall kammer i flokkuleringsreaktoren dersom hvert kammer er totalt omblandet. Ved å plassere flere total-omblendede kammer i serie, økes blandingseffektiviteten slik at strømningsbildet nærmer seg det som oppnås ved stempelstrømning, som er det optimale fra et flokkulerings-synspunkt.

Fnokkvolumfraksjonen, Φ (dimensjonsløs) er tilnærmet proporsjonal med partikkelkonsentrasjonen (C) som vil primært avhenge av type og dose av fellingsmiddel samt reaktorutforming (etablering av slamteppe osv.).

4.4.2. Anvendelsesområde

Flokkuleringen er å betrakte som en forbehandlingsprosess for forbedring av separasjon av partikulært (vanligvis koagulert eller utfelt) materiale – spesielt knyttet til grovseparasjon (sedimentering og flotasjon) men kan også gi forbedret separasjon ved direktefiltrering. Dette betinger imidlertid at G -verdien er tilstrekkelig høy (se tabell 4.4). For lav G -verdi ved flokkulering i direktefiltreringsanlegg kan være direkte uheldig.

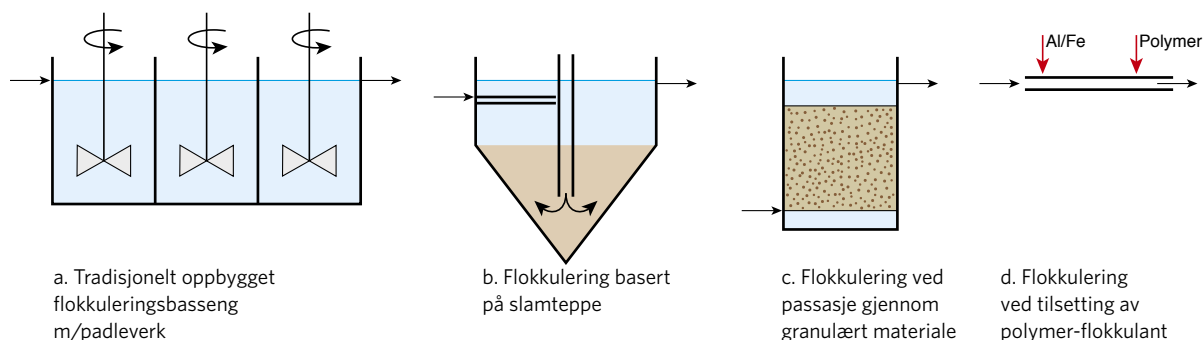
Flokkulering benyttes primært i koaguleringsanlegg for fjerning av turbiditet og fjerning av humus, men kan også være naturlig å benytte i utfellingsanlegg (f.eks. for fjerning av jern og mangan) eller i andre anlegg der fnokker skal separeres.

4.4.3. Konstruktiv utforming

Flokkulering kan avstedkommes på forskjellige måter, men i alle tilfeller må det til en viss tilført energi samt en viss oppholdstid. For oversiktens skyld kan vi her skille mellom flokkulering ved mekanisk omrøring, flokkulering i slamteppe, flokkulering ved passasje gjennom et granulært materiale og kjemisk flokkulering. Disse prinsippene (se figur 4.3) benyttes alle i vannbehandlingen – ofte samtidig i ett og samme anlegg.

I konvensjonelle koaguleringsanlegg (figur 4.3a) benyttes vanligvis flokkuleringstanker med mekanisk omrøring som skal sørge for kollisjoner mellom fnokkene og derfor flokkulering. I omrørte reaktorer benyttes vanligvis paddel-omrørere eller propell-/turbine-omrørere. Vanligvis benyttes flere kammer i serie for å bedre oppholdstidsfordelingen (i retning av stempelstrømning) og redusert omrøringsintensitet fra første til siste kammer dersom fnokkene skal sedimenteres før filtrering.

I og med at flokkuleringshastigheten kan økes ved å øke fnokkvolumfraksjonen, kan høy flokkuleringsgrad oppnås ved relativt lave oppholdstider i såkalte fnokkteppe- ("floc blanket") eller slamteppebassenger (figur 4.3b). Disse



Figur 4.3 Prinsipper for utforming av flokkuleringsreaktorer

etableres som oftest i bunnen av sedimenteringsbasseng. Ofte kombineres både omrøring, slamteppe og sedimentering i ett og samme basseng (se avsnitt 4.5.3.4).

En tilsvarende effekt får vi om det koagulerende materialet ledes gjennom en seng av granulært medium (plastelementer, løs «Leca», grov sand, grus etc.) (figur 4.3c) ettersom vannet da må passere områder med stor mulighet for kollisjoner mellom de utfelte partikler (både seg i mellom og med det granulære mediet).

Flokkulering kan også oppnås ad kjemisk veg, ved tilsetning av flokkulanter (figur 4.3d), som organiske, anioniske (negativt ladede) evt. non-ioniske polymerer. De er normalt syntetisk fremstilt, men kan også være naturlige organiske biopolymerer, som f.eks. alginater eller kitosan. De grunnleggende flokkuleringsmekanismer er de samme også ved tilsetning av kjemiske flokkulanter. Det trengs også her en viss omrøringsintensitet og en viss oppholdstid. Man kan imidlertid operere med høyere omrøringsintensitet med det resultat at oppholdstiden kan gjøres mindre. Kjemiske flokkulanter benyttes derfor primært ved direktefiltrering og kontaktfiltrering hvor fnokkene utsettes for høye skjærkrefter, og hvor man er ute etter små, sterke og tette fnokker.

4.4.4. Dimensjonering

Ved dimensjonering av flokkuleringsreaktorer må følgende bestemmes:

- Størrelsen på flokkuleringsreaktoren (evt. flokkuleringssonen)
- Inndeling i reaktorkammer i omrørte reaktorer
- Tilført effekt til omrørere i omrørte reaktorer

Tabell 4.3 viser typiske dimensjoneringsverdier fra litteraturen for paddel-omrørere og propell-/turbin-omrørere. Det er vanlig å bruke variabelt gir slik at omdreiningshastigheten kan endres.

Tabell 4.3 Typiske dimensjoneringskriterier for paddel- og propell/turbin-omrørere

Dimensjoneringsparameter	Benevning	Paddelomrørere	Propell/turbin-omrørere
Hastighetsgradient (G)	s^{-1}	10 – 50	10 – 100
Perfihastighet	m/s	0,25 – 0,75	1 – 3
Rotasjonshastighet	omdr./min	0,5 – 3	5 – 20
Kammerdimensjon (bredde/lengde-forhold)	m/m	3 – 25	3 – 8
Antall kammer	antall	2 – 6	2 – 4

4.4.4.1. Dimensjonering av omrørte flokkuleringsreaktorer

Ettersom en rekke forhold (se avsnitt 4.4.1) har innflytelse på flokkuleringseffektiviteten, er dimensjoneringskriteriene sammenfattet i en empirisk dimensjoneringsmodell for størrelsen på flokkuleringsreaktoren, som inkluderer både omrøringsintensitet (representert ved G-verdi), oppholdstid (representert ved dimensjonerende oppholdstid) og fnokkvolumfraksjonen (representert ved utfelt materiale som er tilnærmet proporsjonal med koagulantdosering):

$$T_{\text{dim,tot}} = 10^6 / 60 \cdot G \cdot m \cdot k \cdot D$$

der $T_{\text{dim,tot}}$ = total oppholdstid i flokkuleringsreaktoren (min)

G = turbulent hastighetsgradient i flokkuleringsreaktoren (s^{-1})

m = antall like store kammer som flokkuleringsreaktoren er inndelt i

D = er doseringsmengde av koagulant (mg Al, Fe/l)

k = fnokkvolumkonstant (l/mg) – for Al og Fe settes $k = 4,0$ l/mg

Dersom man avtrapper G -verdien fra første til siste kammer, slik man bør gjøre dersom første fnokkseparasjonstrinn er sedimentering, skal man i formelen for dimensjonerende oppholdstid benytte midlere G -verdi (forutsatt at flokkulerings-kamrene er like store) beregnet som:

$$G_{\text{midlere}} = (G_1 + G_2 + \dots + G_n) / n$$

der $G_1 \dots G_n$ = G -verdi i flokkuleringskammer 1, 2...n

T_n = Oppholdstid i flokkuleringskammer 1, 2...n

T_{tot} = total oppholdstid i flokkuleringstanken ($= T_1 + T_2 \dots T_n$)

Om man har forskjellig størrelse på kammerene, skal man beregne midlere G -verdi som:

$$G_{\text{midlere}} = (G_1 \cdot T_1 + G_2 \cdot T_2 + \dots + G_n \cdot T_n) / T_{\text{tot}}$$

der $G_1 \dots G_n$ = G -verdi i flokkuleringskammer 1, 2...n

T_n = Oppholdstid i flokkuleringskammer 1, 2...n

T_{tot} = total oppholdstid i flokkuleringstanken ($= T_1 + T_2 \dots T_n$)

Denne situasjonen krevet imidlertid en iterativ prosess, hvor man i utgangspunktet antar oppholdstiden i ligningen og så korrigerer etter hvert som den beregnede G -verdien innsatt i ligningen for $T_{\text{dim,tot}}$ overensstemmer med den antatte oppholdstiden.

Anbefalte G -verdier er vist i tabell 4.4 som også viser typisk korresponderende total oppholdstid (f.eks. beregnet på grunnlag av dimensjoneringsmodellen over) for flokkuleringsbasseng foran ulike separasjonsprosesser. Fra tabell 4.4 fremgår det at det er svært mye å hente på inndeling i kammer (dvs. etterstrebe stempelstrømning). Det er imidlertid sjelden at man benytter med enn 4 flokkuleringskammer i serie.

Tabell 4.4 Anbefalte G -verdier samt typisk korresponderende total oppholdstid for omrørte flokkuleringsbasseng foran ulike separasjonsprosesser ¹⁾

Flokkulering foran:	Koagulant	G-verdi (s^{-1})			Typisk total oppholdstid (min)		
		Første kammer	Mellomligg. kammer	Siste kammer	2	4	6
Sedimentering	Al/Fe/Poly-Al	40-50	15-20	<10	40-60	25-35	15-25
	Al/Fe/Poly-Al + polymer	60-80	30-40	<10	30-40	20-25	10-15
Flotasjon	Al/Fe/Poly-Al	70-90	70-90	70-90	20-30	10-20	5-10
	Al/Fe/Poly-Al + polymer	80-100	80-100	80-100	15-20	10-15	5-10
Dybdefiltrering	Al/Fe/Poly-Al	>100	>100	>100	10-15	5-10	-
	Al/Fe/Poly-Al + polymer	> 100	>100	>100	0-10	0-5	-
Membran (UF/MF) filtrering	Al/Fe/Poly-Al	>100	>100	>100	10-15	5-10	-
	Al/Fe/Poly-Al + polymer ¹⁾	>100	>100	>100	0-10	0-5	-

1) Det advares mot bruk av polymer som flokkuleringsmiddel foran membranfiltre pga. gjentettingsfaren

Det er vanskelig å dimensjonere for flokkuleringseffektiviteten i slamteppe-bassenger og flokkuleringsreaktoren foran slike bassenger dimensjoneres derfor vanligvis uavhengig av sedimenteringstanken. Den endelige flokkuleringen skjer imidlertid i slamteppet i sedimenteringstanken og derfor kan man tillate seg å dimensjonere for høyere midlere G-verdi i flokkuleringstanken ($G = 40\text{--}60\text{ s}^{-1}$ ved Al/Fe-koagulering uten polymer) foran slamteppebassenger.

Det samme gjelder for flokkulering foran og i sandfiltre (direkte- og kontaktfiltrering). Her er det fordelaktig å benytte høy G-verdi i flokkuleringen før filteret ettersom man ønsker seg små, tette fnokker som evner å trenge inn i filteret. Store, skjøre fnokker, som er et resultat av lav G-verdi i flokkuleringsreaktoren (eller i vannvolumet over filtersengen) er direkte uheldig både fordi fnokkene gjerne blir knust når de skyter fart på veg inn i filterets poresystem og fordi en slik situasjon kan føre til økt falltap i øvre lag av filteret.

Dimensjoneringskriteriene over bygger på at vannet omrøres med en viss intensitet, beskrevet gjennom den turbulente hastighetsgradienten, $G\text{ (s}^{-1}\text{)}$ (se avsnitt 4.4.1).

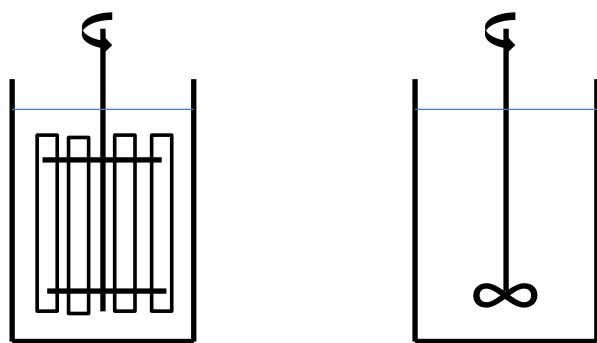
Det er flere måter å tilføre den effekten på, som skal til for å få en gitt G:

- Ved hjelp av omrørere
- Ved hjelp av lufting
- Ved hjelp av på tvungne strømningsveier (hydrauliske flokkulatorer)

Lufting er ikke å anbefale ettersom den lokale G-verdien nær en boble kan bli mange ganger den midlere G-verdien som luftingen innebærer generelt i reaktorens vannvolum, slik at man i realiteten ikke har kontroll på den G-verdi man introduserer gjennom luftingen.

Hydrauliske flokkulatorer kan være basert på at det er etablert ledevegger eller andre hindringer i flokkuleringsbassenget – som skaper omrøring. Selv om det finnes beregningsformler (basert på falltap) for beregning av G, blir disse ganske usikre ettersom G-verdien vil variere mye i bassenget (f.eks. være mye høyere i bend enn på rett-strekk etc.). Hydrauliske flokkulatorer har vært like brukt i Norge.

Vi skal her derfor bare omtale av dimensjonering av flokkuleringsbasseng med omrørere. Dette kan være paddel-omrørere eller propell/turbin-omrørere, se figur 4.4.



Figur 4.4 Prinsippkisse av omrørere i flokkuleringsbasseng

Nødvendig effekt for å oppnå en ønsket G-verdi er:

$$P = \mu \cdot V \cdot G^2$$

der P = Tilført effekt i aktuelt reaktorkammer (W) ($1\text{ W} = 1\text{ kg} \cdot \text{m}^2/\text{s}^3$)

G = turbulent hastighetsgradient i aktuelt reaktorkammer (s^{-1})

μ = dynamisk viskositet ($\text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}$)

V = volum av det reaktorkammer der ønsket G-verdi skal etableres (m^3)

Når nødvendig effekt er bestemt, bestemmes omrøringsintensiteten som funksjon av type omrører og deres utforming.

Paddelomrørere

Effektoverføringen av en paddel til vannet kan beskrives med ligningen:

$$P_p = \frac{1}{2} C_D \cdot A_p \cdot \rho \cdot v_{rel}^3$$

der C_D = drag-koeffisienten for padlerbladet (dimensjonsløst) – kan settes til :

1,16 (basseng lengde/bredde=1)

1,20 (basseng lengde/bredde=5)

1,50 (basseng lengde/bredde=20)

1,90 (basseng lengde/bredde>>20)

A_p = det dykkede arealet av padlerbladet (i rotasjonsretningen, m²)

ρ = vannets tetthet (kg/m³)

v_{rel} = padlerhastigheten relativ til vannet (m/sek) – kan vanligvis settes = 70 – 80 % av padlerens hastighet ved rektangulære/kvadratiske bassenger og < 50 % ved sirkulære basseng. Med ledevegger kan %-andelen økes – opp til 90 – 100 %

For å bestemme den totale tilførte effekt, må det summeres over alle padlerbladene som har ulik hastighet ettersom de ligger i ulik avstand fra akslingen. Typiske erfaringsverdier for dimensjonering av flokkuleringsbasseng basert på padleverk er gitt i tabell 4.5.

Tabell 4.5 Typiske erfaringsverdier for dimensjonering av flokkuleringsbasseng basert på padleverk

Parameter	Dimensjoneringsverdi
Diameter på padlerarmen	3 – 4 m
Paddelbladets bredde	100 – 150 mm
Lengde på padlerblad	2 – 3,5 m
Padlerareal i forhold til bassengets gjennomstrømningsareal	< 20 % (typisk 15 %)
Avstand fra padlerarm til bassengvegg	0,7 m
Minste bassengdybde	1 m større enn diameter på padlerarmen
Antall kammer	2 – 6

Paddel-omrørere benyttes primært for G-verdier mindre enn 50 – 60 s⁻¹. For høyere G-verdier bør propell/turbin-omrørere benyttes. Disse kan også benyttes ved lave G-verdier.

Det anbefales at omrører-drivverk for paddel-omrørere utstyres med trinnløst for at omrørings-intensiteten (G-verdien) skal kunne innstilles slik at den gir optimale driftsforhold på det enkelte vannverk.

Propell/turbin omrørere

En propell/turbin-omrører karakteriseres med det såkalte effekt-tallet (power number) som er gitt ved (Crittenden et al, 2012):

$$N_p = P/\rho \cdot N^3 \cdot D^5$$

der N_p = effekt-tallet (power number) (dimensjonsløst)

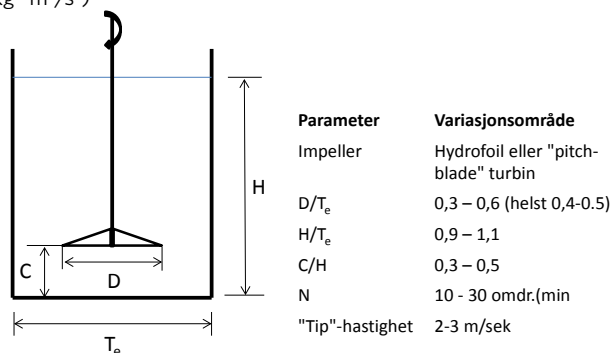
P = Tilført effekt i aktuelt reaktorkammer (W) (1W = 1 kg · m²/s³)

D = impellerens/propellens diameter (m)

N = rotasjonshastighet (omdr./min)

ρ = vannets tetthet (kg/m³)

Fra uttrykket for effekt-tallet bestemmes nødvendig omrøringsintensitet for å oppnå en gitt G-verdi når effekt-tallet er kjent. Effekttallet for ulike kommersielle propell/turbin-omrørere ligger i området 1 – 5. Typiske design kriterier for en PBT (pitch-blade-turbine) omrører er vist i figur 4.5.



Figur 4.5. Typiske parameterverdier for en PBT (pitch-blade-turbine) omrører (Crittenden et al, 2012)

4.4.4.2. Rørflokkulering

Godt kontrollert flokkulering kan oppnås ved å la suspensjonen passere gjennom et rør.

Rørflokkulatorer anbefales dimensjonert for:

- $G = 100 \text{ s}^{-1}$
- $T \geq 1 \text{ min}$

Nødvendig diameter på røret bestemmes av dimensjonerende G-verdi og vannets hastighet i røret. Oppholdstiden bestemmes av hastigheten i røret og lengden på det.

G-verdien kan beregnes som:

$$G = (f \cdot v^3 / 2 \cdot d_l \cdot \vartheta)^{1/2}$$

der f = friksjonskoeffisienten (dimensjonsløs) = $(100 \cdot \text{Re})^{-0.25}$, der $\text{Re} = v \cdot d_l / \vartheta$

v = vannets hastighet i røret (m/s)

d_l = rørets diameter (m)

ϑ = kinematisk viskositet (m^2/s) = μ/ρ (absolutt viskositet, $\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$ / tetthet, kg/m^3)

Denne beregningsmåten gjelder rette strekk av røret eller rør med svak krumning ($D/d_l > 860$, der D er krumningsdiameter). Benyttes flokkuleringsrør med krumning ($15 < D/d_l < 860$), skal friksjonskoeffisienten korrigeres når man (som normalt) vil ha turbulente forhold i røret:

$$f_{\text{turb}} = f \cdot \{0,9608 + 0,0917 [\text{Re} \cdot (d_l/D)^2]^{0.25}\} \quad \text{gjelder for } 0,034 \leq \text{Re} \cdot (d_l/D)^2 \leq 300$$

Ved krumt rør og turbulent strømning vil Reynoldstallet kunne bestemmes som:

$$\text{Re} = 2 \cdot 10^4 (D/d_l)^{-0.32}$$

Denne settes inn i ligningen for f_{kor} – som benyttes i stedet for f ved beregning av G

For å forhindre sedimentering i flokkuleringsrøret bør hastigheten aldri kunne bli $< 0,2 \text{ m/s}$.

For beregning av nødvendig oppholdstid og dermed nødvendig lengde av røret kan formelen for dimensjonerende oppholdstid angitt i avsnitt 4.4.4.1 benyttes, hvor m settes, $m = 10$.

4.5. Sedimentering (inkludert lamellsedimentering)

4.5.1. Beskrivelse

Sedimentering er i praksis en kontinuerlig prosess, dvs. at vannet med partiklene bringes inn i et basseng, vannet strømmer gjennom bassenget mens partiklene bunnfeller, og det fraseparerte (rensede) vannet tas ut ved bassengoverflaten. Dimensjoneringen må være slik en partikkel (som ønskes fjernet), skal ha nådd bunnen og blitt avsatt der før den horisontalt har blitt brakt til enden av bassenget. Den dimensjonerende partikkelstørrelsen (som er gitt av partikkelens synkehastighet) blir bestemt av den minste partikkel som kan fjernes.

Synkehastigheten (v_s) av denne må være større enn forholdet mellom gjennomstrømmende vannmengde og bassengets overflateareal for at partikkelen skal kunne fjernes. Dette forholdet, som kalles overflatebelastningen (v_f), er den viktigste dimensjoneringsparameter ved sedimentering (se avsnitt 4.5.4).

4.5.2. Anvendelsesområde

Sedimentering kan benyttes som grovseparasjon før filtrering (se figur 4.1) i et koaguleringsanlegg.

Sedimentering kan også benyttes for grovseparasjon av utfelt materiale knyttet til fjerning av metaller, herunder jern og mangan. Normalt er imidlertid ikke grovseparasjon nødvendig i slike tilfeller.

I sjeldnere tilfeller benyttes sedimentering som forbehandling for råvann fra sterkt slamførende elver.

4.5.3. Konstruktiv utforming – klassifisering av sedimenteringsbasseng

I tabell 4.6 nedenfor har man klassifisert ulike typer av sedimenteringsbasseng

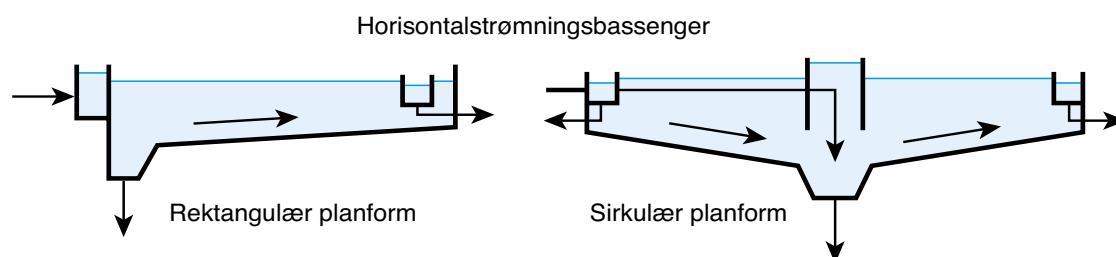
Tabell 4.6 Klassifisering av sedimenteringsbasseng

Bassengtype	Variant
Tradisjonelle bassenger med overveiende horisontal/radiell strømning	- Rektangulære - En-etasje - Fler (2 evt. 3) etasjer - Sirkulære
Tradisjonelle bassenger med overveiende vertikal strømning	- Kvadratiske - Sirkulære
Lamellsedimenteringsbasseng	- Med overveiende horisontal strømning - Med overveiende vertikal strømning
Slamteppe-/Slamkontakt-basseng	- Kvadratiske (evt. rektangulære) - Sirkulære
Kompaktbasseng basert på slamteppe og lameller	- Slamkontaktbasseng med lamellsedimentering og slamresirkulering - Mikrosandassistert slamkontaktbasseng med lamellsedimentering,

I moderne vannverk dominerer de 3 sistnevnte bassengtyper, men tradisjonell bassenger brukes fortsatt i eksisterende anlegg. De omtales derfor her med tanke på anlegg som skal oppgraderes.

4.5.3.1. Tradisjonelle sedimenteringsbasseng

Tradisjonelle sedimenteringsbasseng kan konstrueres for overveiende horisontal eller overveiende vertikal strømningsretning, se figur 4.6. De kan være utstyrt med slamskrape eller annen anordning som transporterer slammet til en slamlomme hvorfra det pumpes ut. I noen tilfeller dreneres slammet ut uten bruk av slamskrape.



Figur 4.6 Typisk form på tradisjonelle sedimenteringsbasseng for vannverk

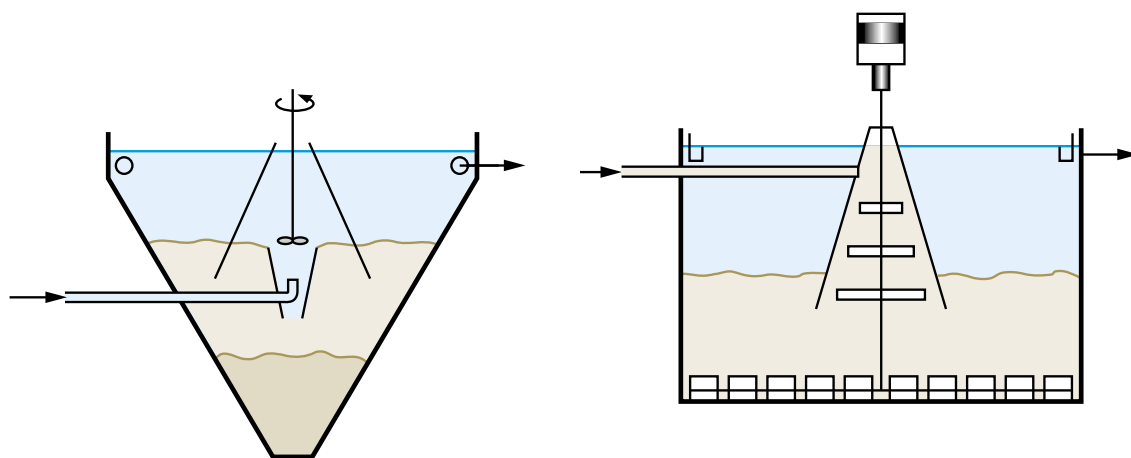
Tradisjonelle sedimenteringsbasseng med overveiende vertikalrettet strømning er vanligvis sirkulære eller kvadratiske og er ofte spissbunnet (se figur 4.6) og har derfor ofte ikke slamskraper selv om de selvsagt kan bygges med sirkulær slamskraper.

Tabell 4.7 Anbefalinger mht. konstruktiv utforming av tradisjonelle sedimenteringsbassenger

Konstruktiv utforming	Anbefaling	
Antall bassenger	Minst to i parallell - dersom anlegget ikke er så lite at dette blir upraktisk	Det må være mulig å drive hvert basseng uavhengig av de øvrige
Fordeling	Det må legges vekt på uniform fordeling av vannmengden til hvert basseng	
Relative dimensjoner Rektangulære basseng:	Lengde/dybde: > 15 Lengde/ bredde: > 5 Bredde/Dybde: 3 - 6	Den effektive dybden bør være rundt 3 - 4 m med minst 30 cm avsatt for slam på bunnen
Sirkulære basseng:	Diameter/dybde:	Fribordet ved maksimal vannføring bør være minst 30 cm avsatt for slam på bunnen
Bunnhelning ▪ Manuell drenering av slam ▪ Med slamskrape	1: 300 1: 600	
Bygningsteknisk utførelse		Bassenget kan overdekkes for å forhindre forurensning via luft

4.5.3.2. Slamteppe-/Slamkontakt basseng

I slamteppebasseng sørger man for at det flokkulerte vannet må passere en sone i bassenget med høy slamkonsentrasjon for å oppnå den forbedrede flokkulering som dette gir. Slike basseng kan ofte også ha en flokkuleringssone integrert i bassenget (se figur 4.7)



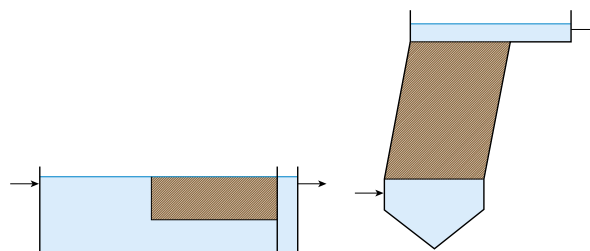
Figur 4.7 Eksempler på slamteppe-basseng med integrert flokkuleringssone

De anbefalinger som i tabell 4.7 er gitt for konstruktiv utforming av tradisjonelle sedimenteringsbassenger, kan også gjøres gjeldende for slamteppebassenger.

Oppholdstiden i slamsonen i slamteppebasseng bør være < 1 time. Slamuttaket bør være 1,0 - 1,5 % av vannstrømmen.

4.5.3.3. Lamellsedimenteringsbasseng

Prinsippet for oppbygging av lamellsedimenteringsbasseng er vist i figur 4.8. Man legger inn flere lameller, utformet som plater eller rørpakker, som settes på skrå slik at fnokkene som sedimenterer ned på skråflatene sklir videre nedover til en slamlomme.



Figur 4.8 Lamellsedimentering (skjematisk)

Den teoretiske, effektive overflaten blir da horisontalprojeksjonen av arealet av alle lamellene. Ved dimensjoneringen av lamellsedimenteringsbasseng benyttes derfor **overflatebelastningen på projisert flate**.

Lamellene kan bestå av flate plater, bølgeplater eller rør. Uansett type, vil de her bli referert til som «lameller». Avstanden mellom dem (evt. diameteren på rørene) er vanligvis 5–10 cm. Lamellsedimenteringsbasseng kan konstrueres slik at de gir overveiende horisontal strømning, vanligvis i form av rektangulære basseng med innsatte lameller (se figur 4.8a), eller med overveiende vertikal strømning hvor vannet blir tilført i et visst dyp og strømmer vertikalt oppover mot overløpsrenner ved overflaten (se figur 4.8.b). Lamellsedimenteringsbasseng kan bygges både som prefabrikkerte anlegg og som plassbygde anlegg. I tabell 4.8 er det satt opp generelle anbefalinger mht. konstruktiv utforming av lamellsedimenteringsbassenger.

Tabell 4.8 Generelle anbefalinger mht. konstruktiv utforming av lamellsedimenteringsbassenger

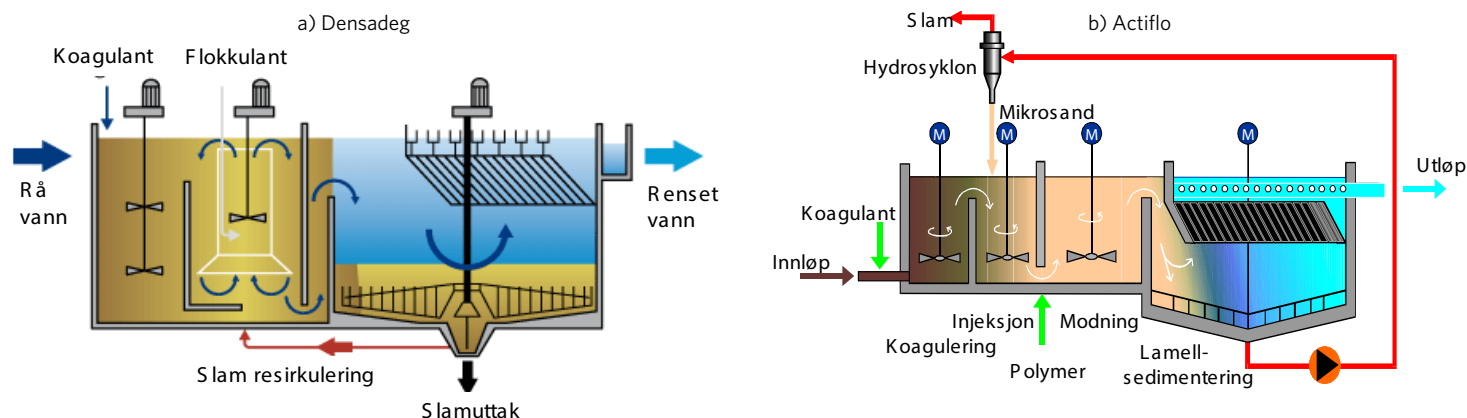
Konstruktiv utforming	Anbefaling	
Antall bassenger	Minst to i parallell - dersom anlegget ikke er så lite at dette blir upraktisk	Det må være mulig å drive hvert basseng uavhengig av de øvrige
Fordeling og avdrag	Det må legges vekt på uniform fordeling av vannmengden til hvert basseng	Det må sørges for så uniform som mulig fordeling av vannet over alle lamellene
Avstander I basseng med overveiende horisontal strømning (med lameller i deler av bassenget) I basseng med overveiende vertikal strømning	Avstand mellom undre lamell og bassengbunn bør være > 1,5 m Avstand fra innløpsvegg til første lamell og fra siste lamell til utløpsvegg bør være > 1,5 m Avstanden mellom bassengveggen og lamellpakken bør være < 100 mm	Den effektive dybden bør være rundt 3–4 m med minst 30 cm avsatt for slam på bunnen Fribordet ved maksimal vannføring bør være minst 30 cm avsatt for slam på bunnen Det horisontale arealet som lamellpakken utgjør av bassengets totale horisontale areal, bør være > 90 %.
Helning på lamellene	Helning på lamellene bør være > 60°	
Bygningsteknisk utførelse	Andel av overflaten dekket med lameller < 75 %	Bassenget bør være overdekket for å forhindre forurensning via luft

4.5.3.4. Kompaktbasseng

Kompakte koaguleringsanlegg baseres på flokkulering, slamteppe og lamellsedimentering i samme basseng. Eksempler er Circulator, Pulsators (inkl. Superpulsator), Densadeg og Actiflo. Den prinsipielle oppbygging av de to siste er vist i figur 4.9.

I begge disse kompaktbassengene benyttes flokkulering basert på omrøring samt tilsetning av flokkulant (polymer). I Densadeg returneres slam fra slamsonen i sedimenteringsbassenget til flokkuleringssonen, for der å oppnå så høy fnokkvolumfraksjon (Φ) som mulig.

I Actiflo-bassenget benyttes tilførsel av mikrosand til flokkuleringsbassenget. Mikrosanden flokkuleres inn sammen med det utfelte hydroksid til en fnokk med svært høy synkehastighet, slik at den vertikale strømningshastighet i sedimenteringsssonen kan komme opp i > 60 m/h. Sanden separeres fra slammet i en hydrosyklon og gjenbrukes. Det vil være et visst tap av mikrosand.



Figur 4.9 Eksempler på kompaktbasseng

4.5.4. Dimensjonering

Sedimenteringsbasseng dimensjoneres etter overflatebelastning (se avsnitt 4.6.).

$$v_f = Q_{dim} / A_{dim}$$

der v_f = overflatebelastningen (m/h))

Q_{dim} = dimensjonerende vannføring (m³/h)

A_{dim} = dimensjonerende overflateareal (m²)

Ved bestemmelse av dimensjonerende overflateareal skal areal som påvirkes av innløps og utløpszoner ikke inkluderes.

Ved lamellsedimentering er dimensjonerende overflateareal det summerte, projiserte lamellareal, dvs.

$$A_{dim} = \sum A_{lamell} \cdot \cos \alpha$$

der α = helningsvinkel på lamellene (bør være $\geq 60^\circ$)

$\sum A_{lamell}$ = summen av lamellarealet

I tabell 4.9 er det satt opp veiledende dimensjoneringskriterier for de ulike typer av sedimenteringsbasseng som er omtalt over samt anbefalt dimensjoneringsverdi.

Ulike typer av kompakte sedimenteringsbasseng er ofte beskyttet av patentrettigheter eller annen form for IPR (Intellectual Property Rights) og dimensjonering baseres derfor på leverandørens anbefalinger.

Tabell 4.9 Typiske og anbefalte dimensjoneringskriterier for ulike typer av bassenger

Type av basseng	Overflatebelastning, v_f (m/h) ved Q_{dim}		Oppholdstid ved Q_{dim} (h)	Dybde (m)	Annet
	Typisk verdi	Anbefalt verdi	Typisk verdi		
Tradisjonelle basseng med overveiende ▪ Horisontal strømning ▪ Radiell strømning ▪ Vertikal strømning	0,9–1,8 1,2–1,9 0,5–0,7	1,2 1,4 0,6	2–3 1,5–2,5 3–4	3–4 3–5 -	Overløpsbelastning: ▪ Rektangulære basseng: $< 11 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{h}$ ▪ Sirkulære/kvadratiske basseng: $< 7 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{h}$ Maks. gjennomstrømningshastighet:1,0 m/h
Slamteppebasseng	2,0–3,0	2,5	1–2	3–4	Overløpsbelastning: $< 10 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{h}$ Maks. vertikalhastighet i slamsonen: $< 6 \text{ m/h}$
Lamellsedimentering med overveiende ▪ Horisontal strømning ▪ Vertikal strømning	0,4–0,6 ¹ 0,4–0,8 ¹	0,5 ¹ 0,6 ¹	0,1–0,2	3–4 3–5	Gjennomstrømningshastighet: $< 3,6 \text{ m/h}$ Gjennomstrømningshastighet: $< 4,8 \text{ m/h}$
Kompaktbasseng	Kompaktbasseng er vanligvis IPR-beskyttet og dimensjoneres etter leverandørens anvisninger.				

1) Overflatebelastning beregnet på projisert flate

4.6. Flotasjon

4.6.1. Beskrivelse

Ved flotasjon separeres slampartikler fra vannfasen ved at partiklene hefter til små glassbobler som stiger opp mot overflaten. Slammet legger seg som et teppe på overflaten og kan derfra «skimmes» av. Boblene skapes ved å oppløse luft i vannet under høyt trykk. Når trykket reduseres, frigjøres luften i form av ørsmå (20 – 40 µm) luftbobler.

Bobledannelsen skjer ved trykksetting av en delstrøm (det såkalte dispersjonsvannet) – normalt en returstrøm fra behandlet vann.

Flotasjon er en god separasjonsmetode som stadig oftere blir benyttet i stedet for sedimentering for grovseparasjon i koaguleringsanlegg for drikkevannsbehandling. I tillegg til den gode separasjonseffekten er fordelene i forhold til tradisjonell sedimentering først og fremst at arealbehovet er mindre.

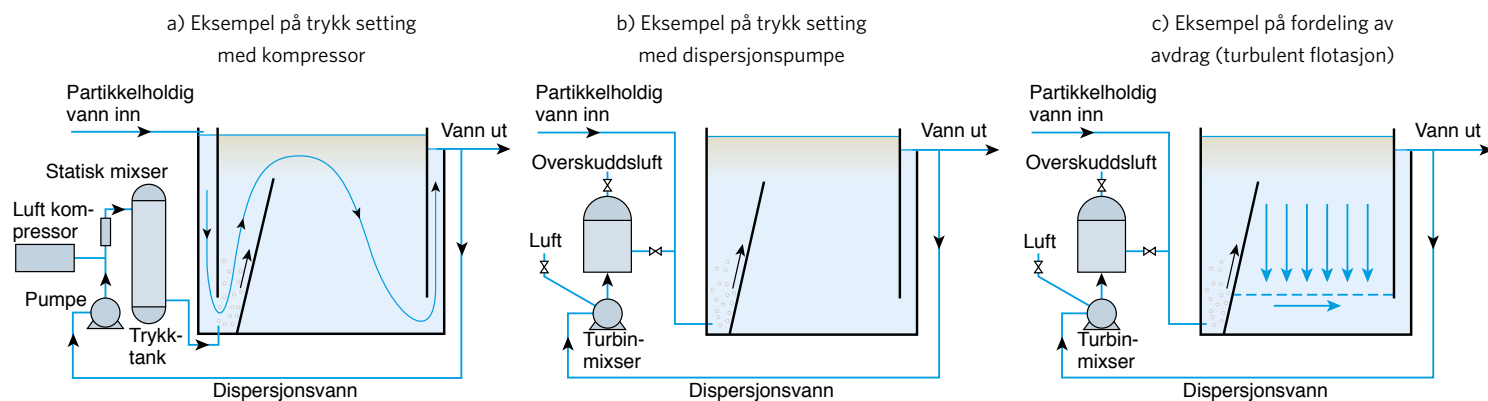
4.6.2. Anvendelsesområde

Flotasjon benyttes primært for grovseparasjon i koaguleringsanlegg (som et alternativ til sedimentering). Flotasjon kan (på samme måte som sedimentering) også benyttes for grovseparasjon av utfelt materiale knyttet til fjerning av metaller, herunder jern og mangan. Flotasjon kan også benyttes som forbehandling for fjerning av frittsevendende alger i råvann fra sterkt eutrofierte vannkilder.

4.6.3. Konstruktiv utforming

Flotasjonsbasseng kan være rektangulære eller sirkulære. Måten å frigjøre boblestrømmen på samt måten som boblestrømmen kontaktes med det flokkulerte vannet på, kan være forskjellig fra anlegg til anlegg. Det samme kan sies om måten å «skimme» flotert slam ut av anlegget på.

Trykksettingen for å oppnå bobledannelsen kan foregå ved hjelp av kompressor og trykktank eller ved hjelp av en spesiell turbinmikser, se figur 4.10.



Figur 4.10. Prinsipiell utforming av flotasjonsbasseng

Tradisjonelle flotasjonsbasseng er vanligvis relativt grunne (2 – 2,5 m) og strømningsretningen kan være om lag som antydnet i figur 4.10. Strømningsretningen kan også styres ved hjelp av fordelings-anordninger ved bunnen, slik at den blir mer vertikal rettet (se figur 4.10c). Gjennom dette kan høyere hydrauliske belastninger tillates og boblelaget gjøres tykkere. Slike basseng er derfor normalt også dypere (3 – 5 m) enn tradisjonelle anlegg. I tabell 4.10 er det gitt generelle anbefalinger mht. konstruktiv utforming av flotasjonsbasseng.

Tabell 4.10 Generelle anbefalinger mht. konstruktiv utforming av flotasjonsbasseng

Konstruktiv utforming	Anbefaling
Antall parallelle linjer Antall flokkuleringsbasseng	Minst 2 – Det må være mulig å drive hvert basseng uavhengig av de øvrige Minst to i serie i hver linje
Fordeling og avdrag	Det må legges vekt på uniform fordeling av vannmengden til hver linje

4.6.4. Dimensjonering

På tross av det ikke er en teoretisk begrunnelse for det, dimensjoneres flotasjonsbasseng vanligvis mht. «overflate belastningen» (dvs. vannmengde/overflateareal på flotasjonssonen) på samme måte som sedimenteringsbasseng. Både utformingen av bassenget, måten boblestrømmen kontaktes med det flokkulerte vannet på, strømningsbildet i reaktoren og utforming og drift av slamavdraget har imidlertid innflytelse på separasjonseffekten og derfor kan man finne eksisterende anlegg som opererer ved svært forskjellige overflatebelastninger (2–30 m/h).

I tabell 4.11 er gitt typiske og anbefalte dimensjoneringskriterier for tradisjonelle flotasjonsbasseng og flotasjonsbasseng med fordelingsanordninger for å sikre jevn fordeling av vannstrømmen over hele flotasjonsbassengets overflateareal.

I tabell 4.12 er vist anbefalte dimensjoneringsverdier for trykksettingssystemet. I anlegg som kombinerer flotasjon med filtrering (f.eks. det såkalte «Flofilter») vil normalt filterhastigheten bli bestemmende også for størrelsen (arealet) av flotasjonssonen i bassenger og overflatebelastningen på flotasjons-/filter arealet vil da normalt være i området 5–10 m/h.

Mange flotasjonsbasseng er patentbeskyttet og dimensjoneres etter leverandørens anvisninger.

Tabell 4.11 Typiske og anbefalte dimensjoneringskriterier for tradisjonelle flotasjonsbasseng og flotasjonsbasseng med fordelingsanordninger

Type av basseng	Overflatebelastning, $v_f^{(1)}$ ved Q_{dim} (m/h)		Oppholdstid ved Q_{dim} (min)	Dybde (m)	Øvrig
	Typisk verdi	Anbefalt dim. verdi	Typisk verdi	Typisk verdi	
Tradisjonelle flotasjonsbasseng – rektangulære eller sirkulære	5–15	7,5	5–15	2,0–3,0	Bassenglengde < 10 m Lengde/bredde forhold: 1,0–1,25 Oppholdstid i kontaktsone: 1–2,5 min Resirkuleringsforhold: 6–12 % (trad. Bass.). 10–15% (dype bass.)
Dype flotasjonsbasseng (rektangulære) med arrangement for fordeling av vannstrøm over hele bassengets areal	15–30	15	10–20	3,0–5,0	

1) Overflatebelastning beregnet på grunnlag av Q_{dim} . Resirkuleringen ikke medtatt

Tabell 4.12 Typiske verdier for dimensjonering av trykksettingssystemet

Parameter	Dimensjoneringsverdi
Resirkuleringsforhold	6–15 % av innkommende vannmengde Resirkuleringsmengden bør være regulérbar
Trykk på trykksatt vann	4–7 bar
Avstand mellom injeksjonsdyser	0,2–0,3 m
Trykktank (luftmetningstank) ▪ Hydraulisk belastning ▪ Dybde av pakningsmateriale ▪ Luftmengde	60–80 m/h 1,0–1,5 m 6–10 g luft/m ³ råvann

4.7. Filtrering gjennom granulært filtermedium (dybdefiltrering)

4.7.1. Beskrivelse

Fnokker og eller diskrete partikler fjernes ved at det partikkelholdige vannet passerer en seng med granulært filtermateriale, f.eks. sand med korndiameter 0,4–1,0 mm. Partiklene separeres fra vannet som et resultat av ulike prosesser i sandsengen (sedimentering, adsorpsjon, siling etc.) og holdes tilbake som en følge av ulike fastholdingskrefter.

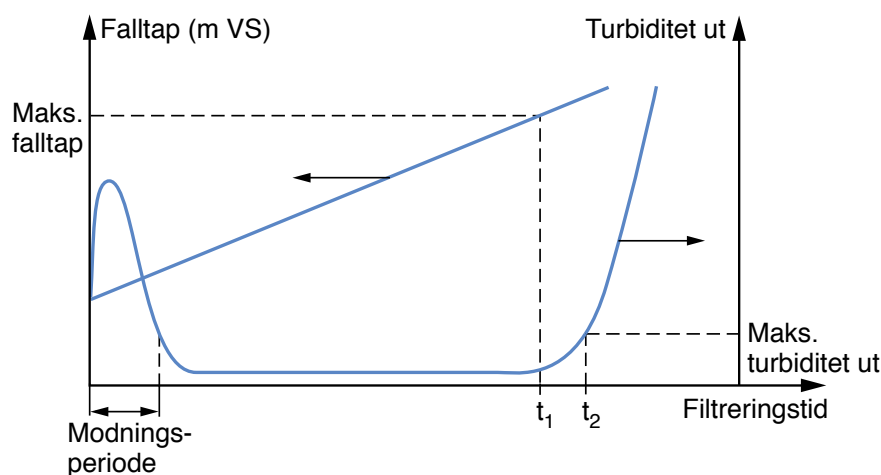
Sandfiltrering er normalt en diskontinuerlig prosess bestående av to sekvenser som begge er like viktige for et godt filterresultat:

- Filtrering
- Filterspyling (filtervasking)

Hvor lenge filtreringen skal pågå (filtreringstiden) før filteret må spyles i slike diskontinuerlige filtersystemer, vil være bestemt av ett av to forhold, nemlig:

- Falltapet over filteret
- Det filtrerte vannets kvalitet

Dette er anskueliggjort i figur 4.11.



Figur 4.11 Rentvannskvalitet og falltap som funksjon av filtreringstid

Etter hvert som partikler avsettes i filteret, vil filtermotstanden, og dermed falltapet, øke. Når det maksimalt tilgjengelige falltap er nådd, må filteret spyles (tilsvarer tiden t_1 på figur 4.11).

Turbiditeten i det filtrerte vannet er relativt høy like etter spyling, men etter en stund («modningsperioden») reduseres den til et lavt nivå hvor den vil holde seg inntil et tidspunkt hvor filteret nærmer seg «metning». Etter det vil det skje en markert forverring av effluent kvaliteten (turbiditeten) – et såkalt gjennombrudd. Når turbiditeten i det filtrerte vannet overskrider en satt grense, f.eks. på tidspunkt t_2 i figur 4.11, må filteret spyles.

Den av de to betingelsene (falltapsbegrensning eller begrensning i rentvannskvalitet) som først oppstår, vil bli bestemmende for filtreringstiden og spylefrekvensen. Optimal er det når t_1 og t_2 sammenfaller. Vanligvis styres imidlertid filtre mht. én av de to betingelsene (for eksempel falltapet), eventuelt med en overstyring mht. den andre betingelsen (for eksempel turbiditetsbegrensning).

Tabell 4.13 viser hvilken effekt ulike filterkarakteristika har på gangtid før gjennombrudd og falltapsutvikling

Tabell 4.13 Effekt av ulike filterkarakteristika på gangtid før gjennombrudd og falltapsutvikling

Parameter	Effekten av økning av angitt parameter på	
	Gangtid før gjennombrudd	Gangtid før begrensende falltap
Effektiv kornstørrelse	Minker	Øker
Dybde av filterlag	Øker	Minker
Filterhastighet	Minker	Minker
Partikkelkonsentrasjon i innløp	Minker	Minker
Fnokkstyrke	Øker	Minker
Tetthet på partikler som fjernes	Minker	Minker
Porøsiteten i filterlaget	Minker	Øker

4.7.2. Anvendelsesområde

Dybdefiltrering kan anvendes både med og uten forbehandling. Dybdefiltre uten koagulering som forbehandling gir liten mikrobiell barriere effekt, se MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014) og er derfor ikke mye brukt.

Mest vanlig benyttes filtrering som sluttseparasjon i et koaguleringsanlegg for fjerning av turbiditet og/eller humus, basert på koagulering/flokkulering samt eventuelt sedimentering eller flotasjon (grovseparasjon) som forbehandling, se avsnitt 4.2.

Som en tommelfingerregel kan angis at dersom doseringsbehovet er > 2,5 mg Al/l eller > 5,0 mg Fe/l (tilsvarer koagulant-behovet ved et fargetall på ca. 40 mg Pt/l i humusvann med lav turbiditet), bør man overveie å benytte grovseparasjon. Ved doseringsbehovet > 3,0 mg Al/l eller > 6,0 mg Fe/l (tilsvarer koagulant-behovet ved et fargetall på ca. 50 mg Pt/l i humusvann med lav turbiditet) anbefales bruk av grovseparasjon.

For koaguleringsanlegg basert på elver som kilde anbefales alltid grovseparasjon foran filtersteget ettersom slam-mengden i elven ofte kan være høy – hele tiden eller i perioder. Også eutrofierte sjøer gir et høyt partikkelinnhold i form av alger, og også i slike situasjoner vil et grovseparasjonstrinn (særlig flotasjon) være å anbefale. Mest er direktefiltrering/kontaktfiltrering (dvs. anlegg uten grovseparasjonstrinn) benyttet ved vannverk med humusholdig innsjøvann som kilde. Turbiditeten er her vanligvis lav, og slamproduksjonen utgjøres i all vesentlig grad av utfellingsprodukter.

Anlegg for humusfjerning blir spesielt omtalt i avsnitt 5.2.

4.7.3. Konstruktiv utforming

Effektiviteten av sandfiltrering påvirkes av både av oppbygningen av filtersengen og filtermediets karakteristika. Det finnes svært mange typer av filtermedier og mange konstruktive oppbygninger av sandfiltre (med hensyn lagdeling, lagdybder etc.).

4.7.3.1. Karakterisering av filtermedium

De vanligste filtermediene er sand (vanlig kvarts-sand men også tyngre ilmenitt- og granat-sand), kull (vanligvis antrasitt-kull men også granulært aktivt kull, GAC) og ekspandert leire (f.eks. løs Leca – under handelsnavnet Filtralite).

Filtermediet karakteriseres normalt ved kornstørrelse, d , ved angivelse av kornstørrelsessområde evt. effektiv kornstørrelse, d_{10} (mm), uniformitetskoeffisient, U ($=d_{60}/d_{10}$) (dimensjonsløs), tetthet, ρ_p (g/cm³), porøsitet (porevolum/filtrevolum), ϵ (%) og hardhet (Moh) (skala fra 1 til 10 hvor 10 (diamant) er hardest.

Tabell 4.14 gir typiske verdier for ulike filtermedier.

Tabell 4.14 Typiske filtermedium karakteristika

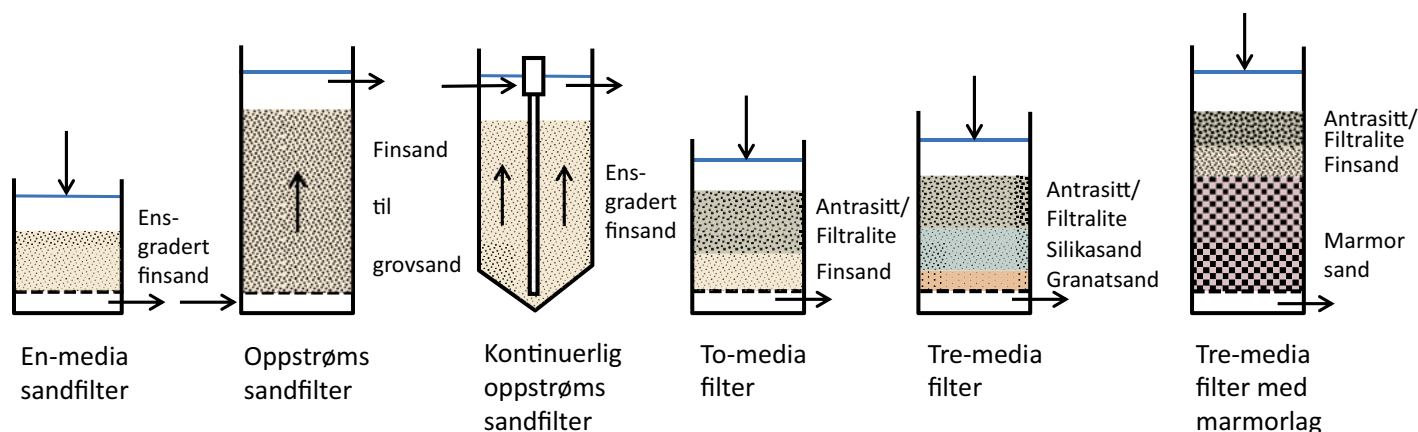
Karakteristika	Enhet	Silisiumsand	Granatsand	Ilmenittsand	Antrasitt	GAC	Filtralite NC/MC/HC ¹⁾
Kornstørrelse, d	Mm	0,4 - 0,8	0,2 - 0,4	0,2 - 0,4	0,8 - 2,0	0,8 - 2,0	0,8 - 1,6 1,5 - 2,5 2,5 - 5,0
Uniformitetskoeffisient, d_{60}/d_{10}	-	1,3 - 1,7	1,3 - 1,7	1,3 - 1,7	1,3 - 1,7	1,3 - 2,4	-
Tetthet	g/cm ³	2,6 - 2,7	3,6 - 4,2	4,5 - 5,0	1,4 - 1,8	1,3 - 1,7	1,25 (NC) 1,30 (MC) 1,70 (HC)
Porøsitet	%	40 - 45	45 - 60	-	47 - 52	-	50 - 65
Hardhet	Moh	7	6,5 - 7,5	5 - 6	2 - 3	Lav	-

1) NC/MC/HC - betegner ulike Filtralite-produkter (hhv Normal, Medium og High Density Crushed)

Det eksisterer både norske og internasjonale standarder for filtermasser (DIN 2000, NS/EN 12909, NS/EN 12904, NS/EN 1018, DIN 19605, DIN 19643, DVGW W210/211, NS/EN 12905, ANSI/NSF-standard 6.1 og BRL-K2240/02). Disse regulerer forhold vedrørende fysiske egenskaper som krav til kornstørrelser og kornstørrelses-fordeling, erosjons-/spylebestandighet og kjemisk sammensetning som glødetap, syrebestandighet etc.

4.7.3.2. Oversikt over ulike filtertyper

Man vil aldri ha en fullstendig ensgradert sand. Et filter vil derfor gradere seg med fine korn øverst og grove korn nederst etter filterspyling. Ettersom det er motsatt av hva en ønsker i et nedstrømsfilter, benyttes vanligvis en filteroppbygning der en gradering av grov til fin i filtreringsretningen etterstrebes. Dette oppnås enten ved å bygge opp filtersengen med to eller flere filterlag med ulike karakteristika (kornstørrelse og tetthet) i nedstrømsfilter. I et oppstrømsfilter vil filterspylingen automatisk føre til grov til fin korngradering i filtreringsretningen. I figur 4.12 er vist prinsipiell utforming av de vanligste filtertypene i Norge og i tabell 4.15 er det gitt en oversikt over typisk filteroppbygning i de ulike filtertyper.



Figur 4.12 Filteroppbygning i noen filtertyper

Tabell 4.15 Typiske data for konstruktiv utforming av ulike filtre brukt i koaguleringsanlegg

Filtertype	Filtermedium	Tetthet (g/cm ³)	Kornstørrelse, d (mm)	Filterdybde (cm)
Nedstrøms en-medium-tradisjonelle Dype en-medium	Sand	2,60	0,4 - 0,8	50 - 80
	Antrasitt/GAC/Filtralite	1,20 - 1,80	0,8 - 1,2	150 - 180
Nedstrøms to-media	Antrasitt/	1,40	0,8 - 2,5	45 - 50
	Filtralite	1,25 - 1,70	0,8 - 2,5	45 - 50
	Sand	2,60	0,4 - 0,8	30 - 50
Nedstrøms tre-media med granatsandlag	Antrasitt	1,40	1,0 - 2,0	55 - 75
	Sand	2,60	0,6 - 0,8	20 - 30
	Granatsand	4,20	0,4 - 0,6	5 - 15
Nedstrøms tre-media med marmorlag	Antrasitt	1,40	1,0 - 2,0	55 - 75
	Sand	2,60	0,6 - 0,8	30 - 50
	Marmor	2,70	1,0 - 3,0	200 - 250
Nedstrøms to-lags Monomulti (NC/HC) Dype Monomulti	Leca-granulat (Filtralite)	1,25 (NC)	1,6 - 2,5	45 - 50
		1,70 (HC)	0,8 - 1,6	45 - 50
		1,25 (NC)	1,6 - 2,5	60 - 70
		1,70 (HC)	0,8 - 1,6	100 - 120
Oppstrøms en-media diskontinuerlig	Sand	2,60 - 1,80	0,8 - 3,0	150 - 250
	Leca-granulat (Filtralite, HC)	1,70	1,6 - 5,0	150 - 250
Oppstrøms en-media kontinuerlig	Sand	2,60	0,9 - 1,2	200

4.7.3.3. Nedstrøms en- media filtre

Strømningsretningen nedover rettet. Det er intensjonen at filtersengen skal være ensgradert, vanligvis med en fin sand (0,4 - 0,8 mm) men filteret vil ved gjentatte tilbakespylinger bli utilsiktet gradert fra fin (i topplaget) til litt grovere nedover i sandsengen. Derfor er slike filtre vanligvis grunne med dybde på filtersengen på 0,5 - 0,8 m. Denne type filtre benyttes lite og bare der mengden av partikulært materiale i råvannet er lavt. Uniformitetskoeffisienten, $U = d_{60}/d_{10}$, bør være < 1,4.

4.7.3.4. Nedstrøms to-media filtre

Her oppnås graderingen grov til fin i strømningsretningen ved å bruke to filtermedier (arrangert i lag oppå hverandre) med ulik gradering av spesifikk vekt. De vanligste er to-media-filtre som benytter et lag med antrasittkull (sp.v. = 1,4) eller ekspandert leire (Filtralite-løs Leca) over et lag med sand (sp.v. = 2,6). I slike filtre vil slammet trenge lengre ned i filtersengen og sengens lagringskapasitet for slam økes (i forhold til en-media filtre) noe som fører til lengre gangtider mellom hver spyling.

I filtre av typen «mono-multi» benyttes to medier av samme filtermateriale (Filtralite - løs Leca) men med forskjellig gradering og spesifikk vekt, typisk 1,6 - 2,5 mm kornstørrelse med sp.v. 1,2 g/cm³ plassert over 0,8 - 1,6 mm kornstørrelse med sp.v. 1,7 g/cm³. De kan bygges med normal dybde (40 - 50 cm med 0,8 - 1,6 FL HC over 40 - 50 cm med FL NC 1,6 - 2,5 mm) eller med stor dybde (60 - 70 cm med 0,8 - 1,6 FL HC over 100 - 120 cm med FL NC 1,6 - 2,5 mm) som gir stor slamlagringskapasitet.

4.7.3.5. Nedstrøms tre-media filtre

I tre-media-filter benyttes ofte antrasitt (sp.v. 1,8 g/cm³) over et lag med normal kvartssand (sp.v. 2,6 g/cm³) over nok et lag med tyngre granatsand (sp.v. = 4,2 g/cm³). Det finnes også tre-media-filter som benytter et øvre lag med et granulært plastmateriale over antrasitt og sand. En tre-media filtertype kombinerer partikkelseparasjon og korrosjonskontroll i samme filter ved å benytte et tradisjonelt to-media filter med antrasitt (eller Filtralite) og sand over en relativt dyp (2,0 - 2,5 m) seng med marmor (kalsiumkarbonat). Dette filteret er også beskrevet under kapittel 11 (Metoder for korrosjonskontroll, se avsnitt 11.2.4.2).

4.7.3.6. Oppstrøms én-media filtre

I denne type filter er strømningsretningen nedenfra og oppover gjennom filteret, se figur 4.12. Ved å ta utgangspunkt i en uensgradert sand vil sandsengen etter gjentatte spylinger gradere seg slik vi ønsker – grov nederst og fin øverst, dvs. fra grov til fin i filtreringsretningen.

Ved oppstrøms filtrering brukes ofte relativt grov sand (0,8 – 2,5 mm) med høy uniformitets-koeffisient og stor filtreringsdybde (> 2 m). Filtertypen blir enkel fordi vi kan bruke det samme lednings- og ventilsystemet ved spyling som ved filtrering. Ulempen med systemet er at filteret har en begrenset hydraulisk kapasitet ettersom de fineste kornene på toppen kan begynne å fluidisere ved høye filterhastigheter. Pga. den store dybden blir også falltapet stort. Filteret krever også mye spylevann, ettersom man må fluidisere hele filtersengen under tilbakespyling.

4.7.3.7. Kontinuerlige oppstrøms-filtre

Oppstrøms-filter kan også utformes som kontinuerlige filtre. I slike filtre føres vannet inn i filteret gjennom et fordelingssystem som ligger et stykke ned i filtersengen. Vannet filtreres på vanlig måte opp gjennom filteret og forlater filterbeholderen gjennom overløp på toppen. En mammutpumpe pumper sand/slam-suspensjonen fra bunnen av filtertanken til toppen, hvor sand og slam skilles i en sandvask. Sanden faller tilbake på plass i filtersengen, mens slammet ledes ut av anlegget. I dette anlegget er altså sandsengen i kontinuerlig bevegelse nedover, mens vannstrømmen er i kontinuerlig bevegelse oppover, og gjennom dette oppnås kontinuerlig drift, dvs. at anlegget ikke må stoppes og filterspyles slik andre filtre må.

I tabell 4.16 er gitt generelle anvisninger mht. konstruktiv utforming av filteranlegg.

Tabell 4.16 Generelle anbefalinger mht. konstruktiv utforming av filteranlegg

Konstruktiv utforming	Anbefaling	
Antall parallelle filtre «Stand by»	Minst 2 (helst 4) For hvert 10' de filtre bør minst ett filter stå i «stand by»	Hvert filter bør kunne spyles/drives uavhengig av resten.
Filterbassengets størrelse og form	Maksimalt areal per filter bør være < 100 m ² Filterbassengets fribord bør være ca. 30 cm	
Fordeling og avdrag	Det må legges vekt på uniform fordeling av vannmengden til hver linje	Det må sørges for så uniform som mulig fordeling av vannet over alle filterne

4.7.3.8. Støttelag og filterbunn

For å hindre utvasking av sand benyttes støttelag/overgangslag av grus. For oppsamling av vannet benyttes dyser montert i en "falsk" filterbunn eller et nettverk av perforerte rør.

Støttelaget med oppsamlingssystem tjener flere formål:

- Støttelaget holder selve filtersengen på plass
- Støttelaget omgir og beskytter oppsamlingssystemet
- Støttelaget hindrer tap av de minste filterkorna
- Oppsamlingssystem og støttelag bidrar til god fordeling av spylevannet over hele filterflaten

Tykkelse og gradering på støttelaget må være tilpasset filtermaterialet og oppsamlingssystemets utforming. Typisk oppbygning av støttelaget er tre gruslag, hvert med ca. 10 cm tykkelse og med økende kornstørrelse i strømretningen med kornstørrelse på hhv 1 – 2 mm, 2 – 5 mm og 5 – 10 mm.

4.7.3.9. Filterstyringen

Det er flere måter å styre filterdriften på. Det vanligste er styring basert på konstant filterhastighet som sikres gjennom mengdemåler og reguleringsventil på utløpet. Ved flere filtre i parallell, holder en innløpsregulator konstant nivå i filterbassengene.

Alternativt fordeles vannmengden likt på alle filtre med renne og terskler på innløpet og en reguleringsventil på utløpet holder nivået i filteret konstant. Denne kan være kombinert med mengdemåler på utløpet for kontroll av filterhastighet.

Det er mindre vanlig med styring basert på konstant nivå i filterbasseng og avtakende filterhastighet. Der man har parallelle filter, vil styring etter konstant vannnivå kunne medføre uheldig skjevbelastning mellom filtrere, dvs. risiko for overbelastning av filter med minst filtermotstand og liten vann-produksjon i filter med størst motstand. Spylings-regime og vannproduksjon samt partikkelinnhold i vannet er avgjørende for hvor stor skjevbelastning som kan oppstå.

4.7.3.10. Filterspyling

Vaskingen av diskontinuerlige filtre (filterspylingen) skjer normalt ved at man tilbakespyler med vann og/eller luft slik at filtersengen ekspanderer. Filterspylingen kan inkludere:

- Tilbakespyling med luft alene – for å løse opp filtersengen
- Tilbakespyling med vann og/eller luft. Luftspyling i tillegg til vannspyling brukes evt. for å øke turbulensen ved vaskingen. Slik kombinert spyling må alltid etterfølges av vannspyling for å re-etablere lagdeling
- Tilbakespyling med vann alene

Overflatespyling med vann kan brukes for å bryte opp kakedannelse på filteroverflaten – benyttes før normal vann-spyling primært der man ikke har luftspyling. Valget av spylesystem er avhengig av filtertype.

Filteret bør spyles med renset vann. Unntaksvis kan råvann av god hygienisk kvalitet (evt. for desinfisert) benyttes.

4.7.3.11. Håndtering av prosessavløp

Prosessavløpet kan stamme fra:

- Modningsvann (førstefiltrat)
- Spylevann
- Slamvann (rejekt) fra evt. slamfortykking/-avvanning

Returvannstrømmer vil kunne påvirke filterets funksjon og ettersom de kan inneholde et forhøyet innhold av mikrobiell kontaminering, kan de påvirke anleggets mikrobielle barriereeffekt.

Normalt bør alle returstrømmene føres til avløp. Særlig er dette å anbefale dersom koaguleringsanlegget skal aksepteres å gi den barriere-effekt som er angitt i MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014). På større anlegg kan det være aktuelt å føre noen av returstrømmene (f.eks. modnings-vannet) til innløpet – spesielt der koagulerings-anlegget er oppbygget med grovseparasjonssteg.

Dersom alle eller noen av prosessavløpene tas inn i prosessen igjen, skal de tilbakeføres via utjevning til råvannsinntaket slik at de gjennomgår alle behandlingstrinn for å sikre tilstrekkelig barrierevirkning i anlegget.

4.7.4. Dimensjonering

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

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

Valg av filtermedium og oppbygning av filter må gjøres på bakgrunn av ønsket filterbelastning, akseptabel falltaps-utvikling og ønsket gangtid (se avsnitt 4.7.4.1).

Der filteret inngår i en partikkel- eller humusfjerningsprosess, skal det dimensjoneres for å klare en turbiditet i filtrert vann på 0,2 NTU eller bedre, dersom man skal sikre en mikrobiell barriereeffekt i dette trinnet. I henhold til MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014) gis full barriere kreditt dersom filtrert vann har en turbiditet $\leq 0,1$ NTU og derfor bør man ta sikte på å nå det.

Det er vanlig å dimensjonere filtre som etterfølger grovseparasjon (sedimentering eller flotasjon) for en gangtid på minst ett døgn, men ved direkte- eller kontaktfiltrering kan kortere gangtider være aktuelle (se tabell 4.17).

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

Utforming av filterbunn, styring av filteret, måten filteret vaskes/spyles på, dvs. om det er overflatespyling, luftspyling osv., kan også være av betydning for dimensjoneringen. Dette er svært ofte knyttet til spesielle konstruktive utforminger som kan være beskyttet av patentrettigheter.

4.7.4.1. Diskontinuerlige filtre

Det anbefales at følgende prosedyre benyttes når filtertype er valgt:

- 1) Velg dimensjonerende brutto filtreringshastighet, $v_{f,brutto}$ (m/h) (f.eks. fra tabell 4.17)
- 2) Velg ønsket syklustid (totaltid mellom hver tilbakespyling)

$$t_p = t_f + t_{s,v} + t_{s,l+v} + t_v$$

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

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

Dimensjonerende brutto filtreringshastighet

Veiledende verdier for dimensjonerende brutto filtreringshastighet i ulike filtertyper og forbehandlingssituasjoner er gitt i tabell 4.17

Ved valg av dimensjonerende, brutto filterhastighet bør det tas hensyn til eventuelle brå belastningstopper (f.eks. når ett filter av flere i parallell tas ut av produksjon for vasking). Enten må man dimensjonere for den vannmengde man får ved en slik belastningstopp, ellers så må man bygge inn tiltak som fjerner toppene eller minimaliserer effekten av dem, f.eks. ved:

- Etablering av tilstrekkelig store buffervolumer (utjevnings- og rentvanns-tanker, høydebassenger etc.)
- Etablere filterstyringsopplegg som hindrer/reducerer støtbelastninger, f.eks. redusert vannproduksjon under filteretspyling slik at man ikke får økt belastning på filterenheter i drift
- Bruk av frekvensstyret, gradvise pumpepådrag/ventilåpninger
- Kombinasjoner av slike tiltak

Filtersyklustid

Filtersyklustiden (t_p) er sammensatt av filtreringstiden (t_f) – som inkluderer modningstiden (t_m), tiden som medgår til spyling av filteret (t_s) og tiden som medgår til diverse (luftspyling alene, ventil-/luke-manøvrering, senkning av vannspeil, spylekø, pauser, etc. (t_v))

$$t_p = t_f + t_{s,v} + t_{s,l+v} + t_v \text{ (h)}$$

Ved dimensjonering må man velge t_s og t_v , mens man, i en viss utstrekning, kan beregne t_f (filtreringstiden) som er den av de tre tidsbolkene som varer lengst. Varigheten av denne er avhengig av filtertypen (oppbygningen av filteret), mengden av partikulært materiale som skal fjernes (slamproduksjonen etter koagulering) og belastningen på filteret (filterhastigheten).

Basert på Eikebrokk (1998), som gjorde pilot-forsøk med koagulering/direktefiltrering av humusvann i to-media antrasitt/sand filter (som er den vanligste filtertypen), kan følgene modell benyttes for bestemmelse av filtreringstiden både ved koagulering av partikler og av humus:

$$t_f = 1850 \cdot (SS_{inn\ filter} \cdot v_f)^{-1,3}$$

der $SS_{inn\ filter}$ = SS inn på filteret (g/m^3) = slamproduksjonen ved direkte-/kontaktfiltrering
 v_f = brutto filterhastighet ($v_{f,brutto}$)

Tabell 4.17 Dimensjonerende brutto filtreringshastighet ($v_{f,brutto}$) for ulike typer av filtre

Filtrertype	Filter medium	Filtreringshastighet, $v_{f,brutto}$ (m/h)			
		Anlegg med grov-separasjon		Direkte- og kontakt-filtreringsanlegg	
		Typisk verdi	Anbefalt dim. verdi ¹⁾	Typisk verdi	Anbefalt dim. verdi ¹⁾
Nedstrøms en-media-tradisjonelle Dype en-media	Sand Antrasitt/GAC/Filtralite	4 – 6	5	4 – 6	5
		5 – 7	6	5 – 7	6
Nedstrøms to-media	Antrasitt/ Filtralite over sand	8 – 15	12,5	5 – 10	7,5
Nedstrøms tre-media	Antrasitt Sand Granatsand	10 – 15	12,5	5 – 10	7,5
Nedstrøms tre-media	Antrasitt Sand Marmor	-	-	7 – 9	7,5
Nedstrøms, to-lags monomulti ▪ Normal dybde ▪ Dype (> 1,70 m)	Leca-granulat Filtralite NC Filtralite HC			5 – 10	7,5
				7 – 12	10,0
Oppstrøms en-media	Sand Leca-granulat (Filtralite HC)	5 – 9	7	5 – 7	6
		6 – 8	7	4 – 8	6
Oppstrøms kontinuerlig en-media	Sand	7 – 10	8	6 – 9	7

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

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

$$SP_k = SS_{ik} + K \cdot D$$

der SP_k = slamproduksjonen (mg SS/l) etter koagulering (og flokkulering)

SS_{ik} = konsentrasjonen av suspendert stoff i vann tilført koaguleringstrinn

D = dosering av koagulant (mg Al evt. Fe/l)

K = utfellingskonstant – kan ved dimensjonering settes lik 4,0 for Al og 2,5 for Fe (se avsnitt 4.3)

For vannverk med innsjøer som kilde vil SS_{ik} normalt kunne settes lik null. Ved høy turbiditet (> 1 NTU) evt. høyt algeinnhold, bør SS_{ik} i råvannet bestemmes og evt. inkluderes i slamproduksjonen. I slikt vann bestemmes slamproduksjonen best ved jar-test forsøk.

Dersom man har grovseparasjon skal man forutsette at vannet som tilføres filteret har en SS-konsentrasjon på minst 2,0 mg SS/l – anbefalt verdi: 2,25 mg SS/l.

Tabell 4.18 angir veiledende varighet på de ulike tidsbolkene i filtersyklusen. Dersom man benytter formelen over for å bestemme filtreringstiden, skal ikke filtreringstiden settes høyere enn angitt i tabell 4.18, selv om beregningen skulle vise en høyere verdi.

Tabell 4.18 Anbefalt dimensjonerende varighet av de ulike tidsbolker i filtreringssyklusen

Tidsbolk under filtreringssyklusen	Varighet	
	Typisk verdi	Anbefalt dimensjoneringsverdi
Filtreringstid mellom hver tilbakespyling, t_f - Anlegg med grovseparasjon - Direkte og kontaktfiltreringsanlegg	12 - 24 h 8 - 12 h	≤ 24 h ≤ 10 h
Tid som medgår til spyling med luft og vann, $t_{s,l+v}$	2 - 3 min	≥ 3 min
Tid som medgår til tilbakespyling med vann alene, $t_{s,v}$	5 - 8 min	≥ 8 min
Tid som medgår til elementer som ikke bidrar til filtrering av vann: luftspyling alene ¹⁾ , ventil-/luke-manøvrering, senkning av vannspeil, spylekø, pauser, etc., t_v	10 - 20 min	≥ 15 min
Modningstid, t_m - tid for kjøring av modningsvann til avløp («førstefiltrat») ²⁾	20 - 30 min	≥ 20 min

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

2) For filtre som inneholder marmorlag, bør varigheten på modningstiden settes betydelig lengre (40 - 60 min).

Det anbefales at man ikke dimensjonerer for en kortere filtreringstid enn 8 timer. Dersom beregningen av filtreringstiden (etter formelen over) gir en kortere filtreringstid enn 8 timer, bør man justere dimensjonerende brutto filterhastighet slik at beregnet filtreringstid blir ≥ 8 timer.

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

Det er vanlig å benytte en kortvarig luftspyling i forkant av spylingen med vann. I noen tilfeller benyttes i tillegg kombinert spyling med luft og vann etter luftspylingen. Filtervasken avsluttes alltid med vannspyling alene for å reetablere lagdelingen i filteret. I tabell 4.19 er veiledende verdier for spylehastigheter gitt. Ved dimensjonering må man passe på at spylehastigheten ikke blir satt for lavt og at varigheten er tilstrekkelig. Spylehastigheten må kunne tilpasses vanntemperaturen.

I tabell 4.19 er også tatt med verdier for overflatespyling som kan være aktuelt der luftspyling ikke forutsettes.

Netto filtreringshastighet, $v_{f,netto}$

Netto, spesifikk filtreringshastighet (basert på netto vannproduksjon, se Eikebrokk, 2012a) er avhengig av hvilken driftssituasjon man har, dvs. om det spyles med råvann eller rentvann, om modningsvannet ledes til avløp eller inkorporeres i det produserte vann etc. (se tabell 4.19).

Det normale er en driftssituasjon der modningsvannet føres til avløp og der filteret spyles med rentvann. Da kan netto spesifikk filtreringshastighet beregnes som:

$$v_{f,netto} = [1/t_p] [v_{f,brutto} \cdot (t_f - t_m) - (v_{s,v} \cdot t_{s,v} + v_{s,l+v} \cdot t_{s,l+v})]$$

der $v_{f,netto}$ = Netto filtreringshastighet ($m^3/h \cdot m^2_{\text{filterflate}} = m/h$)

$v_{f,brutto}$ = Brutto filtreringshastighet (m/h)

$v_{s,v}$ = Spylevannshastighet ved spyling av vann alene (m/h)

$v_{s,l+v}$ = Spylevannshastighet ved spyling av luft og vann (m/h)

t_f = Filtreringstid, dvs. tid som vannet filtreres (filtersykluslengde inkl. filtermodning) (h)

$t_{s,v}$ = Tid som medgår til spyling av filteret med vann alene(h)

$t_{s,l+v}$ = Tid som medgår til spyling av filteret med luft og vann(h)

t_m = Modningstid - tid for kjøring av modningsvann til avløp («førstefiltrat»)(h)

t_p = Total tid mellom hver filterspyling ($t_p = t_f + t_s + t_v$) (h)

t_v = Tid for ventil-manøvrering, senkning av vannspeil, luftspyling, spylekø, pauser, etc.

Ved andre driftssituasjoner kan netto filtreringshastighet beregnes som angitt i tabell 4.20

Tabell 4.19 Veiledende dimensjoneringsverdier for spylehastigheter (m/h) og -varigheter (min)

Kriterium	Luft spyling (m/h)	Varighet (min)	Vannspyling (m/h)	Varighet (min)
Tilbakespyling med vann alene¹⁾				
En-media sandfiter			30 - 40	10 - 15
En-media marmorfilter			50 - 65	8 - 12
To-media filter (Antrasitt/Filtralite over sand)			45 - 55	10 - 15
Aktivkull filter			20 - 30	8 - 12
Tilbakespyling med vann og luft¹⁾				
En-media (kvarssand)				
Luft (først)	40 - 45	1 - 2		
Vann (deretter)			30 - 40	10 - 15
To-media (Antrasitt/Filtralite over sand)				
Luft (først)	45 - 50	1 - 2		
Vann (deretter)			35 - 45	10 - 15
Tre-media (m/marmor)				
Luft (først)	50 - 55	1 - 2		
Vann (deretter)			60 - 65	5 - 8
En-media marmorfilter				
Luft og vann sammen (først)	30 - 40	2 - 3	40 - 60	2 - 3
Vann alene (deretter)			40 - 60	5 - 8
To-media (Antrasitt/Filtralite over sand)				
Luft og vann sammen (først)	30 - 40	2 - 3	15 - 20	2 - 3
Vann alene (deretter)			30 - 45	5 - 8
To-media (Antrasitt/Filtralite over sand)				
Luft (først),	45 - 50	2 - 3		
Luft og vann sammen (deretter)	50 - 80	2 - 3	15 - 20	2 - 3
Vann (deretter)			30 - 45	5 - 8
Tre-media (m/marmor)				
Luft (først)	50 - 55	0 - 1		
Luft og vann sammen (deretter)	50 - 55	2 - 3	15 - 20	2 - 3
Vann (deretter)			60 - 65	4 - 6
Overflatespyling²⁾ med faste dyser			7 - 12	4 - 8
Overflatedyser²⁾ med roterende dyser			2 - 4	4 - 8

1) Evt. etter overflatespyling

2) Benyttes evt. før tilbakepyling med vann alene

Tabell 4.20 Beregning av netto filtreringshastighet for ulike driftssituasjoner

Beskrivelse av driftssituasjon	Netto filtreringshastighet, $v_{f,netto}$ (m ³ /h · m ²)
Modningsvannet føres til avløp Filteret spyles med råvann	$v_{f,netto} = [1/t_p] [v_f \cdot (t_i - t_m)]$
Modningsvannet føres til avløp Filteret spyles med renvann	$v_{f,netto} = [1/t_p] [v_f \cdot (t_i - t_m) - v_{s,v} \cdot t_{s,v} + v_{s,l+v} \cdot t_{s,l+v}]$
Modningsvannet føres til innløp ¹⁾ Filteret spyles med renvann	$v_{f,netto} = [1/t_p] [v_f \cdot t_i - v_{s,v} \cdot t_{s,v} + v_{s,l+v} \cdot t_{s,l+v}]$

1) Bare aktuelt dersom koaguleringsanlegget har grovseparasjonssteg

Nødvendig filterareal

Nødvendig filterareal bestemmes da som:

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

Netto vannproduksjon

Netto vannproduksjonen per døgn vil være gitt av

$$Q_{\text{netto}} = 24 \cdot v_{f,\text{netto}} \cdot A_{f,\text{dim}} \quad (\text{m}^3/\text{d})$$

Produksjon av spylevann

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

$$Q_{d,\text{sp}} = [24 / t_p] [v_{s,v} \cdot t_{s,v} + v_{s,l+v} \cdot t_{s,l+v}] \quad (\text{m}^3/\text{d})$$

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

Nødvendig kapasitet på spylevannspumpe

Nødvendig kapasitet på spylevannspumpen for hvert filter er gitt av:

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

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

n = antall filter

4.7.4.2. Kontinuerlige filtre

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

Vaskevannhastigheten bør være 1,5–2 ganger sandomsetningshastigheten, dvs. en vaskevannsmengde på 10–14 l/m²·min.

For et filter med 5 m^2 filteroverflate blir eksempelvis dimensjonerende vaskevannstrøm 3–4 m³/h, dvs. 8–10 % av dimensjonerende vannmengde inn på filteret ved dimensjonerende filterhastighet på 8 m/h.

4.8. Membranfiltrering

4.8.1. Beskrivelse

Ved membranfiltrering separeres partikler fra vann ved at vannet presses gjennom en porøs membran mens partiklene holdes igjen pga. deres størrelse i forhold til porenes størrelse. Membranens tykkelse er imidlertid svært liten ($\ll 1 \text{ mm}$), og membranfiltrering er altså en form for siling eller planfiltrering.

Membraner kan karakteriseres på mange måter, men den viktigste er membranens nominelle poreåpning fordi den både bestemmer hva som kan fjernes og hvor stor fluks som kan passere membranen – noe som har stor betydning for nødvendig membranareal, og dermed kostnaden.

$$F_m = Q_{\text{dim}} / A$$

der F_m = membranfluks (l/m²·h)

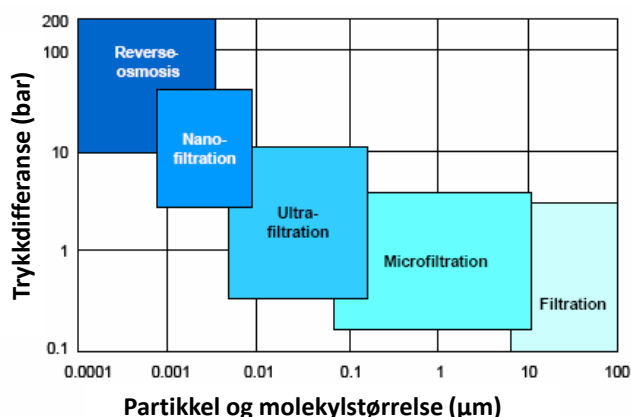
Q_{dim} = dimensjonerende vannmengde (l/h)

A = membranareal (m²)

Av figur 4.13 fremgår det at trykkdifferansen over membranen (på engelsk: trans-membrane pressure, TMP) øker med synkende porestørrelse for en gitt vannproduksjon (fluks), og tilsvarende synker vannproduksjonen (fluksen) med synkende porestørrelse for en gitt vannproduksjon for et gitt differansetrykk.

Membranene kan være laget av ulike materialer, mens ulike former for syntetisk fremstilte plaststoffer er vanligst. Membraner kan også lages av keramiske materialer.

Figur 4.13 En oversikt over virkeområdet for ulike membranteknologier



4.8.2. Anvendelsesområde

Det er vanlig å inndele membranfiltreringsteknologiene i følgende grupperinger (se figur 4.13):

- Omvendt osmose – poreåpning < 1 nm – der membranene er i stand til å separere ioner – for eksempel saltioner. Omvendt osmose brukes derfor primært til avsalting av havvann.
- Nanofiltrering – poreåpning 1–10 nm der membranene er i stand til å separere store molekyler, f.eks. humus. Nanofiltrering benyttes derfor primært til fjerning av humus eller andre organiske molekyler samt svært små partikler (kolloider), for eksempel virus.
- Ultrafiltrering – poreåpning 10–100 nm – benyttes primært til å separere aggregater av kolloidale og større (suspenderte) partikler. Ultrafiltrering benyttes derfor ofte til fjerning av mikroorganismer og utfelte fnokker.
- Mikrofiltrering – poreåpning 100–1000 nm – benyttes primært til å separere suspenderte partikler og utfelte fnokker.

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

Det er primært ultra- og mikrofiltreringsmembraner som benyttes for å fjerne fnokker/partikler i koaguleringsanlegg som kan ha partikkelfjerning og/eller humusfjerning som hovedhensikt. Membrananlegget kan benyttes etter et grov-separasjonssteg (sedimentering eller flotasjon) eller direkte etter koagulering/flokkulering.

Nanofiltrering benyttes vanligvis for fjerning av humus uten for-koagulering og omvendt osmose membraner brukes primært til avsalting. De to siste kategoriene vil også fjerne alt partikulært materiale.

Ettersom mikrobielle forurensninger (parasitter, bakterier, virus etc.) er partikler, vil disse fjernes svært godt (tilnærmet fullstendig) i RO- og NF-anlegg. For å fjerne virus godt i UF- og MF-anlegg må vannet for-koaguleres. Bakterier og parasitter fjernes rimelig godt i MF og spesielt i UF-anlegg, se MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014).

4.8.3. Konstruktiv utforming

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

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

I tverrstrømanlegg blir konsentratstrømmen stor, gjerne 30 % av innkommende vannmengde. I tillegg kommer en kjemisk vaskevannsstrøm som skyldes kjemisk vask av membranen (ca. 1 gang per dag).

I et «dead-end»-anlegg får man en vaskevannsstrøm som følge av hyppige tilbakespylinger med vann gjennom membranen i motsatt retning av filtreringsretningen. I tillegg får man en kjemisk vaskevannsstrøm som resulterer fra kjemisk vaskingen av membranen (vanligvis ca. 1 gang per døgn). Det kjemiske vaskevannet må ledes til avløp.

I «dead-end»-anlegg er vaskevanns-strømmen relativt liten, ca. 5 %, omlag som i sandfilteranlegg.

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

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

4.8.4. Dimensjonering

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

Man finner store variasjonsområder mht. dimensjonering og drift av membranfiltre i koaguleringsanlegg og dimensjonering gjøres vanligvis av leverandørene knyttet opp mot garantier for prosess-ytelse. I tabell 4.21 er typiske driftskarakteristika for membranfiltre i koaguleringsanlegg satt opp.

Tabell 4.21 Typiske driftskarakteristika for membran(UF og MF)filter-systemer i koaguleringsanlegg

Parameter	Typisk variasjonsområde ved normal drift	
	UF-membraner	MF-membraner (keramiske)
Nominell poreåpning	10 – 40 nm	100 – 200 nm
Permeat fluks (l/m ² h)		
Trykksatte system	30 – 80 l/m ² h	100 – 250 l/m ² h
Dykkede system	20 – 60 l/m ² h	
Trykk over membranen – TMP		
Trykksatte system	Normalt: 0,5 – 1,5 bar (maks. 2,0 bar)	
Dykkede system	Normalt: 0,2 – 0,4 bar (maks. 0,5 bar)	
Gjenvinning	> 90 %	
Tid mellom hver tilbakespyling	30 – 90 min	1 – 6 timer
Tilbakespylingshastighet	60 m/h	60 m/h
Varighet av tilbakespyling	30 – 120 sek	5 – 20 sek
Tid mellom hver kjemisk vask (CEB)	1 – 7 døgn	
Varighet på kjemisk vask (CEB)	20 – 30 min	
Levetid for membraner	7 – 10 år	

Tallene i tabell 4.21 er typiske for anlegg basert på polymere ultrafiltreringsmembraner og keramiske mikrofiltreringsmembraner. Ved bruk av andre membrantyper vil tallene kunne være annerledes.

I tabell 4.22 er gitt en oversikt over typiske verdier for dimensjonerende fluks. Verdiene i tabell 4.22 kan også brukes når fjerning av humus er den primære målsettingen med membranlegget.

Tabell 4.22 Typiske verdier for dimensjonerende fluks i anlegg basert på koagulering/membranfiltrering

Anleggstype	Direkte etter koagulering/flokkulering	Etter koagulering/flokkulering og grov-separasjon (sedimentering/flotasjon)
UF-anlegg (poreåpning: 10 – 40 nm)	55 – 75 l/m ² · h	60 – 80 l/m ² · h
MF-anlegg (poreåpning: 100 – 200 nm)	100 – 200 l/m ² · h	150 – 250 l/m ² · h

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

Detaljert dimensjoneringen av selve membrananlegget gjøres vanligvis av leverandørene av anlegg og det vises til disse.

5. Metoder for fjerning av humus (naturlig organisk materiale – NOM)

5.1. Generelt om fjerning av humus

Humus er den vanligste formen for organisk stoff i norske drikkevannskilder. Humus er en type av naturlig forekommende organisk materiale (NOM) som kan gi en rekke uheldige egenskaper i vannet:

- Humus gir vannet en uestetisk, gulbrun farge.
- Humus kan påvirke vannets lukt og smak.
- Humus reagerer med kjemiske desinfeksjonsmidler slik at:
 - Desinfeksjonsbiprodukter (trihalometaner, halogenerte eddiksyrer etc.) dannes ved klorering.
 - Desinfeksjonsmiddel blir forbrukt til oksidasjon av NOM slik at inaktiveringsgraden ved en gitt dose av kjemisk desinfeksjonsmiddel reduseres
- Humus reduserer transmisjonen av UV-stråler og minker derfor inaktiveringsgraden ved UV-desinfeksjon.
- Humus kan gi beleggdannelse (biofilm og/eller utfelling) i ledningsnettet.
- Humus danner komplekser med tungmetaller og enkelte organiske mikro-forurensninger og øker dermed tilgjengeligheten til slike stoffer.
- Humus innholdet påvirker flere vannbehandlingsprosesser. Eksempelvis
 - de optimale driftsbetingelsene i koaguleringsanlegg påvirkes
 - beleggdannelse «fouling» oppstår på membranene i membranlegg.
 - porer i aktivkullanlegg blokkeres slik at kapasiteten til å fjerne andre organiske forbindelser (f.eks. mikroforurensninger og lukt og smaksstoffer) reduseres.
- Humus påvirker korrosjon i ledningsnett og armatur.

For høyt humusinnhold er en utfordring i mange norske vannverk og anlegg for fjerning av humus er vanlig forekommende i Norge.

Naturlig organisk materiale er en meget uensartet gruppe av stoffer med stor spredning i molekylstruktur og molekylvekt, men gruppen har en del fellestrekk som gjør ulike vannrense-prosesser effektive:

- NOM-molekylene er svært store (MW 1000 – 10000) og de bærer en negativ ladning ved normal pH. I behandlingsmessig sammenheng oppfører de seg derfor svært likt kolloider (ørsmå partikler) i vann. Det betyr at de metodene vi bruker for å fjerne kolloider, for eksempel koagulering/filtrering eller membran(nano)filtrering også kan brukes for å fjerne NOM.
- Den negative ladning innebærer også at NOM lar seg fjerne ved ionebytting.
- Aktiv kulls store overflate medfører at NOM lar seg adsorbere på aktivt kull.
- Fargen i NOM skyldes at lys absorberes av dobbeltbindingene i humusmolekylene. Ved bruk av kraftige oksidasjonsmidler (for eksempel ozon) kan vi bryte dobbeltbindingene og dermed fjerne farge

I det følgende vil følgende metoder for fjerning av humus bli omtalt:

- Koagulering med etterfølgende fnokkseparasjon
- Nanofiltrering
- Ozonering/biofiltrering
- Ionebytting

Flere av enhetsprosessene som inngår i disse metodene (f.eks. koagulering, biofiltrering etc.) er omtalt under andre hovedavsnitt og det vil slike tilfeller bli henvist til disse.

5.2. Koagulering med etterfølgende fnokkseparasjon

Som nevnt under kap. 4 oppfører de store humusmolekylene seg svært likt kolloider i vann. Derfor kan også humus i vann fjernes i koaguleringsanlegg (se avsnitt 4.2).

Koaguleringsanlegg består av enhetsprosessene koagulering, flokkulering og fnokk-separasjon. Fnokkseparasjonsprosessene ble behandlet i kap 4, hvor også separasjon av humusfnokker ble omtalt. Her behandles derfor kun det som er særskilt for humuskoagulering.

5.2.1. Beskrivelse

Ved koagulering tilsettes en koagulant for å destabilisere humus i vann slik at humusmolekylene/-kolloidene løper sammen (aggregerer) og danner fnokker (aggregater) som kan separeres i etterfølgende separasjonstrinn. Metallbaserte koagulanter vil også felle ut i vann, hovedsakelig som hydroksider. Slike hydroksider (Fe- eller Al-hydroksider) virker som adsorbenter for NOM når forholdene (e.g. pH) legges til rette for dette.

De vanligste koagulantene er aluminiumsulfat, jernklorid, jernkloridsulfat eller polymeriserte aluminium- eller jernsalter (se tabell 4.1, avsnitt 4.3.2). Ettersom vannet i Norge ofte er surt og har lav alkalitet, og ettersom koagulantene også gir en sur reaksjon, må man vanligvis tilsette et alkali (kalk, lut, soda) for at pH skal bli riktig. Kationiske polymerer (f.eks. kitosan) kan også benyttes som koagulant, men vil vanligvis falle ut dyrere enn metall-koagulantene.

Koaguleringen av humus er pH-avhengig. Optimal dose må derfor fastsettes i lys av optimal pH. Selv om en ikke-optimal koagulantdose og/eller ikke-optimal pH i visse tilfeller kan gi akseptabel eller god fargereduksjon, vil dette i regelen gi for høy turbiditet og/eller for høyt innhold av restkoagulant. Typiske verdier for pH og dose ved norske vannverk er angitt i tabell 5.1

Tabell 5.1 Typiske områder for optimal pH- og koagulantdosering ved humusfjerning

Koagulant	pH	Dosering, mg/l
Aluminiumsulfat	5,8 – 6,6	1,5 – 3,0 mg Al/l
Jernklorid	4,0 – 5,5	2,5 – 5,0 mg Fe/l
Jernkloridsulfat	4,0 – 5,5	2,5 – 5,0 mg Fe/l
Poly Al-klorid	6,0 – 7,0	1,0 – 2,5 mg Al/l
Kitosan	5,0 – 6,0	1,7 – 3,5 mg/l

Optimale koaguleringsforhold kan regnes som de som gir (Eikebrokk, 2012a):

- 1) Tilstrekkelig fjerning av humus (naturlig, organisk materiale – NOM), dvs.
 - a) Fargereduksjon på 80 – 90 %, dvs. farge < 10 mg Pt/l
 - b) TOC-reduksjon på 50 – 60 %, dvs. TOC < 3 mg/l
- 2) Tilstrekkelig lavt restinnhold av koagulant, dvs. < 0,15 mg Al(Fe)/l
- 3) Tilstrekkelig lavt turbiditet, dvs. < 0,2 NTU ut av enkeltfiltre

Optimal pH og dose bør i dimensjoneringsammenheng bestemmes ved laboratorieforsøk (jar-test) eller helst i pilot-forsøk ettersom resultatene fra en jar-test i stor grad avhenger av fnokkers størrelse og sedimenterbarhet, mens de i liten grad gir informasjon om fnokkers filtrerbarhet. Hva som er optimal dose og pH vil være avhengig av kravet til filtrat-kvalitet, dvs. restfarge og restinnhold av metall (koagulant).

Dosen påvirker direkte mengden av produsert slam, som igjen påvirker driften av filteret. Jo mer slam, jo kortere gangtid på filtrert mellom hver filterspyling.

Grundig informasjon om driftsforhold og om prosedyrer for optimalisering av koaguleringsprosesser kan finnes i Eikebrokk (2012 a og b).

5.2.2. Anvendelsesområde

Koaguleringsanlegg for fjerning av humus benyttes primært for fjerning av fargen som humusen medfører, men gir samtidig fjerning av partikler (turbiditet) herunder mikrober samt stoffer som adsorberer til humus (metaller, organiske mikroforurensninger etc.).

Metoden kan benyttes for alle nivåer av humusinnhold (alle fargetall) men er spesielt egnet ved moderate til relativt høye fargetall (> 30 mg Pt/l). Metoden er også, i motsetning til flere av de andre humusfjerningsmetodene, også godt egnet når vannet samtidig har høy turbiditet og/eller høyt innhold av mikrobiell forurensning (virus, bakterier og parasitter).

Ettersom mikrober er partikler, gir koaguleringsanlegg for humusfjerning også en mikrobiell barriereeffekt (log-kreditt) som er angitt i MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014).

Koaguleringsanlegg for humusfjerning kan bygges ut etter alle de alternative prosessoppbygningene som er vist i figur 4.2:

- 1) Tradisjonelt koaguleringsanlegg med koagulering, flokkulering, grovseparasjon (sedimentering eller flotasjon) og filtrering
- 2) Direktefiltreringsanlegg med koagulering, flokkulering og filtrering
- 3) Kontaktfiltreringsanlegg med koagulering etterfulgt av filtrering

Om man skal benytte et grovseparasjonssteg eller ikke er avhengig av hvor mye slam som skal separeres, som primært er avhengig av nødvendig dose som igjen er avhengig av fargetall og turbiditet i råvann. Koaguleringsanlegg for fjerning av humus i innsjøvann med lav turbiditet (som er vanlig forekommende i Norge) kan ofte bygges uten grovseparasjonssteg som direktefiltrerings- eller kontaktfiltreringsanlegg (se avsnitt 4.2) om fargetallet ikke er for høyt.

Dersom doseringsbehovet er > 2,5 mg Al/l eller > 5,0 mg Fe/l (tilsvarer koagulant-behovet ved et fargetall på ca. 40 mg Pt/l i humusvann med lav turbiditet), bør man overveie å benytte grovseparasjon. Ved doseringsbehovet > 3,0 mg Al/l eller > 6,0 mg Fe/l (tilsvarer koagulant-behovet ved et fargetall på ca. 50 mg Pt/l i humusvann med lav turbiditet) anbefales bruk av grovseparasjon.

I anlegg som skal behandle humusholdig råvann fra kilder med høyt partikkelinnhold (leire, alger etc.), alltid eller i perioder, anbefales grovseparasjonssteg. Bruk av grovseparasjonssteg (og flokkuleringssteg) kan imidlertid være formålstjenlig også i humusvann med lavere turbiditet - av driftsmessige årsaker - noe avhengig av hvilken flokkseparasjons-metode som benyttes

5.2.3. Konstruktiv utforming

Når det gjelder konstruktiv utforming av enheter for kjemikalieinnblanding, flokkulering og flokkseparasjon (sedimentering, flotasjon, dybdefiltrering og membranfiltrering), vises det til avsnitt 5.3 – 5.8.

5.2.4. Dimensjonering av koaguleringsanlegg basert på koagulering/filtrering

Dimensjonering av koaguleringsanlegg for fjerning av humus gjennomføres i prinsippet på samme måte som dimensjonering av koaguleringsanlegg for fjerning av partikler (turbiditet og mikroorganismer) – se kap. 4.

Nødvendig koagulant-dose og dermed resulterende slamproduksjon, er normalt høyere ved humus-fjerning, noe som i neste runde påvirker dimensjonering av filteret. Derfor omtales nødvendig koagulant-dose særskilt i det følgende.

5.2.4.1. Dimensjonerende koagulantdose

Følgende modell kan benyttes for bestemmelse av dimensjonerende koagulant-dose (bearbeidet etter Eikebrokk, 2012a) forutsatt at man ligger innenfor optimalt område for pH (se tabell 5.1):

$$D = 1,25 \cdot (A \cdot F + B)$$

der D = Dimensjonerende dose (mg Al/l, mg Fe/l, mg kitosan/l)

F = Fargetall (mg Pt/l)

A og B = konstanter avhengig av type koagulant og driftsbetingelser, se tabell 5.2

Det er i formelen tatt høyde for den praktisk anvendbare dosen bør være 25 % høyere enn absolutt minste nødvendige dose.

Tabell 5.2 Konstanter i modell for beregning av dimensjonerende dose ved koagulering av humus (basert på og bearbeidet etter verdier presentert i Eikebrokk, 2012a)

Konstant	Aluminiumsulfat	Polyaluminiumklorid	Jernklorid/jernkloridsulfat	Kitosan
A	0,043	0,034	0,086	0,040
B	0,30	0,30	0,58	0,72

5.2.4.2. Separasjonsenheter

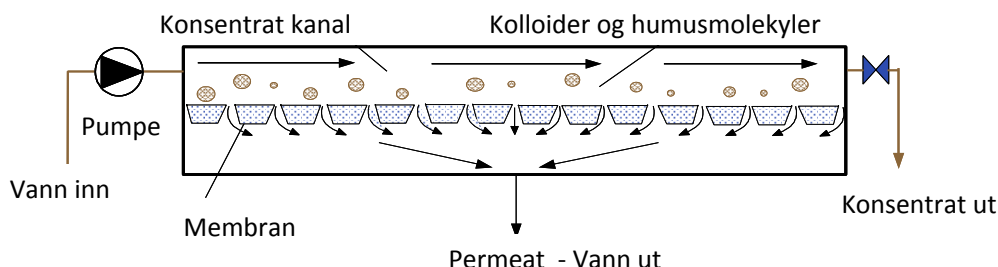
Dimensjonering av separasjonsenheter (evt. flokkuleringstank, grovseparasjonssteg, dybde-filter og membranfilter) gjennomføres på samme måte som angitt i kap. 4 (avsnitt 4.4.4, 4.5.4, 4.6.4, 4.7.4 og 4.8.4).

5.3. Membran(nano)filtrering

5.3.1. Beskrivelse

Ved membranfiltrering basert på nanofiltrering (se definisjon i figur 4.13 og avsnitt 4.8.1) har membranen så liten pore størrelse (1 – 5 nm) at den er i stand til å separere humusmolekyler gjennom «molekyl-siling», dvs. at molekylene blir igjen i vannet (konsentratet) på den siden av membranen som vannet tilføres, mens det vannet som passerer membranen (det rensede vannet eller permeatet) kun inneholder de lavmolekylære fraksjonene av humus slik at fargen (og TOC) er sterkt redusert.

Normalt benyttes moduler basert på tverrstrøms-filtrering, se figur 5.1



Figur 5.1 Prinsippet for tverrstrøms-filtrering i membranlegg

Det vil forekomme beleggdannelse («fouling») på membranene og de må derfor vaskes med jevne mellomrom. Den type spiralmembraner som benyttes i Norge vaskes:

- Med en daglig vask som består av at en fortynnet vaskeløsning, som bl.a. inneholder klorforbindelser, ledes inn på membranmodulene og dynker membranene i denne løsningen i ca. 20 – 40 min – for deretter å bli spylt til avløp. Denne daglige vasken skjer normalt om natten da forbruket ved små anlegg er lavt og kan tas fra rentvannstanken
- En årlig (evt. halvårlig eller oftere- etter behov) hovedvask der en sterkere kjemisk løsning benyttes på samme måte men med lengre kontaktid (8 – 20 timer).

Det vil være en sammenheng mellom fluks, renseeffekt og gjenvinningsgrad og typiske norske anlegg opereres vanligvis med en gjenvinningsgrad på 70 – 80 %.

Membran(nano)filtrering er nærmere beskrevet i Hem og Thorsen (2008).

5.3.2. Anvendelsesområde

Membran(nano)filtrering er mest brukt for fjerning av humus i små (50 – 1000 pe) og mellomstore (1000 – 10000 pe) anlegg.

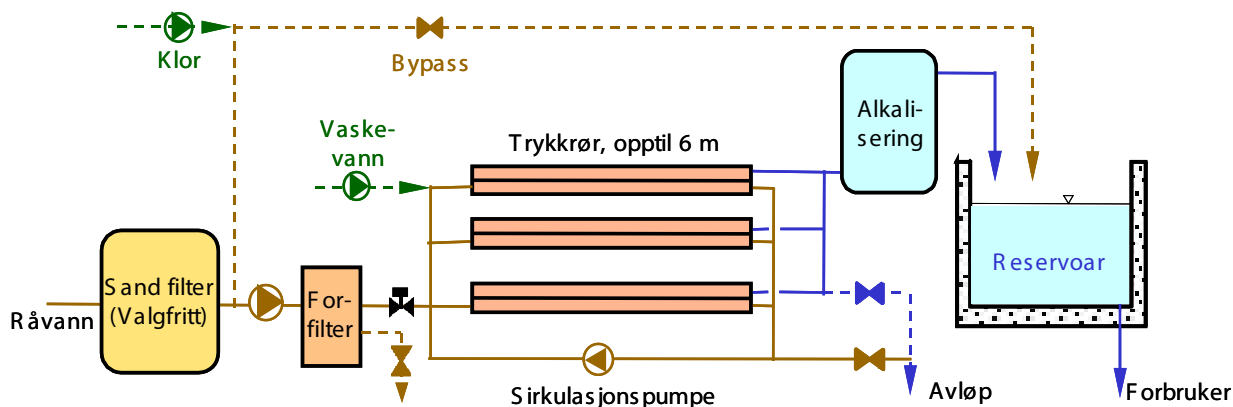
I tillegg til humus vil naturlig forekommende kolloider og suspenderte partikler separeres slik at turbiditeten fjernes. Et innhold av naturlig forekommende og/eller utfelte partikler vil imidlertid øke beleggdannelsen på membranen og redusere kapasiteten. Membran(nano)filtrering benyttes derfor primært der turbiditeten er lav og fargetallet høyt.

Ettersom nanofiltrering fjerner alle mikroorganismer dersom membranene og membranmodulen er helt intakt, får man i tillegg til god humusfjerning også en god mikrobiell barriereeffekt (log-kreditt) som er angitt i MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014).

Dersom turbiditeten (og særlig innholdet av partikler med størrelse 0,1 – 2 µm) er høy, må partiklene fjernes før membranfiltreringen ettersom de ellers vil føre til rask gjentetting av membranen.

5.3.3. Konstruktiv utforming

Prinsipiell oppbygning av et typisk membran(nano) filtreringsanlegg i Norge er vist i figur 5.2



Figur 5.2 Typisk oppbygning av membran(nano)filtreringsanlegg under norske forhold

5.3.3.1. Forbehandling

Forbehandlingen på de anleggene som er i drift i Norge består som oftest av mikrosiling i en mikrosil med lysåpning 50 µm. Alternativt benyttes sandfiltrering uten for-koagulering.

Dersom turbiditeten (og særlig innholdet av partikler med størrelse 0,1 – 2 µm) er høy, må slike partikler fjernes før membran(nano)filtreringen. Slik forbehandling kan bestå av ultrafiltrering evt. koagulering/separasjon (se kap. 5). Slik forbehandling er ikke vanlig i Norge.

5.3.3.2. Membraner og membranmoduler

De anlegg som har blitt satt i drift i Norge er basert på tverrstrøms-filtrering med spiralmembraner med poreåpning i området 1 – 5 nm – de fleste i området 1,5 – 2 nm. Spiralmembranmodulene er vanligvis om lag 1,5 m lange med 2 – 4 moduler plasserte etter hverandre i trykkrør (normalt 8") på 3 – 6 m. Flere trykkrør opererer i parallell og monteres sammen i en rigg.

I de fleste anleggene har membraner av cellulose-acetat blitt brukt – unntaksvis av polyamid. Andre membranmaterialer kan imidlertid også være aktuelle.

Man kan også benytte kapillær-membraner (hulfiber-membraner) basert på modifisert polyetersulfon (PES) plassert i trykkrør.

5.3.3.3. Vasking av membraner

Membrananlegg basert på spiralmembraner vaskes kjemisk gjennom:

- En daglig skylling av membranene med en særlig vaskeløsning (bl.a. innholdende klor) for dette som har til hovedformål å fjerne belegget («foulingen») som har dannet seg på membranen i løpet av dagen
- En årlig/halvårlig hovedvask med en mer konsentrert vaskeløsning, som har til hovedmål å fjerne kjemiske utfellinger og avsetninger på membranflaten slik at membranfluksen vil restitueres

Vaskeløsninger og vaskeprosedyrer er ofte beskyttet av leverandørene og det henvises til disse i hvert enkelt tilfelle. Typiske prosedyrer for vask av membraner (tid for hver vaskeoperasjon, vaskeløsningen sammensetning osv.) er imidlertid angitt i tabell 5.3.

Tabell 5.3 viser også en oversikt over typiske verdier for prosess-parametere i typiske norske membran(nano)filtreringsanlegg for humusfjerning.

Dersom man benytter hulfiber-membraner basert på modifisert polyetersulfon (PES) plassert i trykkrør, kan membranene vaskes mekanisk (ved tilbakespyling) på samme måte som ultrafiltrerings-membraner (se avsnitt 4.8). Slik tilbakespyling benyttes i tillegg til kjemisk vask.

5.3.4. Dimensjonering

Den viktigste dimensjoneringsparameteren for membran(nano)filtreringsanlegg i Norge er dimensjonerende fluks som er forholdet mellom dimensjonerende produsert vannmengde og membranarealet:

$$F_{\text{dim}} = Q_{\text{dim}} / A_{\text{membran}}$$

der F_{dim} = Dimensjonerende fluks (l/m² · h)

Q_{dim} = dimensjonerende produsert vannmengde (permeatvannmengde)(l/h)

A_{membran} = nødvendig membranareal (m²)

Dimensjonerende fluks er avhengig av mange faktorer, slike som humusinnhold, innholdet av lett nedbrytbart organisk stoff, turbiditet, membrantype, membranens poreåpninger, frekvens på daglig vask og hovedvask og sammensetning av vaskeløsning.

Tabell 5.3 Typiske prosesskarakteristika for membran(nano)filter-systemer for humusfjerning i Norge

Parameter	Typisk variasjonsområde ved normal drift
Membranomateriale	Celluloseacetat (CA-dominerende), polyamid (PA), polyetersulfon (PES)
Porestørrelse membran	1 – 5 nm
Trykkrør med spiralmembran	8" rør med 3 – 6 m lengde
Permeat fluks	10 – 20 l/m ² h
Tverrstrømhastighet	0,1 – 0,25 m/sek
Driftstrykk	3 – 5 bar
Trykkfall over membranen (TMP)	0,2 – 0,8 bar/m _{trykkrør}
Gjenvinningsgrad	70 – 80 %
Vaskeløsning for daglig skylling	Svak alkalisk løsning som kan inneholde: (30 – 60 vekt-% organiske salter (EDTA), 0-1 vekt-% tensider, 40 – 70 vekt-% vann) som blandes med klor-løsning (ca. 20 mg Cl ₂ /l) før bruk
Tid som medgår til hver kjemisk vask (kjemisk skylling)	30 – 60 min
Tid mellom hver kjemisk skylling	1 – 2 døgn
Tid for permeat til avløp etter kjemisk skylling	10 – 20 min
Vaskeløsning for hovedvask	Svak alkalisk 1 % løsning som kan inneholde: (30 – 60 vekt-% organiske salter – EDTA, 30 – 60 vekt-% fosfat, 10 – 30 vekt-% natrium sulfat, 5 – 10 vekt-% tensider og < 1 vekt-% enzymer)
Tid som medgår til hver hovedvask	8 – 24 timer
Tid mellom hver hovedvask	6 – 12 mnd.
Tid for permeat til avløp etter hovedvask	30 – 60 min
Levetid for membraner	5 – 10 år

For den type anlegg som i hovedsak har blitt bygget i Norge med tverrstrøms celluloseacetat membraner med poreåpning 1–3 nm – plassert i 8" trykkrør, og med en gjenvinningsgrad (konsentratstrøm/permeat-strøm) på 25–30 %, skal dimensjonerende fluks (F_{dim}) settes:

$$F_{dim} \leq 15 \text{ l/m}^2\text{h}$$

forutsatt at vannet som skal behandles har lav turbiditet ($< 1 \text{ NTU}$) og vaskes etter leverandørens anvisninger. Høyere dimensjonerende fluks kan benyttes dersom leverandøren, på grunnlag av pilotstudier, kan dokumentere at en høyere fluks kan aksepteres.

Den samme dimensjonerende fluks kan brukes når kapillær-membraner basert på modifisert polyetersulfon (PES) benyttes. Dimensjonerende midlere tverrstrøms-hastighet i PES-modulene kan settes til 0,5 m/s.

For standard 8"spiralmoduler anbefales en vannmengde i området 5–12 m³/h per modul -tilsvarende en tverrstrøms-hastighet på 0,12–0,25 m/s.

Når det gjelder dimensjonering av utstyr for forbehandling, kjemikalievask etc. vises det for øvrig til leverandørens anvisninger

5.4. Ozonering/biofiltrering

5.4.1. Beskrivelse

Ozonering/biofiltrering er en metode for behandling av humusvann som bygger på enhetsprosessene oksidasjon og biofiltrering. Ved tilsetning av oksidasjonsmiddelet ozon reagerer ozon med de kjemiske bindingene i humusmolekylene slik at fargen i vannet reduseres. Gjennom dette blir også svært tungt biologisk nedbrytbar humus delvis omdannet til lett nedbrytbart organisk stoff (BDOC) som så kan nedbrytes biologisk i et etterfølgende biofilter. Også andre fjerningsmekanismer (utfelling, adsorpsjon etc.) kan forekomme avhengig av råvannets øvrige sammensetning. Graden av fargereduksjon og omdanningen av det organiske stoffet i vannet vil avhenge av dosen av ozon.

5.4.2. Anvendelsesområde

Ozonering/biofiltrering benyttes primært for å fjerne farge i drikkevann, men ettersom ozon er et kraftig oksidasjonsmiddel (og desinfeksjonsmiddel) kan metoden også benyttes for:

- 1) Fjerning av jern og mangan
- 2) Fjerning av ammonium
- 3) Fjerning av organiske mikroforurensninger
- 4) Mikrobiell barriere ved inaktivering av virus, bakterier og parasitter

Her omtales primært metoden for fjerning av farge. Metoden er ikke hensiktsmessig å benytte ved fargetall høyere enn 30 mg Pt/l. Dette i første rekke fordi vann med høyt NOM-innhold/høy farge krever høye ozondoser som gir høy BDOC-belastning på det etterfølgende biofilter. For å unngå for høy BDOC ut av biofilteret og problemer med biologisk vekst og høye kimtall på ledningsnett, kreves tilstrekkelig dimensjonerte biofiltre og/eller supplerende rensetrinn.

Forutsetningen for at det skal skje en biologisk omdanning, er at det er tilstrekkelige mengder næringsstoffer i vannet. Veiledende behovsverdi for at næringsstoffer ikke skal være begrensende for omsetningen er 0,03 mg PO₄-P/mg TOC_{fjernet} og 0,2 mg tot. N/mg TOC_{fjernet}. Lavere «steady-state» næringsstoff-konsentrasjoner enn dette, kan imidlertid være akseptable som en følge av at levende celler skaffer seg næringsstoff gjennom hydrolyse av døde celler.

Alle biologiske prosesser er temperaturavhengige og man kan regne at den biologiske omsetnings-hastigheten er ca. 50 % høyere ved 10 °C og dobbelt så høy ved 20 °C i forhold til hva den er ved en dimensjonerende temperatur på 4°C

Erfaringer med ozonering/biofiltrering er beskrevet i Eikebrokk og Gjerstad (2015).

5.4.3. Konstruktiv utforming

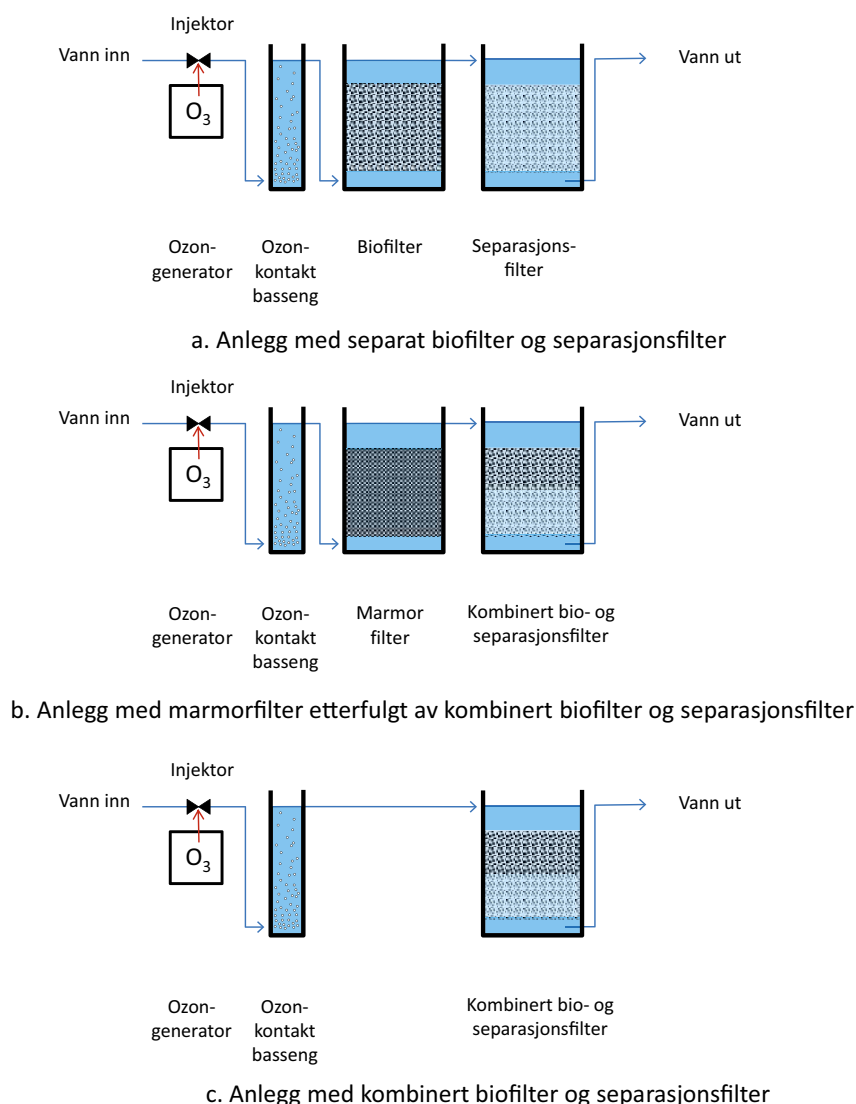
Anlegg for ozonering/biofiltrering er i hovedsak bygget opp med enhetsprosesser for ozonering og biologisk omsetning og partikkelseparasjon i serie (se figur 5.3).

Konstruktiv utforming av ozonanlegg er omtalt under kap. 10 (avsnitt 10.3), konstruktiv utforming av biofiltre er omtalt under kap 6. (avsnitt 6.1.3) og konstruktiv utforming av partikkelseparasjonsfiltre er omtalt i kap. 6.

I figur 5.3 er tre hovedvarianter av anleggsoppbygning vist:

- Anlegg med separat biofilter og separasjonsfilter
- Anlegg med marmorfilter etterfulgt av kombinert biofilter og separasjonsfilter
- Anlegg med kombinert biofilter og separasjonsfilter

Det finner flere undervarianter avhengig av hvordan filtrene er bygget opp og hvilket filtermateriale som benyttes.



Figur 5.3 Prinsipiell oppbygning av anlegg for ozonering/biofiltrering

Ozoneringen behøves primært for å fjerne farge og fører til produksjon av nedbrytbart organisk stoff, men vil også føre til oksidasjon (f.eks. av jern og mangan) og desinfeksjon (se senere).

Det vil kunne foregå biologisk omsetning av BDOC og evt. andre prosesser (f.eks. adsorpsjon på utfelt jern i alle typer av filtre). Biofilteret er der primært for å omsette biodegradérbart organisk stoff som dannes under ozoneringen. Marmorfilteret er der primært for å regulere pH og alkalitet men vil også fungere som et biofilter/adsorpsjonsfilter. Separasjonsfilteret er der primært for å separere biomasse som produseres i biofilteret, partikulært stoff som er et resultat av utfelling (f.eks. jernhydroksid og manganoksid) eller er adsorbert til dette, samt partikulært stoff som kommer inn med innløpsvannet.

I separate biofiltre benyttes vanligvis filtermedium som gir stor vokseflate for biofilm f.eks. plastelementer (stasjonære kuber eller bæremedium med vilkårlig pakking), grovt granulært filtermateriale (f.eks. Filtralite), grov antrasittkull etc. Strømretningen kan være både oppover- og nedover rettet.

Et evt. marmorfilter bygges opp med marmorfilterkorn med diameter 1-3 mm. Her vil marmorkorna reduseres i størrelse og filtermaterialet må etterfylles etter hvert som tiden går (se kap. 4 og kap. 12). Partikkelseparasjonsfilteret i anlegg med separate bio- og partikkelseparasjonsfilter kan bygges opp på samme måte som konvensjonelle partikkelfilter (en-media, to-media etc.). Ettersom det er liten slamproduksjon i denne type anlegg, blir gangtiden lang selv om relativt fin korngradering (0,4-0,8 mm) benyttes.

I kombinerte filtre, hvor både biologisk omsetning og partikkelseparasjon foregår i ett og samme filter, er det vanlig med grovere filtermasser etterfulgt av finere masser (i strømretningen). Ulike typer av fler-media filtre og oppstrøms en-media filtre kan benyttes (se avsnitt 4.7).

Fordelen med å separere biofilteret fra separasjonsfilteret er at biomassen i et separat biofilter er uavhengig av gangtiden på separasjonsfilteret. Ved å benytte et filtermedium med stort porevolum i biofilteret, kan stor biomasse holdes i biofilteret uten at falltapet blir vesentlig, noe som fører til at frekvensen for vasking/spyling av biofilteret blir lav (30 – 60 døgn) i forhold til i kombinerte filtre (7 – 30 døgn). Dette er en fordel også med hensyn til nedbrytningen av biodegradérbart organisk stoff ettersom nedbrytningshastigheten (g BDOC/m³d) er avhengig av biomassen som er til stede.

På tross av de mange fordeler med separate bio- (evt. marmor-) og separasjonsfiltre, er de fleste anlegg i Norge kombinerte filtre. I disse vaskes store deler av biomassen, som skal forestå den biologiske nedbrytningen, ut ved hver spyling.

Kombinerte filtre må derfor bygges med en stor del av filtersengen med grovt filtermateriale slik at spylingsfrekvensen blir så lav som mulig (fortrinnsvis > 2 uker).

5.4.4. Dimensjonering

Dimensjonering av et anlegg for ozonering/biofiltrering består av:

- a) Bestemmelse av nødvendig ozon-dose
- b) Bestemmelse av størrelsen på kontakt-/reaksjonstank
- c) Bestemmelse av størrelsen på biofiltre og separasjonsfiltre

5.4.4.1. Dimensjonerende ozondose

Følgende modell kan benyttes for bestemmelse av nødvendig ozondose for å oppnå en ønsket fargereduksjon i ozoneringsanlegg (Fløgstad, 1984), (Ødegaard et al., 2010):

$$C/C_0 = 1 / (1 + 20 \cdot D/C_0)$$

der C_0 = fargetall inn til ozonering (normalt i råvannet) (mg Pt/l)

C = fargetall som ønskes etter ozonering (mg Pt/l)

D = ozondosen (mgO₃/l)

Vanligvis doseres noe mer enn det denne modellen tilsier, typisk 0,15 – 0,25 mg O₃/mg Pt_{råvann}, som tilsvarer 1,0-1,5 mg O₃/mg DOC_{råvann}. Under drift bør ozondosen tilpasses råvannskvaliteten slik at man unngår overdosering som vil kunne føre til unødig høy BDOC-belastning.

5.4.4.2. Kontakt- og reaksjonstank

Det tar litt tid for å overføre ozon fra gassform og til vannet men her er humusen sin reaksjon med ozon tilnærmet momentan. For å fjerne fargen og dermed produsere BDOC, trengs det derfor liten oppholdstid.

I anlegg basert på ozonering/biofiltrering vil imidlertid ozoneringssteget normalt også inngå som en del av de hygieniske barrierene i anlegget og i så fall må ozoneringsanlegget dimensjoneres for dette – i henhold til avsnitt 11.2.4. Normalt vil dosen som kreves for humusfjerning gi en svært god mikrobiell barrierevirkning, se MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014).

Man må ved ozonering/biofiltrering uansett sørge for at det ikke forekommer rest-ozon når vannet når biofilteret og det må derfor etableres et reaksjonsvolum der restozon blir degradert. Til beregning av tilstrekkelig oppholdstid i reaksjonsvolumet (kontakt- og reaksjonstank) for å forbruke alt ozon, kan følgende formel benyttes:

$$t_{\text{reaksjonsvolum}} = 1/k_{\text{ozon}} \cdot \ln C_i$$

der: $t_{\text{reaksjonsvolum}}$ = nødvendig oppholdstid i reaksjonsvolum for at restkonsentrasjonen av ozon etter reaksjonsvolumet skal være 0 (min)

$$C_i = C_{\text{dose}} \cdot k_{\text{overf}} - IF$$

C_{dose} = dimensjonerende ozondose (mg/l)

IF = det initiale ozonforbruket rett etter dosering som skyldes oksidasjon (mg/l)

k_{overf} = overføringsgraden av ozongass til vannfasen

k_{ozon} = ozonnedbrytningskonstant (min^{-1})

For bestemmelse av IF og k kan følgende modeller benyttes (Ødegaard et al., 2014):

$$IF_{\text{ozon}} = 0,14 \cdot C_{\text{TOC-inn}} + 0,58 \cdot C_{\text{Dose}} + 0,09 \cdot (C_{\text{Dose}} / C_{\text{TOC-inn}}) + 0,07 \cdot \text{pH} - 0,92$$

$$k_{\text{ozon}} = 0,050 \cdot C_{\text{TOC-inn}} - 0,032 \cdot C_i - 0,017 \cdot C_i / C_{\text{TOC-inn}} + 0,084 \cdot \text{pH} - 0,48$$

der $C_{\text{TOC-inn}}$ = konsentrasjonen av TOC i vannet som tilføres ozoneringssteget

Ozonoverføringsgraden (k_{overf}) vil være avhengig av utformingen av kontakttanken, se tabell 5.4.

Tabell 5.4 Veiledende verdier for ozonoverføringsgraden til vann, k_{overf} .

Innblanding/reaktor system	k_{overf}
Diffusor/injektor innblanding, pakket bobletank	0,90
Diffusor/injektor innblanding, bobletank uten pakking	0,75
Injektor innblanding etterfulgt av lukket rør	0,99

5.4.4.3. Bestemmelse av BDOC etter ozonering

For å kunne dimensjonere biofilteret må man bestemme hvor mye biologisk nedbrytbart organisk stoff (BDOC) som dannes ved ozoneringen. Dette kan bestemmes i laboratoriet gjennom ozoneringsforsøk.

Dersom slike forsøk ikke er gjort og man kun kjenner vannets innhold av totalt løst organisk stoff (DOC_{in}) kan følgende formel benyttes for omdanning av DOC til BDOC:

$$\% \text{DOC}_{\text{omdannet til BDOC}} = 40 \cdot (D/1 + D) \%$$

der D = spesifikk dose ($\text{mg O}_3/\text{mg DOC}$)

Tabell 5.5 viser i tråd med denne formelen verdier for omdanningsprosent ($\text{O}_{\%}$) avhengig av dose ($\text{mg O}_3/\text{mg DOC}_{\text{in}}$).

BDOC etter ozontilsetting beregnes da som:

$$\text{BDOC}_{\text{etter ozon}} = \text{DOC}_{\text{før ozon}} \cdot \text{O}_3 / 100$$

Tabell 5.5 Omdanningsprosent (% av DOC som blir til BDOC) avhengig av spesifikk ozondosering

Spesifikk dose (mg O ₃ /mg DOC _{inn})	Omdanningsprosent (% av DOC som blir BDOC)	Spesifikk dose (mg O ₃ /mg DOC _{inn})	Omdanningsprosent (% av DOC som blir BDOC)
0,5	13,3	1,5	24,0
0,75	17,1	1,75	25,5
1	20,0	2	26,7
1,25	22,2	2,25	27,7

5.4.4.4. Dimensjonerende oppholdstid i biofilter

Nedbrytningen av BDOC, som er temperaturavhengig, kan beskrives med en 1.ordens ligning:

$$C_{\text{BDOC}_{\text{ut}}} = C_{\text{BDOC}_{\text{inn}}} \cdot e^{-k \cdot t}$$

- der $C_{\text{BDOC}_{\text{inn}}}$ = innløpskonsentrasjonen av BDOC (mg/l) til biofilteret etter ozonering
 $C_{\text{BDOC}_{\text{ut}}}$ = utløpskonsentrasjonen av BDOC (mg/l) etter biofiltrering
 t = oppholdstiden (min) i biofilteret (basert på filtervolum uten medium)
 k = nedbrytningskonstant (min⁻¹) = 0,05 min⁻¹ ved dimensjonerende temperatur (4°C)

Man kan forutsette at strømmingen i et biofilter er tilnærmet stempelstrømning. Dimensjonerende oppholdstid i biofilteret beregnes da som:

$$t_{\text{biofilter}} = 1/0,05 \cdot [\ln(C_{\text{BDOC}_{\text{inn}}}/C_{\text{BDOC}_{\text{ut}}})]$$

For at vannet skal være tilstrekkelig biostabilt, bør BDOC_{ut} ved dimensjonering ikke settes høyere enn 0,15 mg BDOC/l. I spesielle tilfeller kan man vurdere om det vil være mer hensiktsmessig å sette $\text{BDOC}_{\text{ut}} = 0,10$ mg/l eller 0,20 mg/l ved dimensjonering. Dette vil kunne avhenge av lokale forhold. Biofiltre bør aldri dimensjoneres for lavere oppholdstid (på tom tank) enn 20 min. Basert på disse modellene blir dimensjonerende oppholdstid i biofilteret (t) som vist i tabell 5.6.

Tabell 5.6 Dimensjonerende oppholdstid i biofiltre (t_{dim}) som funksjon av innløpsvannets BDOC og krav til BDOC i behandlet vann (0,15 mg BDOC/l) ved ulike doseringer

DOC _{in} mg/l	Dimensjonerende oppholdstid (min) ved angitt dosering mg O ₃ /mg DOC _{råvann}				
	0,75	1,0	1,25	1,5	1,75
1	2,7	5,8	7,9	9,4	10,6
2	16,5	19,6	21,7	23,3	24,4
3	24,6	27,7	29,8	31,4	32,5
4	30,4	33,5	35,6	37,1	38,3

Tallene i kursiv viser situasjoner der oppholdstiden ved Q_{dim} skal settes til minimum = 20 min

Dimensjonerende biofiltervolum for anlegg basert på ozonering/biofiltrering :

$$V_{\text{dim}} = Q_{\text{dim}} / t_{\text{dim}}$$

der V_{dim} = er dimensjonerende volum i filterdelen av biofilteret

Filterhastigheten $v_{\text{f,bio}}$ (m/h, $v_{\text{f,bio}} = Q_{\text{dim}}/A_{\text{f}}$) bør være: $4 \leq v_{\text{f,bio}} \leq 8$

5.5. Ionebytting

5.5.1. Beskrivelse

Ionebytting er en prosess der ioner i vannet (f.eks. Ca^{2+} , NO_3^- etc.) eller ladede molekyler (for eksempel humus) lar seg bytte ut med andre ioner av samme ladning i et ionebytter-medium (resin) som vannet bringes i kontakt med. Ionebytteren er vanligvis fremstilt i form av et granulært – som et filtermateriale. Hovedfunksjonen er imidlertid ikke filtrering, men derimot sorpsjon i form av ionebytting.

Ved fjerning av humus må makroporøse anion-byttere benyttes fordi slike har grove nok porer til at de store humusmolekylene, som er negativt laget, kan trenge inn og erstatte negativt ladede ioner på porenes overflate.

I og med at ionebytter-mediet (ionebytteren) etter hvert fylles av humusmolekylene som fjernes fra vannet, må det etter en tid regenereres. Dette gjøres ved at mediet bringes i kontakt med en regenererings løsning som er høykonsentrert mht. de ionene som i utgangspunktet var knyttet til ionebytteren. Ved dette bytter de negativt ladede ionene og humusmolekylene igjen plass. Ionebytter-mediet tilbakeføres til sin opprinnelige tilstand, og humusmolekylene følger med regenereringsløsningen som et avfallsprodukt.

De syntetisk fremstilte makroporøse, anion-byttere som finnes på markedet, har utbyttable Cl^- og OH^- -ioner, og en alkalisk saltløsning ($\text{NaOH} + \text{NaCl}$) benyttes til regenerering. Regenerering av et filter tar 3 – 6 timer og finner derfor normalt sted om natten da forbruket er minst.

Under regenerering er pH i vannet svært høy ($\text{pH} > 13$) i en periode på 30 – 60 min. Selv om pH faller som følge av skylling etter en regenerering, har det første vannet som leveres etter regenerering høy pH, som derfor bør utjevnes i et basseng nedstrøms vannbehandlingsanlegget.

5.5.2. Anvendelsesområde

Ionebytting for humusfjerning benyttes primært på små anlegg der turbiditeten er lav og humusinnholdet er relativt lavt (fargetall $< 30 \text{ mg Pt/l}$), og der man ikke har behov for at humusfjerningstrinnet skal utgjøre en mikrobiell barriere av betydning.

En utfordring i alle typer av ionebytter-anlegg, er å bli kvitt brukt regenereringsløsning. I et anlegg for humusfjerning består denne av et humuskonsentrat (mørkt brunt, tilnærmet svart) med høyt saltinnhold (ledningsevne: $10.000 - 20.000 \mu\text{S/m}$) og høy pH (12,5 – 14). For hver $3.000 - 4.000 \text{ m}^3$ av produsert vann skapes det ca. 1 m^3 av denne løsningen som må disponeres på en eller annen måte. Det enkleste, om det ligger til rette for det, er å pumpe løsningen, kontrollert over lang tid, inn på avløpsnett, og la løsningen renses sammen med det kommunale avløp etter pH-nøytralisering.

5.5.3. Konstruktiv utforming

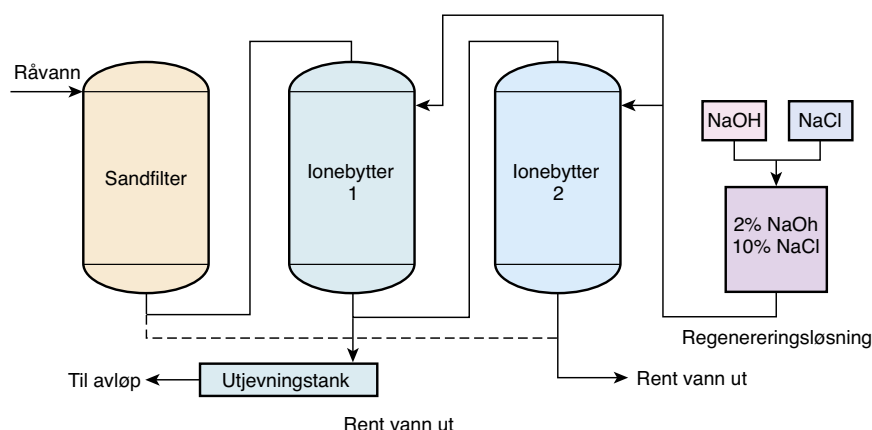
5.5.3.1. Anlegg basert på ionebytter-medium i filter

Et ionebytter-anlegg kan være oppbygget som vist i figur 5.4.

Vannet bør forbehandles i en mikrosil ($50 \mu\text{m}$ lysåpning) eller et sandfilter når vannet har en turbiditet på over 0,5–1,0 NTU.

Ionebytter-filtrene (oftest lukkede filtre) kan være arrangerte i serie eller i parallell. Det bør være minst to parallelle linjer. I små anlegg, som kan bestå av kun to filterenheter, bygges anlegget opp slik at man kan velge serie- eller parallell drift. Dette sikrer at minst ett filter alltid kan være i drift når det andre regenereres.

Som regenereringsløsning benyttes ved humusfjerning normalt en alkalisk koksaltløsning (2 % NaOH og 10 % NaCl). Mens strømetningen ved normal drift er nedover rettet, kan regenereringsløsningen tilføres ionebytter-filteret både oppover- og nedover rettet. Dette skjer etter at partikler som evt. er avsatt i filteret, er vasket ut gjennom normal oppover rettet tilbakespyling.



Figur 5.4 Typisk oppbygning av ionebytter-anlegg for fjerning av humus

Regenereringsfrekvensen avhenger av mange forhold (se over). Normalt kan en regenereringsløsning gjenbrukes opptil 7-8 ganger (i middel) etter at saltinnholdet er justert for hver gang.

5.5.3.2. Anlegg med suspendert ionebytter-medium

En alternativ anleggsutforming er den basert på at ionebytter-mediet foreligger som finpartikulært materiale (<0,2 mm) og som har en magnetisk komponent inkorporert i strukturen. Ionebytter-mediet tilsettes tanker med omblending hvor ionebyttingen foregår. Pga. den magnetiske komponenten, oppfører ionebytter-mediet seg som små magneter som agglomererer/flokkulerer mediet godt og gir det gode sedimenteringsegenskapet.

Etter blandingstankene separeres derfor ionebytter-mediet (med humus adsorbent) ved hjelp av sedimentering. En del av ionebytter-mediet resirkuleres til innløpet, mens en mindre del tas kontinuerlig ut for regenerering. Denne prosessstypen (som bærer handelsnavnet MIEX) er ikke i bruk i Norge per 2015.

5.5.4. Dimensjonering

De parametre som primært bestemmer effektiviteten av et ionebytter-filter er:

- konsentrasjonen av humus i råvannet,
- kontakttiden (tiden vannet er i kontakt med ionebytter-mediet)
- gangtiden som filteret er i drift
- temperaturen.

Følgende empiriske formel er utviklet for norske forhold (Ødegaard et al, 1999):

$$C/C_0 = 0,04 \cdot C_0^{0,46} \cdot t_k^{-0,67} \cdot t^{0,37} \cdot T^{0,13}$$

der C_0 = renvanns- og råvannskonsentrasjon av humus (bestemt som UV-absorpsjon, m^{-1})
 t_k = kontakttid (oppholdstid i filtersengen, beregnet på tom seng) (minutter)
 t = gangtid mellom hver regenerering (timer)
 T = temperatur ($^{\circ}C$)

Kontakttiden er en mer relevant parameter enn filterhastigheten, som imidlertid også har en viss betydning for gangtiden ettersom man i filteret kan få for høye fall-tap dersom filterhastigheten er for høy. Det anbefales derfor ikke å operere med høyere filterhastigheter enn 20 m/h. Vanligvis benytter man en kontakttid på minst 10 minutter ved maksimalvannføring. Filterdybden er et resultat av valgt kontakttid og filterhastighet. Normalt er den på 1-2 m.

6. Metoder for fjerning av lett nedbrytbart organisk material

Lett nedbrytbart organisk stoff skyldes for det meste utslipp av mer eller mindre godt rensset avløpsvann eller avrenningsvann fra jordbruksdrift, som naturen selv har en god evne til å bryte ned. Denne typen av organisk stoff representerer i svært liten grad noe problem i Norge, hvor man som oftest har god mulighet til å velge en lite forurensset råvannskilde. Dette er imidlertid ikke nødvendigvis tilfellet i andre land som ofte må ta i bruk sterkt forurensede elver som kilde.

Lett nedbrytbart organisk stoff kan imidlertid også oppstå som følge av en forbehandlende oksidasjon f.eks. ved ozonering av humusvann der det organiske materialet i utgangspunktet er svært lite biodegradérbart (se avsnitt 5.4).

6.1. Generelt om fjerning av lett nedbrytbart organisk materiale

For fjerning av lett nedbrytbart organisk materiale (stoff) benyttes vanligvis biologiske enhetsprosesser. Aerob biologisk omsetning kan foregå i en bioreaktor (f.eks. i et biofilter eller i langsomfilter) eller ved vannets passasje gjennom grunnen. En variant av det siste er såkalt grunnvannsinfiltrasjon hvor overflatevann infiltreres via et konstruert anlegg til et grunnvannsreservoar, hvorfra vannet blir uttatt som grunnvann. I denne dimensjoneringsveiledningen skal det kun gis kriterier for dimensjonering av bioreaktor-anlegg, dvs. biofiltre og langsomsandfiltre.

Forutsetningen for at det skal skje en biologisk omdanning, er at det er tilstrekkelige mengder næringsstoffer i vannet. Veiledende behovsverdi for at næringsstoffer ikke skal være begrensende for omsetningen er $0,03 \text{ mg PO}_4\text{-P/mg TOC}_{\text{fjernet}}$ og $0,2 \text{ mg tot. N/mg TOC}_{\text{fjernet}}$. Lavere «steady-state» næringsstoff-konsentrasjoner enn dette, kan imidlertid være akseptable som en følge av at levende celler skaffer seg næringsstoff gjennom hydrolyse av døde celler.

Alle biologiske prosesser er temperaturavhengige og man kan regne at den biologiske omsetningshastigheten er ca. 50 % høyere ved 10 °C og dobbelt så høy ved 20 °C i forhold til hva den er ved en dimensjonerende temperatur på 4°C.

6.2. Biofiltrering

6.2.1. Beskrivelse

Med «biofiltrering» menes en enhetsprosess som innebærer biologisk omsetning av stoff i en reaktor som inneholder biomasse, vanligvis i form av en biofilm som kan forestå denne omsetningen.

Bærematerialet for biofilmen kan være naturlig materiale (f.eks. sand og grus), kommersielle, granulerte materialer (f.eks. granulært aktivt kull) eller kommersielle, syntetisk fremstilte materialer (f.eks. ulike former for plastmaterialer). Det vanligste er at vannet filtreres gjennom en seng av granulært materiale (sand, granulært aktivt kull eller plastlegemer). Derfor benyttes begrepet biofiltrering selv om det strengt tatt ikke behøver å foregå noen filtrering i betydningen partikkelseparasjon. Omsetningen skjer i biofilmen som dannes på vokseflater (i porer, hulrom osv.) i biofiltermediet.

6.2.2. Anvendelsesområde

Biofiltrering kan benyttes til flere formål i vannbehandlingen:

- 1) Fjerning av lett nedbrytbart organisk stoff
 - a) Forekommende i råvann
 - b) Produsert ved oksidering (f.eks. ozonering) av humusholdig vann
- 2) Fjerning av nitrogenforbindelser (ammonium og nitrat)
- 3) Fjerning av jern og mangan
- 4) Fjerning av lukt og smak

Dette kapittelet omhandler kun fjerning av lett nedbrytbart, organisk stoff. Ozonering/biofiltrering for humusfjerning behandles i kap. 5 (avsnitt 5.4), biofiltrering for fjerning av jern og mangan behandles i kap. 9 (avsnitt 9.1 og 9.2), biofiltrering for fjerning av lukt og smak behandles i kap. 10 (avsnitt 10.3.4), og biofiltrering for fjerning av nitrogenforbindelser behandles i kap. 9 (avsnitt 9.4.2.2 og 9.4.3.2).

6.2.3. Konstruktiv utforming

Biofiltre kan bygges opp som en filterbeholder fylt med det filtermateriale med en overflate som biofilmen kan vokse på (se avsnitt 5.4.3). Vannet som tilføres bør ha et oksygeninnhold $> 7 \text{ mg O}_2/\text{l}$.

Brukes sand eller andre granulære materialer som filtermedium, benyttes vanligvis relativt grov korngradering ($d = 2\text{--}3 \text{ mm}$).

Biofiltre dimensjoneres ulikt avhengig av anvendelsesområdet og konstruktiv utforming. I det følgende skal typiske situasjoner for norske forhold omtales.

6.2.4. Dimensjonering

Biofiltre dimensjoneres på grunnlag av:

- a) Innholdet av biologisk nedbrytbart stoff i innløpsvannet til biofilteret
- b) Ønsket biologisk stabilitet i det behandlede vann, dvs. BDOC i behandlet vann
- c) Vannets temperatur

Den samme dimensjoneringsprosedyre som anvist for biofiltre i anlegg for ozonering/biofiltrering i avsnitt 5.4.4.4, kan også benyttes for dimensjonering av biofiltre for fjerning av lett nedbrytbart organisk stoff. Det forutsettes at konsentrasjonen av lett nedbrytbart stoff i det vannet som skal biofiltreres er kjent i form av BDOC. Dimensjonerende oppholdstid i biofilteret beregnes som:

$$t_{\text{biofilter}} = 1/k \cdot [\ln(C_{\text{BDOCinn}}/C_{\text{BDOCut}})]$$

der $C_{\text{BDOC,inn}}$ = konsentrasjonen av BDOC i innløpsvannet til biofilteret

$C_{\text{BDOC,ut}}$ = ønsket konsentrasjonen av BDOC i biofiltrert vann – kan settes lik $0,15 \text{ mg BDOC/l}$

k = nedbrytningskonstant – kan settes lik $0,05 \text{ min}^{-1}$ ved dimensjonerende temperatur (4°C) dersom man ikke har forsøksresultater som skulle tilsi en annen verdi for det aktuelle vann

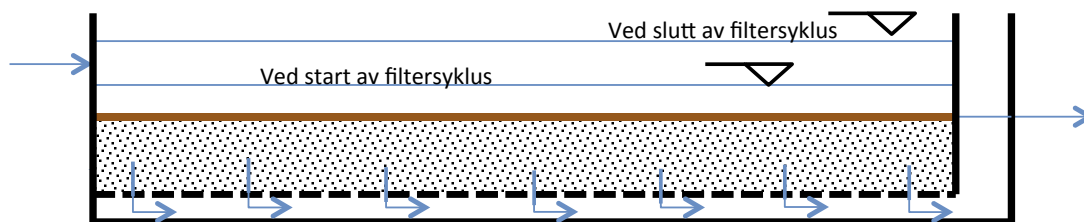
6.3. Langsom-sandfiltrering

Langsom-sandfiltre er vanligvis ikke brukt i Norge, men benyttes fortsatt i mange land – ikke minst for behandling av overflatevann i utviklingsland og skal derfor kort omtales her.

6.3.1. Beskrivelse

Et langsom-sandfilter er et grunt filter som drives med lav filterhastighet ($0,1\text{--}0,3 \text{ m/h}$) og er derfor svært arealkrevende. På sandseng-overflaten avsettes organiske partikler og det dannes et belegg av biomasse hvor de biologiske omdanningene skjer. Belegget forsterker separasjonen av partikulært materiale inkludert mikroorganismer. Partikulært, organisk materiale brytes ned og løste stoffer (f.eks. ammonium) blir omsatt. Langsom-sandfiltrering kan derfor sies å være en universell vannbehandlingsmetode som både gir fjerning av organisk stoff (TOC) og partikler (turbiditet) og som samtidig gir en viss mikrobiell barrierevirkning.

Over tid vil beleggdannelsen føre til økt trykktap og når dette er kommet opp på et maksimalt nivå, tas filteret ut av produksjon for fjerning av biomasse. Dette skjer vanligvis ved at øverste del av sandlaget skaves av (manuelt eller maskinelt). Sand som fjernes sammen med belegget, erstattes før filtersengen settes i drift igjen.



Figur 6.1 Prinsipiell oppbygning av et langsom- sandfilter

6.3.2. Anvendelsesområde

Langsom-sandfiltrering kan benyttes til flere formål i vannbehandlingen:

- 1) Fjerning av lett nedbrytbart organiske stoff
- 2) Fjerning av ammonium (nitrifikasjon)
- 3) Fjerning av jern og mangan
- 4) Fjerning av mikroorganismer (virus, bakterier og parasitter)

Anvendelsene i de tre førstnevnte formålene er de samme som beskrevet under biofilter (se avsnitt 6.2.2). I tillegg benyttes langsom-sandfilter også som en mikrobiell delbarriere, se MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014). Fjerning av mikroorganismer (virus, bakterier, parasitter) skjer ved at mikroorganismene separeres som partikler gjennom ulike partikkelseparasjonsmekanismer ved passasje gjennom belegget på toppen av langsomsandfilteret. Oppholdstiden i dette belegget kan bli så lang at mikroorganismene dør ut og blir nedbrutt/omsatt.

6.3.3. Konstruktiv utforming

Langsomsandfilter er vanligvis bygget opp som et grunt filter (filterdybde ca. 0,5 m) over en filterbunn som samler opp vannet, se figur 6.1.

Det benyttes vanligvis relativt fin sand, typisk med $d = 0,4 - 0,6 \text{ mm}$ ($d_{10} = 0,15 - 0,30 \text{ mm}$) og uniformitetskonstant, $U = d_{60}/d_{10} < 2,6$.

Lengden på driftsperioden (tid mellom hver sandfjerning) vil variere mye (20-200 døgn) og dermed også vannproduksjonen ($100 - 2000 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{filteroverflate}}$) avhengig av lokale forhold. Dersom turbiditeten i innløpsvannet er $> 10 \text{ NTU}$ bør partikkelfjerning introduseres som forbehandling.

6.3.4. Dimensjonering

De mest sentrale parametere for dimensjonering av langsomsandfiltre er:

- Korngradering (d_{10})
- Filterhastighet (m/h)
- Oppholdstid (h)

I tabell 6.1 er angitt typiske og anbefalte dimensjoneringskriterier for langsomsandfiltre.

Tabell 6.1 Dimensjoneringskriterier for langsomsandfiltre

Parameter	Typisk verdi	Anbefalt dimensjoneringsverdi
Filtreringshastighet ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$)	0,1 - 0,25	0,2
Effektiv kornstørrelse, d_{10} (mm)	0,15 - 0,30	$< 0,3$
Filterdybde (m) (ved start av filterperiode)	0,5 - 1,5	1,0
Nødvendig tilgjengelig falltap	1,0 - 1,5	$> 1,0$
Kontakttid i filteret ¹⁾ (h)	1 - 15	> 5

1) Basert på tom filter seng

7. Metoder for fjerning av organiske mikroforurensninger

Med organiske mikroforurensninger menes i denne veiledningen:

- a) Naturlig dannede organiske mikroforurensninger, f.eks. algetoksiner
- b) Syntetisk dannede organiske mikroforurensninger – kjemiske industriforurensninger, pesticider, farmasøytiske restprodukter, personlig pleieprodukter etc.

Organiske mikroforurensninger kan også gi lukt og smak på vannet, men lukt og smak kan også ha andre årsaker og derfor skal fjerning av lukt og smak omtales særskilt i kap. 10.

7.1. Generelt om fjerning av organiske mikroforurensninger

For begge hovedgruppene av organiske mikroforurensninger kan man benytte enhetsprosessene (enten hver for seg eller i kombinasjon):

- a) Adsorpsjon på aktivt kull
- b) Kjemisk oksidasjon
- c) Biofiltrering
- d) Membranfiltrering

Det er begrenset med kunnskap om dimensjonering av de aktuelle enhetsprosessene for fjerning av organiske mikroforurensninger. Ofte er det snakk om å kombinere enhetsprosesser f.eks. gjennom anlegg basert på ozonering foran aktivkullfiltre som også kan være biologiske filtre. Kjemisk oksidasjon kan også benyttes i kombinasjon med biofiltrering (se kap. 6). I det følgende skal hver av de mest aktuelle enhetsprosessene omtales hver for seg.

Membranfiltrering ved bruk av nanofiltrering eller omvendt osmose vil også kunne fjerne organiske mikroforurensninger.

7.2. Adsorpsjon på aktivt kull

7.2.1. Beskrivelse

Med adsorpsjon menes vanligvis en prosess der et stoff konsentreres eller akkumuleres på en overflate eller kontaktflate primært som et resultat av van der Waalske tiltrekningskrefter. Aktivt kull er en spesielt god adsorbent for organiske stoff først og fremst pga. den store spesifikke overflate som dannes i kullet ved aktivering av det (600–1700 m²/g).

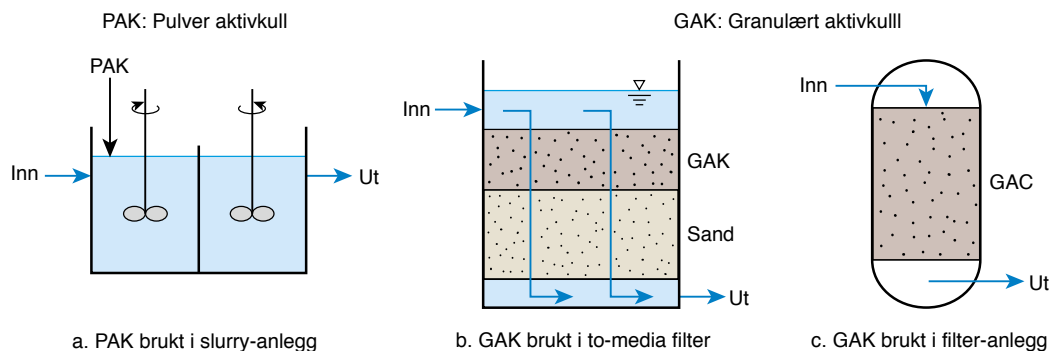
Aktivt kull benyttes i følgende varianter:

- 1) Pulver aktivt kull (PAK – PAC på engelsk) – typisk partikkeldiameter: 0,025 – 0,050 mm
- 2) Granulært aktivt kull (GAK – GAC på engelsk) – typisk partikkeldiameter: 0,5 – 3 mm.

Pulverkull tilsettes vannet som en slurry – for eksempel til flokkuleringsbassengene i et koaguleringsanlegg eller eget omrørt basseng (se figur 7.1 a), hvor kontakten mellom PAK og vann gis den nødvendige oppholdstid, mens granulært kull benyttes som filtermasse i et filter (se figur 7.1 b og c), hvor hovedhensikten ikke er partikkelseparasjon, men adsorpsjon. Figur 7.1 viser tre måter å benytte aktivt kull på.

Adsorpsjonskapasiteten blir etter hvert brukt opp ettersom de komponentene som skal fjernes opptar adsorpsjonsplassene inne i aktivkullporene. Når kapasiteten har falt under den rensekapasitet som anlegget er dimensjonert for, må det aktive kullet skiftes ut eller regenereres.

Aktivt kull er kostbart og GAK blir vanligvis regenerert ved termisk behandling i egne anlegg for dette formålet. Alternativet er å erstatte «brukt» kull med «nytt» kull. Normalt regenereres ikke aktivkullet som benyttes på pulverform ettersom kullet da er blandet med utfelt slam. Man aksepterer som oftest den kostnaden det er å benytte «nytt» pulverkull når det trengs.



Figur 7.1 Tre måter å bruke aktivt kull på

7.2.2. Anvendelsesområde

Aktivt kull kan benyttes til adsorpsjon av alle typer organiske stoffer, inkludert humus. Metoden er imidlertid lite egnet for fjerning av humus, fordi de store humusmolekylene vil blokkere de fine porene i aktivkullet slik at kapasiteten for fjerning av både humus og lavmolekylært stoff blir begrenset. Tilstedeværelse av humus representerer et problem når organiske mikroforurensninger skal adsorberes ettersom humus vil "okkupere" ledige adsorpsjonsplasser.

Aktivt kull kan benyttes som adsorbent både for naturlig dannede organiske mikroforurensninger og syntetisk dannede organiske mikroforurensninger og kan sies å være en universell behandlingsmetode for fjerning av organiske mikroforurensninger. Det finnes et utall organiske mikroforurensninger som har vist seg å kunne fjernes ved adsorpsjon på aktivt kull (se tabell 7.1).

Tabell 7.1 Eksempler på organiske mikroforurensninger som kan adsorberes på aktivt kull

Stoffgruppe	Forbindelse
Aromatiske løsningsmidler	Benzen, toluen, xylene
Aromatiske aminer	Anilin, toluen, diamin
Drivstoffer	Bensin, olje, kerosen
Fenoler	Fenol, kreosol, resorcinol, nitro-fenoler, klor-fenoler, alkyl-fenoler
Klorerte aromater	Klor-/diklor-/triklor-benzen, endrin, toksafen, PCB, DDT
Klorerte løsningsmidler	Karbon tetraklorid, Klor-/diklor-/triklor-etylen, Trikloretan
Overflateaktive stoffer	Alkyl-benzen-sulfonater
Pesticider og herbicider	2,4-D, atrazin, simazin, alaklor, carbofuran
Polynukleære aromater	Naftalen, biphenyl

I mange vannverk er forekomst av naturlig dannede organiske mikroforurensninger (f.eks. algetoksiner eller lukt og smaksstoffer) et sesongmessig fenomen. I slike tilfeller benyttes ofte pulver aktivt kull (PAK) (se figur 7.1.a) i de perioder der algetoksiner (evt. lukt og smak) skaper problem.

Det vanligste, spesielt for anlegg som behøver behandling hele året, er å benytte granulært aktivt kull (GAK) i filtre (se figur 7.1.c). I overflatevannverk er GAK-filtrene ofte plasserte nedstrøms koaguleringsanlegg for fjerning av partikler og humus. I grunnvannsverk (der partikkel- og humusinnholdet er lavt) kan GAK-filtrene behandle råvann direkte. I enkelte anlegg benyttes GAK også som filtermateriale i et filter for partikkelseparasjon, f.eks. som topplaget i et to-mediafilter, plassert over sand eller annet finere filtermedium (se fig 7.1.b).

Ofte er en del av det løste, organiske stoffet som tilføres et aktivkull-anlegg, biologisk nedbrytbart. Spesielt gjelder dette når man har tilsatt et oksidasjonsmiddel (f.eks. ozon) på forhånd. I slike tilfeller vil det oppstå en biologisk omsetning i aktivkull filteret som benytter de adsorberte organiske stoffer som substrat. Pga. den biologiske aktivitet kan kapasiteten i et aktivkullfilter da bli høyere enn uten slik vekst, fordi de adsorberte stoffene fjernes biologisk. Slike aktivkullfiltre kalles ofte for BAK-filtre (biologisk aktive aktivkullfiltre).

I praksis innebærer både tilførte partikler og biologisk vekst i aktivkullfilteret en oppbygging av trykktap, noe som medfører at aktivkullfiltre i alminnelighet må tilbakespyles fra tid til annen på samme måte som hurtigsandfiltre, men ettersom aktivkullfilteret normalt er plassert nedstrøms sandfilteret, er partikkelinnholdet lavt og spylefrekvensen derfor lav.

7.2.3. Konstruktiv utforming

7.2.3.1. Oppbygging av PAK-anlegg

Pulverkull (typisk kornstørrelse: 25 – 50 µm) tilsettes vannet som en slurry. De vanligste tilsetningspunktene er:

- Ved behandlingsanlegget innløp – dette gir lang kontakttid men gir mindre kontroll ettersom stoffer i råvannet man ikke primært tok sikte på kan adsorberes og ta opp adsorpsjonsplasser i kullet
- Ved innløpet til flokkuleringsbassengene (evt. i en særskilt innblandingsenhet) – her er kontakttiden begrenset av flokkuleringsbassengets oppholdstid, og kan bli for kort for full utnyttelse av kullet
- Ved innløpet til filterene – dette gir en effektiv utnyttelse av PAK ettersom PAK-korna vil avsettes i filteret og kapasiteten dermed utnyttes fullt ut – ulempen er at det vil påvirke gangtiden i filteret negativt.
- I et eget PAK-basseng – som kan tilpasses behovet optimalt, f.eks. utformet som et omrørt basseng eller som en slamteppereaktor (se avsnitt 4.5.3.2).

Brukt i koaguleringsanlegg er det en fordel om anlegget har et grovseparasjonstrinn før filteret ettersom tilsettingen av PAK da vil påvirke filterdriften minst.

7.2.3.2. Oppbygging av GAK-anlegg

Når GAK benyttes, konstrueres adsorpsjonsreaktoren på samme måte som et sandfilter, med filterbeholder, filterbunn, tilbakespyling-system osv. GAK-filtre kan bygges opp som åpne eller lukkede filtre (vanligst).

Ved valg av kornstørrelse på det granulære aktive kullet, står optimale forhold for adsorpsjon og trykkfall mot hverandre. Jo mindre kornstørrelsen er, jo raskere går adsorpsjonen, men desto raskere bygger også trykktapet seg opp. Vanligvis benyttes kornstørrelser i området 0,5 – 2,0 mm.

For å utnytte kullet maksimalt er det vanlig å benytte to eller flere filter i serie, slik at det første filteret tas ut av drift når det er helt mettet og får gjennombrudd, mens det utgående vannet fra siste filter fremdeles klarer den ønskede restkonsentrasjonen av stoffet. Jo «slakere» gjennombrudds-kurven er (som kan bety lav adsorpsjonsaffinitet mht. det aktuelle stoffet), og jo strengere kravet til utløpskvalitet er, dess flere seriekoblede filtre trengs i anlegget.

Det å bruke flere filtre i serie representerer også en forbedret beredskap mot plutselige belastninger, for eksempel utslipp til vannkilden som følge av uhell (tankbilvelt etc.).

7.2.4. Dimensjonering

Aktivkullanlegg vil alltid være kostbare, og som en billig forsikring for at man dimensjonerer riktig, bør alltid kontinuerlige lab-/pilot-forsøk i liten skala gjennomføres, spesielt for å bestemme kullets adsorpsjonskapasitet mht. det stoffet som ønskes fjernet og for å bestemme adsorpsjonskinetikken, dvs. med hvilken hastighet adsorpsjonen skjer. Det er ikke mulig å angi enkle dimensjoneringsverdier for aktivkull-anlegg ettersom disse både vil avhenge av:

- Hvilket stoff man tar sikte på å fjerne
- Hvor mange reaktorer man tar sikte på å benytte
- Hvilken driftsstrategi man legger opp til å benytte (regenerering eller ikke/hyppighet på regenerering etc.)

7.2.4.1. PAK-anlegg

For dimensjonering av PAK-anlegg kan man få mye informasjon om dimensjonering ved å gjøre lab-forsøk (jar-test). Ulike doseringer og kontakttider kan utprøves. Man kan også utprøve flere omrørte tanker i serie ved å bruke det fraseparerte vannet fra det første beger som råvann til det neste osv.

Det er en sammenheng mellom nødvendig kontakttid og dosering. Jo høyere dosering, jo lavere nødvendig kontakttid og man bør derfor gjøre forsøk over et stort variasjonsområde, typisk:

- Kontakttid: 15 – 60 min
- Dosering: 10 – 50 mg PAK/l

7.2.4.2. GAK-anlegg

Ved bruk av anlegg basert på GAK er man avhengig av å bestemme gjennombruddskurven for å etablere gode dimensjoneringsverdier og da både laboratorieforsøk (for å bestemme kapasitet) og pilot-forsøk (for å bestemme kinetikk) etableres.

Typisk dimensjoneringsverdier for GAK-filtre for fjerning av organiske mikroforurensninger er imidlertid satt opp i tabell 7.1 – og disse kan legges til grunn ved planlegging av lab.-/pilotforsøk.

Tabell 7.1 Typiske dimensjoneringsverdier for GAK-filtre for fjerning av organiske mikroforurensninger

Parameter	Typisk dimensjoneringsverdi ¹⁾
Kornstørrelse (GAK) (mm)	
Typisk variasjonsområde	0,6 – 2,4 mm eller 0,4 – 1,7 mm
Effektiv kornstørrelse, d_{10}	0,8 – 1,0
Uniformitetskoeffisient, U (d_{60}/d_{10})	1,7 – 1,9
Partikkel tetthet (g/cm^3)	1,3 – 1,5
Filterdybde (m)	3,0 – 5,0 m
Filterhastighet (m/h)	5 – 15 m/h
Oppholdstid tomt filter (EBCT)	20 – 30 min
Antall filtre i serie (ant)	1 – 3
Antall linjer i parallell	1 – 2
Tid mellom hver tilbakespyling (rene GAK-filtre)	50 – 100 døgn
Tid mellom hver regenerering	1– 2 år

1) Typiske verdier – som ikke nødvendigvis hører sammen

Aktivkullfiltre må tilbakespyles slik at filteret ekspanderer 15 – 40 %. Dette krever en tilbakespylings-hastighet på 25 – 40 m/h avhengig av kornstørrelsen på aktivkull-korna og det aktuelle GAK-fabrikat.

7.3. Kjemisk oksidasjon

Med kjemisk oksidasjon menes enhetsprosesser der et kraftig kjemisk oksidasjonsmiddel, f.eks. ozon, (O_3), hydrogenperoksid (H_2O_2) eller tilsvarende, tilsettes vannet i den hensikt å oksidere (omdanne) et eller flere stoff i vannet slik at det aktuelle stoffet kan uskadeliggjøres eller fjernes.

Kjemisk oksidasjonen vil som regel føre til at andre stoffer (oksidasjonsprodukter) dannes og må derfor brukes på en slik måte at de stoffene som dannes er uproblematisk for vannets kvalitet.

7.3.1. Beskrivelse

Kjemisk oksidasjon er alltid koblet sammen med kjemisk reduksjon. Ved slike red/oks-prosesser, skjer elektronoverføringer mellom kjemiske forbindelser som reagerer med hverandre. En forbindelse, som opptar elektroner (har evnen til å oksidere andre forbindelser), er et oksidasjonsmiddel, mens en forbindelse, som avgir elektroner (har evnen til å redusere andre forbindelser mens den selv blir oksidert), er et reduksjonsmiddel.

For å fjerne organiske mikroforurensninger benyttes gjerne avanserte oksidasjonsprosesser (AOP). Bruk av AOP ved kjemiske oksidasjon involverer reaksjoner der såkalte frie hydroksylradikaler ($OH^\bullet$) spiller en sentral rolle. $OH^\bullet$ er det nest sterkeste, kjente oksidasjonsmiddelet, og det vil kunne oksidere og mineralisere (til CO_2) nesten alle kjente organiske forbindelser. Blant de såkalte AOP-ene finnes kombinasjoner av tradisjonelle oksidasjonsmidler som gjør at radikalproduksjonen blir spesielt sterk. Det kan skilles mellom ozon-baserte prosesser (for eksempel O_3/UV og O_3/H_2O_2), peroksidbaserte prosesser (for eksempel $H_2O_2/Fe(II)$ (Fentons reagent), H_2O_2/UV) og katalysatorbaserte prosesser (for eksempel TiO_2/UV).

7.3.2. Anvendelsesområde

Kjemisk oksidasjon brukes til ulike formål i vannbehandlingen. Oksygen brukes f.eks. (gjennom lufting) som oksidasjonsmiddel for overføring av toverdig til treverdig jern ved jernfjerning (se avsnitt 9.2 og 9.3). Oksidasjonsmidlene klor, klordioksid og ozon brukes for inaktivering av mikroorganismer. Kjemisk oksidasjon, spesielt ozonering, kan også benyttes for fjerning av lukt og smak (se kap. 10). Selv i vann, som i utgangspunktet ikke har ubehagelig lukt eller smak, forbedres smaken ved ozonering.

Når oksidasjon benyttes for å fjerne organiske mikroforurensninger, benyttes vanligvis sterke oksidasjonsmidler som ozon (O_3) og hydrogenperoksid (H_2O_2), eller avanserte oksidasjonsprosesser (AOP).

Ozon er svært selektivt, og man kjenner reaksjonsbetingelsene overfor enkeltstoffer ganske godt. Noen stoffer lar seg imidlertid dårlig oksidere med ozon, mens de lar seg godt oksidere med OH° .

Hydroksylradikalet (OH°) reagerer ikke selektivt og kan derfor benyttes til oksidasjon av en lang rekke stoffer som måtte forekomme (farmasøytiske restprodukter, pesticider, industrikjemikalier, lukt og smaksstoffer etc.). Eksempler på dette er atrazin, trikloretylen og tetrakloretylen.

7.3.3. Konstruktiv utforming

Reaksjonene ved tilsetning av kraftige oksidasjonsmidler er ekstremt raske, og det kreves ikke store reaksjonsvolumer. Det er derfor vanlig at oksidasjonsmiddelet tilsettes i allerede tilgjengelige volumer eller i bassenger av samme utforming som de som benyttes ved kjemisk desinfeksjon av vann (se avsnitt 11.2.3).

7.3.4. Dimensjonering

Den mest sentrale dimensjoneringsparameteren ved kjemisk oksidasjon er kontakttid. Nødvendig kontakttid for oksidasjon av spesifikke organiske mikroforurensninger må bestemmes i laboratorieforsøk med det aktuelle vannet.

7.4. Biofiltrering

7.4.1. Beskrivelse

Biofiltrering som enhetsprosess er beskrevet i kap. 6 (avsnitt 6.2.) og i kap. 5 (avsnitt 5.4.2).

7.4.2. Anvendelsesområde

Biofiltrering alene benyttes sjelden som behandlingsmetode for organiske mikroforurensninger, men metoden kan brukes etter kjemisk oksidasjon – for å bryte ned oksidasjonsprodukter – på samme måte som biofiltrering brukes etter ozonering for fjerning av humus.

Forutsetningen for at det skal skje en biologisk omdanning, er at det er tilstrekkelige mengder næringsstoffer i vannet. Veiledende behovsverdi for at næringsstoffer ikke skal være begrensende for omsetningen er $0,03 \text{ mg PO}_4\text{-P/mg TOC}_{\text{fjernet}}$ og $0,2 \text{ mg tot. N/mg TOC}_{\text{fjernet}}$. Lavere «steady-state» næringsstoff-konsentrasjoner enn dette, kan imidlertid være akseptable som en følge av at levende celler skaffer seg næringsstoff gjennom hydrolyse av døde celler.

Alle biologiske prosesser er temperaturavhengige og man kan regne at den biologiske omsetningshastigheten er ca. 50 % høyere ved 10°C og dobbelt så høy ved 20°C i forhold til hva den er ved en dimensjonerende temperatur på 4°C .

7.4.3. Konstruktiv utforming

Konstruktiv utforming av biofiltre er beskrevet i kap. 6 (avsnitt 6.2.3) og i kap. 5 (avsnitt 5.4.3).

7.4.4. Dimensjonering

Biofiltre som etterfølger kjemisk oksidasjon (ozonering etc.) for fjerning av organiske mikroforurensninger kan dimensjoneres etter samme prosedyre som biofiltre etter ozonering for fjerning av humus (se avsnitt 5.4), men da for spesifikke forurensninger.

For å gjennomføre dimensjoneringen må nedbrytningskonstanten (k) for vedkommende stoff bestemmes. Dette må gjøres ved laboratorieforsøk i hvert enkelt tilfelle.

7.5. Membran filtrering

Det er hovedsakelig nanofiltrering som er aktuelt å bruke for fjerning av organiske mikro-forurensninger med membraner. Nanofiltrering som enhetsprosess er beskrevet i kap. 5 (avsnitt 5.3).

Nanofiltrering benyttes i Norge primært for fjerning av humus, men kan også benyttes for fjerning av organiske mikroforurensninger. Erfaringsgrunnlaget for dimensjonering av slike anlegg for dette formålet er imidlertid svært tynt og det henvises til spesiallitteraturen.

8. Metoder for gassoverføring (lufting)

8.1. Generelt om gassoverføring

Det kan være behov for både å øke og å minke innholdet av et stoff ved hjelp av enhetsprosesser for gassoverføring. Typiske eksempler er:

- 1) Inndrivning av gass, eks.:
 - a) Lufting for å øke oksygeninnholdet i vann
 - b) Lufting for å utnytte oksygenet som oksidasjonsmiddel (spesielt ved fjerning av jern)
- 2) Avdrivning av gass, f.eks.:
 - a) Fri CO_2
 - b) Hydrogensulfid, metan og ammonium
 - c) Radionukleider, f.eks. radon
 - d) Flyktige organiske mikroforurensninger

Andre gasser enn luft kan være aktuelle å benytte men lufting er den mest sentrale enhetsprosessen ved gassoverføring i vannbehandlingen (både for inndrivning og avdrivning) og omtalen begrenses derfor til denne gassoverføringsprosessen i denne veiledningen.

8.2. Anvendelsesområde

I drikkevannsbehandlingen benyttes lufting i hovedsak for tre formål:

- 1) for å øke vannets oksygeninnhold
 - a) for å tilfredsstille et minimumsinnhold av oksygen
 - b) for å benytte oksygen som oksidasjonsmiddel ved kjemisk og biokjemisk oksidasjon
- 2) for å benytte luft som avdrivningsgass for å fjerne stoffer som foreligger i vannet på gassform, f.eks. CO_2 , H_2S og CH_4 – spesielt i grunnvann.

Sentralt i det teoretiske grunnlaget for gassoverføring ved lufting står Henry's lov, som kan skrives på mange måter, bl.a. som:

$$c_v = k_H \cdot c_g$$

der c_v = konsentrasjonen av en gass i vann ved likevekt
 k_H = Henry's konstant (også kalt likevektskonstanten)
 c_g = konsentrasjonen av gassen i luft

Hvor lett en gass er å inndrive eller avdrive er derfor avhengig av k_H for vedkommende gass (om gassavdrivning: se De Moel et al., 2006 i referanselista over lærebøker som er benyttet). Tabell 8.1 viser at oksygen og metan har lave k_H , dvs. at de løses tungt i vann og kan derfor lett avdrives. De øvrige løses relativt lett i vann noe som gjør dem tilsvarende vanskelig å avdrive.

8.2.1. Oksygenering av vann gjennom lufting

Grunnvann har ofte lavt O_2 -innhold som følge av mikrobiologisk forbruk av oksygen i grunnen. Men også i bunnlagene på innsjøer kan oksygeninnholdet være lavt. Det er ønskelig at O_2 -innholdet skal være > 70 %, noe som tilsvarer ca. 10 mg O_2 /l ved 15 °C og 13,3 mg O_2 /l ved dimensjonerende temperatur på 4 °C.

Tabell 8.1 Fordelingskonstanten og molekylvekt for noen sentrale gasser i drikkevannsbehandlingen

Gass	Fordelingskonstanten, k_H			Molekylvekt (g/mol)
	T = 0°C	T = 10°C	T = 20°C	
Oksygen (O ₂)	0,049	0,041	0,033	32
Metan (CH ₄)	0,055	0,043	0,034	16
Karbondioksid (CO ₂)	1,71	1,23	0,942	44
Hydrogen sulfid (H ₂ S)	4,69	3,65	2,87	34
Tetrakloretylene (C ₂ HCl ₄)	-	3,20	1,21	167
Tetrakloreten (C ₂ HCl ₃)	-	3,90	2,43	132
Kloroform (CHCl ₃)	-	9,00	7,87	120

8.2.2. Avdrivning av oppløste gasser (CO₂, H₂S og CH₄ og flyktige organiske forbindelser)

Gassavdrivning bygger på det samme prinsipp som gasstilførsel (se over). Henrys lov sier at løseligheten av en gass i en væske er proporsjonal med partial-trykket av vedkommende gass i den gassen vannet bringes i kontakt med. Når vann luftes, synker løseligheten av andre gasser som er oppløst i vann. Lufting kan således bidra til å fjerne disse gassene gjennom avdrivning.

8.2.2.1. Karbondioksid (CO₂)

Vann med høyt CO₂-innhold vil være korrosivt. CO₂ har stor løselighet i vann, men lufting er likevel en billig og enkel metode for å avdrive CO₂ i vann med særlig stort CO₂-innhold (> 10 mg CO₂/l).

8.2.2.2. Hydrogensulfid (H₂S).

Løseligheten av H₂S, som er en illeluktende gass som kan dannes under anaerobe forhold, er svært høy i vann. Gassen dissosierer til sulfidene HS⁻ og S²⁻. For å kunne avdrive H₂S med luft må derfor pH forskyves slik at H₂S ikke foreligger dissosiert, dvs. vannet må surgjøres. Ved pH = 5 er 98 % av H₂S på udisosiert form (gassform). Ved bruk av lufting for avdrivning av CO₂, vil pH stige, noe som vanskeliggjør en samtidig avdrivning av H₂S. H₂S - avdrivningen bør derfor skje før evt. korrosjonskontroll som medfører pH-økning.

8.2.2.3. Metan(CH₄)

Metan er også en gass som kan dannes under anaerobe forhold. Gassen er svært lite løselig i vann og derfor svært enkel å avdrive med lufting. Man må passe på å ha god ventilasjon over luftebassenget for å hindre eksplosive luft/metanblandinger.

8.2.2.4. Flyktige organiske forbindelser

Flere av de stoffene som hører under organiske mikroforurensninger, f.eks. tetrakloretylen (C₂HCl₄), tetrakloreten (C₂HCl₃) og kloroform (CHCl₃) er flyktige og kan fjernes ved avdrivning.

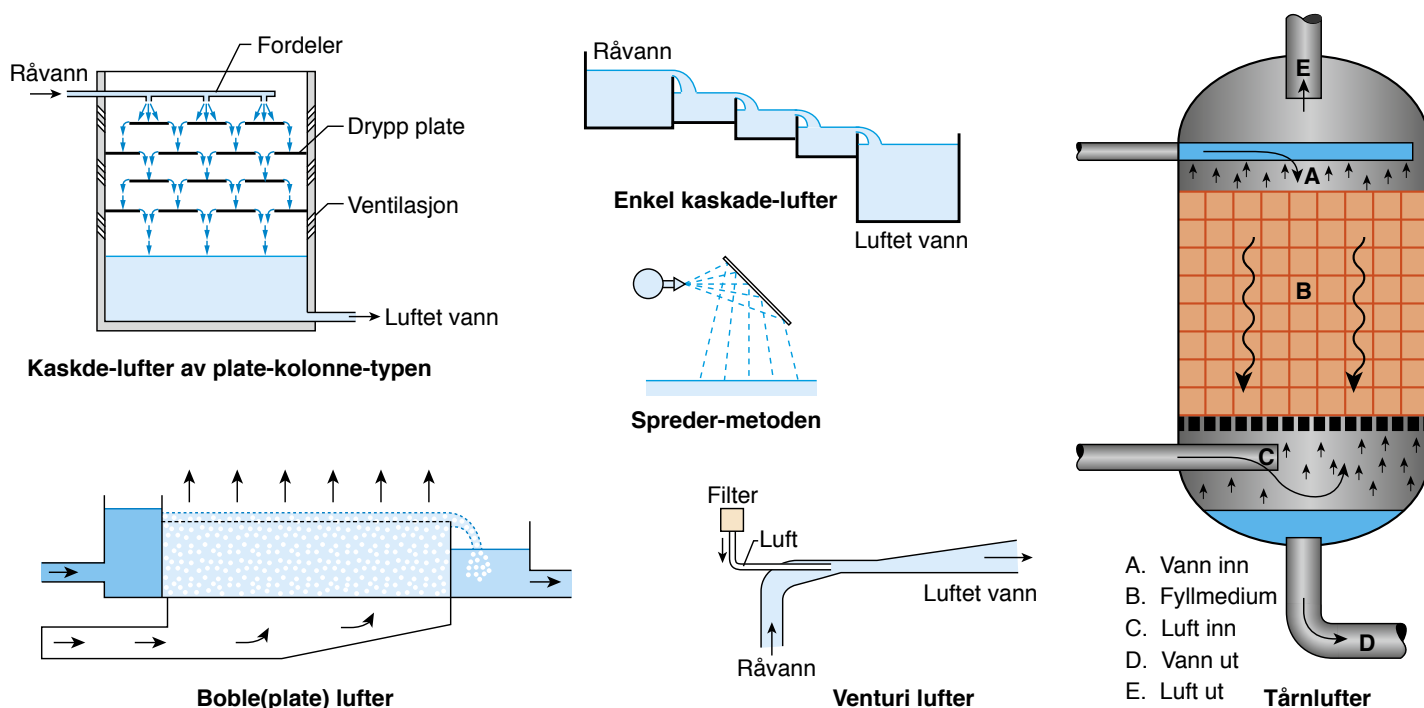
Også flere av gassene som kan skape lukt og smak på vannet, kan avdrives med luft,. Lufting som metode for fjerning av lukt og smak blir spesielt omtalt i kap 10.

8.2.3. Konstruktiv utforming

Lufting av vann kan være basert på (se figur 8.1):

- a) at det skapes dråper eller vannfilmer som bringes i kontakt med luft (risle- eller spraysystemer).
- b) at det blåses luftbobler inn i vannvolumet (diffusor- eller injektorsystemer).

Risle- og sprede-/sprute-systemer er ofte benyttet når det er snakk om overføring av mindre mengder gass, f.eks. ved oksygenering. Rislesystemer utformes gjerne som trappetrinn der vannet faller i kaskader fra ett trinn til det andre (se figur 8.1). I spray-systemer tvinges vannet gjennom dyser som dispergerer vannet i små dråper som former en sprut («spray»).



Figur 8.1 Eksempler på prinsipper for lufting i drikkevannsbehandlingen

Rislesystemer kan også benyttes når man skal avdrive en gass fra vann. I pakkede tårn-luftere blir vannet fordelt og rislet over et pakningsmedium som fyller en kolonne (eller tårn). Det blåses inn luft fra bunnen, og gassoverføringen, som skjer i den tynne vannfilmen som sildrer over overflaten på pakningsmediet blir svært effektiv.

Boblesystemer utformes normalt enten ved innblåsing av luft gjennom diffusorer i en tank (se figur 8.1) eller som plate-luftere hvor en meget stor luftmengde (luft/vann-forhold = 30 – 60) blåses via en perforert plate gjennom et tynt (25 – 30 cm) lag av vann. I slik luftere blir nødvendig oppholdstid lav (< 30 sek).

8.2.3.1. Spredde-/sprute-luftere

Ved å sprute vann mot en fast flate eller en annen sprut av vann, kan vannet fordeles over en stor luft/vann kontaktflate. Spreaderen kan sprute vannet oppover i luften eller nedover eller mot en flate eller f.eks. over vannvolumet i et filter (f.eks. for fjerning av utfelt jern).

Den hydrauliske belastningen ved bruk av spredde-/sprute-luftere ligger innenfor det som er normal filterhastighet på et nedstrøms dybdefilter. De brukes derfor ofte over arealet på et filter.

8.2.3.2. Kaskade-luftere

Ved bruk av kaskade-luftere (også kalt luftningstrapper) lar man vannet renne over en skarp overløpskant fra trinn til trinn i en trapp slik at man over kanten skaper et tynt vannlag og i fallet skaper dråper som bidrar til den nødvendige kontaktflate mellom luft og vann.

Kaskade-lufteren sin effektivitet er lite avhengig av den hydrauliske belastningen (opp til 200 m³/h per kaskade-lufter). Derfor er kaskadelufting en svært robust luftningsmetode uavhengig av produksjonskapasiteten.

8.2.3.3. Boble-luftere

Bobler kan skapes på flere måter:

- Ved innblåsing av luft gjennom diffusor
- Ved å la luft strømme gjennom en perforert plate (hulldiameter 1–1,5 mm) som vannet strømmer over i relativt tynne (25 – 30 cm) sjikt (platelufter)
- Ved at luft suges inn i vannet pga. det undertrykk som skapes gjennom vannets passasje gjennom en innsnevring på et rør (injektor- eller venturi-lufter)

Boble-luftere har den fordel at man kan styre luftstrømmen og dermed muligheten for å tilpasse den tilførte luftmengde noe som gir stor fleksibilitet.

Diffusor-luftere er mindre brukt i drikkevannsbehandlingen. Blant boble-luftene er det primært plate-luftere som benyttes. Dette systemet er avhengig av rengjøring flere ganger om året for å hindre gjentetting av perforeringen.

For å inndrive oksygen i små anlegg kan også venturi-luftere brukes.

8.2.3.4. Tårn-luftere

Ved bruk av tårn-luftere fordeles vannet over et fyllmateriale (legemer av stål eller plast – vanligvis med en dimensjon på 25 – 50 mm) plassert i et tårn eller en kolonne som det blåses luft gjennom. I slike luftetårn kan svært god avdrivningseffektivitet (90 – 95 %) oppnås og de brukes gjerne når tungt avdrivbare gasser skal fjernes. Tårn-luftere kan også være trykksatte.

8.2.4. Dimensjonering

Det er to forhold som krever dimensjonering:

- 1) Bestemmelse av luftningsenhetens størrelse
- 2) Bestemmelse av nødvendig luftmengde (som er avhengig av type lufter)

Dimensjoneringen av luftningsenhetens størrelse er avhengig av hvilken luftningsmetode som benyttes og luftningsmetodens effektivitet. Dette kan, i sin enkleste form, uttrykkes gjennom forholdstallet mellom nødvendig mengde luft per mengde vann for den aktuelle luftingsmetode:

$$L/V = Q_{\text{luft}} / Q_{\text{vann}}$$

Jo høyere k_H -verdien er (se tabell 8.1), jo høyere må L/V -forholdet være. Nødvendig L/V er imidlertid også knyttet til luftesystemets kapasitet som er spesifikt for hver type av luftesystem. Typiske verdier for L/V -forholdet for ulike gasser og ulike typer av luftesystem er vist i tabell 8.2

Tabell 8.2 Typiske dimensjonerende L/V -forhold for ulike luftingsreaktorer

Luftesystem	L/V -forhold	Anvendelsesområde i drikkevannsbehandlingen
Spredelufter	0,5	Inndrivning av O_2 , Avdrivning av CO_2
Kaskadelufter	0,4	Inndrivning av O_2 , Avdrivning av CH_4
Platelufter	20 – 60	Inndrivning av O_2 , Avdrivning av CO_2 og CH_4
Tårnlufter	5 – 100	Avdrivning av CO_2 og flyktige organiske mikroforurensninger

Effektiviteten av et luftesystem kan beregnes ved å dividere den gassoverføring som oppnås med den maksimalt oppnåelige gassoverføring:

$$E = (c_{v,ut} - c_{w,inn}) / (c_m - c_{v,inn}) \cdot 100 \%$$

der $c_{v,ut}$ og $c_{w,inn}$ er gasskonsentrasjonene hhv. inn og ut av luftingsenheten og c_m er metningskonsentrasjonen for gassen i vannet ved den aktuelle temperatur.

8.2.4.1. Sprede/sprut-luftere

De fleste sprederer har en kapasitet på 1 – 3 m³/h per spreder og man benytter gjerne 2 – 4 sprederer per m².

Sprede-/sprute-luftere er effektive for inndrivning av oksygen ($E = 80 - 90 \%$ økning) og for avdrivning av metan ($E = 80 - 90 \%$ fjerning), men mindre effektiv for fjerning (avdrivning) av CO_2 ($E = 40 - 50 \%$ effektivitet).

8.2.4.2. Kaskade-luftere

Kaskade-luftere bør ha en trinndybde som er minimum 66 % av fallhøyden i hvert trinn for at kontakttiden skal bli tilstrekkelig. I praksis benyttes ikke en fallhøyde (for hvert trinn) på mer enn 1 m. Effektiviteten økes ved å øke antall trinn.

Fallhastigheten er gitt av :

$$v = (2 \cdot g \cdot h)^{1/2}$$

der v = fallhastighet (m/s)

h = fallhøyde (m)

g = tyngdeakselerasjonen (9,81 m/s²)

Med en trinnhøyde mellom 0,5 og 1,0 m, blir fallhastigheten 3 – 4,5 m/s. Med en typisk vidde på overløpsåpningen på 1 cm og fallhastighet på 3 m/s blir kapasiteten på kaskaden ca. 100 m³/h per m overløpskant.

Effektiviteten avhenger av fallhøyden og antall trinn og kan angis som:

$$E_{\text{tot}} = 1 - (1-k)^n \cdot 100 \%$$

der k = effektiviteten over hvert trinn, effektivitetskoeffisienten (som kvotient)

n = antall trinn

I tabell 8.3 er effektivitetskoeffisienten gitt for ulike gasser som funksjon av trinnhøyde.

Tabell 8.3 Effektivitetskoeffisient k (%) for kaskade-luftere for ulike gasser som funksjon av trinnhøyde

k (%)	Trinnhøyde, h (m)					
	0,2	0,4	0,6	0,8	1,0	1,2
O ₂	14	25	36	46	51	55
CO ₂	14	14	15	15	15	15
CH ₄	14	27	37	48	56	62

Inndrivning av oksygen og avdrivning av metan er tilnærmet lineær med fallhøyden (ca. 50 – 60 % per m fallhøyde). I praksis øker man ikke effektiviteten ved å gå utover en fallhøyde på 1 m per trinn. En forbedret effektivitet kan oppnås ved å benytte flere trinn.

Som det fremgår av tabell 8.3 fjernes CO₂ dårlig i kaskade-luftere (kun ca. 15 % per trinn – uavhengig av trinnhøyden). Ved å bruke mange små trinn, kan effektiviteten for CO₂-fjerning forbedres.

8.2.4.3. Boble-luftere

Bobleluftere krever høye L/V-forhold ($L/V = 20 - 60$). Den store luftmengden som benyttes i plateluftere forårsaker kraftig turbulens og god gassovertføring, på tross av den korte oppholdstiden (10 – 30 sek). Diameteren av hullene i den perforerte platen er vanligvis 1 – 1,5 mm og lysåpningen er vanligvis 1,5 – 3 % av det totale platearealet. Typisk dimensjonerende overflatebelastning er $30 - 40 \text{ m}^3/\text{m}^2_{\text{plate}} \cdot \text{h}$.

Denne luftningsmetoden gir svært god metanavdrivning og rimelig god CO₂-fjerning ($E = 60 - 70 \%$).

Dimensjonerende L/V-forhold i venturi-luftere er lavt (0,2 – 0,4), men effektiviteten for oksygeninndrivning høy (80 – 95 %) og slik enkle luftere kan benyttes for oksygeninndrivning, spesielt i små anlegg.

8.2.4.4. Tårn-luftere

Tårn-luftere dimensjoneres oftest for en overflatebelastning på $v_i = 40 - 100 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ og en dybde på 3 – 5 m.

Nødvendig L/V-forhold er avhengig av hvilken gass som skal fjernes. For vanskelig avdrivbare gasser (f.eks. trikloret) er nødvendig L/V = 20 – 40 for å oppnå 90 – 95 % effektivitet ved en overflatebelastning på 35 – 70 m/h.

9. Metoder for fjerning av uorganiske stoffer

9.1. Generelt om fjerning av uorganiske stoffer

Det kan være behov for å fjerne uorganiske stoffer (metaller, salter etc.) i vann. I hovedsak begrenser dette i Norge seg til vann fra grunnvannskilder.

Når det gjelder metaller, dreier dette seg ofte om jern og/eller mangan som kan finnes i naturlig vann i konsentrasjoner som overstiger kravene i drikkevannsforskriften. Det kan i sjeldnere tilfeller være snakk om å fjerne tungmetaller som er et resultat av forurensning av vannkilden, men dette er spesialtilfeller som ikke vil bli behandlet her. Det kan også være behov for at metaller fra ledninger og armatur ikke forurenser drikkevannet. Det er her snakk om forebyggende metoder for korrosjonskontroll, som vil bli behandlet i kap. 12.

Enkelte råvann kan ha for høy hardhet, dvs. for høyt innhold av kalsium og/eller magnesium. Dette er imidlertid ikke vanlig i norske drikkevannskilder, selv ikke i grunnvannskilder, men er svært vanlig i grunnvannskilder i mange andre land.

Når det gjelder salter, er det spesielt saltene av nitrogen (nitrat og ammonium) som kan være for høye. Men heller ikke dette er vanlig i Norge.

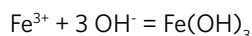
9.2. Jern og mangan

9.2.1. Generelt om forekomst og fjerning av jern og/eller mangan

9.2.1.1. Generelt om forekomst av jern

For høye jernkonsentrasjoner forekommer ofte i grunnvann og i vann fra dyplagene i innsjøer hvor det eksisterer anaerobe forhold. Jernet foreligger da oppløst, på toverdig form (Fe^{2+}). Jern kan også finnes knyttet til humus i humusholdig vann. Den brun-gule fargen i vann kan derfor både være forårsaket av utfelt jern og av humus. I elvevann kan jern foreligge utfelt, som jernhydroksid.

Når vann med jern på redusert (toverdig) form kommer i kontakt med oksygen (luft), kan det skje en oksidasjon til treverdig Fe^{3+} med påfølgende utfelling av jernhydroksid:

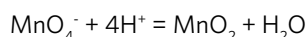


Dette øker turbiditeten i vannet og kan føre til misfarging av vask og brune jernavsetninger, f.eks. i vaskekummer.

9.2.1.2. Generelt om forekomst av mangan

For høye mangankonsentrasjoner kan finnes også i grunnvann og i vann fra dyplagene i innsjøer hvor det eksisterer anaerobe forhold. Mangan foreligger da oppløst, på toverdig form (Mn^{2+}).

Når vann med mangan på redusert (toverdig) form kommer i kontakt med oksygen (luft) eller et annet oksidasjonsmiddel, f.eks. klor, kan det skje en oksidasjon til fireverdig Mn^{4+} med påfølgende utfelling av manganoksid:



Dette gir seg uttrykk i svarte utfellinger som øker turbiditeten i vannet, misfarging av vask og svarte manganavsetninger i vaskekummer, kokekar etc.

Selv i meget små konsentrasjoner kan mangan forårsake misfarging i vann til forbruker dersom vannet slutt-desinfiseres med et kjemisk oksidasjonsmiddel. Mangan er betydelig vanskeligere å fjerne enn jern og konsentrasjonskravet i drikkevannsforskriften (Helse- og omsorgsdepartementet, 2001) er også mye lavere for mangan ($< 0,05 \text{ mg Mn/l}$ – mot $0,2 \text{ mg Fe/l}$).

9.2.1.3. Generelt om fjerning av jern og mangan

Både jern og mangan kan fjernes ved:

- Oksidasjon, utfelling og filtrering
- Koagulering, filtrering (når Fe og Mn er kompleksbundet til humus)
- Katalytisk oksidasjon/sorpsjon av jern og mangan på grønsandfilter
- Biofiltrering (biologisk oksidasjon og filtrering)

I enkelte tilfeller kan jern og mangan opptre kompleksbundet til humus og kan da være vanskelig å fjerne gjennom lufting (for oksidasjon) og filtrering. Ved koagulering etterfulgt av filtrering vil imidlertid også jern og mangan bli med i koaguleringen – og fjernes ved filtrering.

Ved bruk av kraftigere oksidasjonsmiddel enn luft (f.eks. ozon) vil selv kompleksbundet jern- og mangan oksideres og felles ut. Ozoneringen vil da samtidig danne BDOC som det kan bli nødvendig å fjerne. Der man har marmorfilter (f.eks. i anlegg for ozonering/biofiltrering – se figur 5.3b), fjernes jern i marmorfilteret.

I anlegg basert på biologisk filtrering er det normalt ikke nødvendig med et eget luftingsanlegg. Tilstrekkelig mengde med luft (oksygen) kan evt. tilføres med en «on-line» injektor. Det er normalt heller ikke nødvendig med tilsetning av kjemikalier (for pH-korreksjon, oksidasjon eller utfelling). Filteret er normalt grovkornet og filterhastigheten kan holdes høyere enn filterhastigheten i anlegg basert på kjemiske metoder. Slamproduksjonen er lav og gangtiden mellom hver filtervask lengre enn i anlegg basert på fysisk/kjemisk fjerning av jern og mangan.

9.2.2. Fjerning av jern og mangan ved oksidasjon, utfelling og filtrering

9.2.2.1. Beskrivelse

Jernet fjernes kjemisk ved oksidasjon av toverdig jern til treverdig jern som reagerer med vannet og gir utfelling av jernhydroksid, som deretter separeres fra vannet (normalt med filtrering). Som oksidasjonsmiddel benyttes vanligvis oksygen gjennom lufting, men kraftigere oksidasjonsmidler (f.eks. kaliumpermanganat, klor, klordioksid eller ozon) kan være nødvendig, spesielt dersom vannet også inneholder mangan.

Oksidasjonen av jern er avhengig av type oksidasjonsmiddel og av pH. Jern oksideres rimelig lett med oksygen (luft) så lenge pH er > 7 og svært lett ved pH > 8 så lenge det er oksygen til stede. Et behandlingsanlegg for fjerning av jern består derfor normalt av:

- Tilsetning av pH-korrigerende kjemikalium (alkali) – om nødvendig
- Lufting for oksidasjon av toverdig jern til treverdig som fører til utfelling av jernhydroksid
- Filtrering av utfelt jernhydroksid, $\text{Fe}(\text{OH})_3$

Totalreaksjonene ved oksidering og utfelling av jernhydroksid ved bruk av ulike oksidasjonsmidler i stedet for oksygen (gjennom lufting) er vist i tabell 9.1

Separasjonen av utfelt materiale skjer på samme måten som i et koaguleringsanlegg. Det vanligste er å separere direkte i et filter (se avsnitt 4.8).

Tabell 9.1 Totalreaksjoner ved oksidering og utfelling av jernhydroksid

Oksidasjonsmiddel	Totalreaksjon
Oksygen (O_2) – gjennom lufting	$4\text{Fe}^{2+} + \text{O}_2 + 10\text{H}_2\text{O} = 4\text{Fe}(\text{OH})_3 + 8\text{H}^+$
Ozon (O_3)	$2\text{Fe}^{2+} + \text{O}_3 + 5\text{H}_2\text{O} = 2\text{Fe}(\text{OH})_3 + \text{O}_2 + 4\text{H}^+$
Klordioksid (ClO_2)	$5\text{Fe}^{2+} + \text{ClO}_2 + 13\text{H}_2\text{O} = 5\text{Fe}(\text{OH})_3 + \text{Cl}^- + 11\text{H}^+$
Kaliumpermanganat (KMnO_4)	$3\text{Fe}^{2+} + \text{KMnO}_4 + 7\text{H}_2\text{O} = 3\text{Fe}(\text{OH})_3 + \text{MnO}_2 + 5\text{H}^+ + \text{K}^+$

Oksidasjonen av mangan er avhengig av type oksidasjonsmiddel og av pH. Dersom man skal kunne oksidere toverdig mangan til tre-verdig med oksygen (luft) med en rimelig oksidasjonshastighet, må pH være høy (pH $> 9,5$). Derfor benyttes vanligvis kraftigere oksidasjonsmidler ved fjerning av mangan, f.eks. kaliumpermanganat, klordioksid eller ozon. I tabell 9.2 er vist totalreaksjonene ved oksidering og utfelling av manganoksid ved bruk av ulike oksidasjonsmidler – som kan benyttes for beregning av nødvendig mengde oksidasjonsmiddel

Tabell 9.2 Totalreaksjoner ved oksidering og utfelling av manganoksid

Oksidasjonsmiddel	Totalreaksjon
Ozon (O ₃)	$\text{Mn}^{2+} + \text{O}_3 + \text{H}_2\text{O} = \text{MnO}_2 + \text{O}_2 + 2\text{H}^+$
Klordioksid (ClO ₂)	$5\text{Mn}^{2+} + 2\text{ClO}_2 + 6\text{H}_2\text{O} = 5\text{MnO}_2 + 2\text{Cl}^- + 12\text{H}^+$
Kaliumpermanganat (KMnO ₄)	$3\text{Mn}^{2+} + 2\text{KMnO}_4 + 2\text{H}_2\text{O} = 5\text{MnO}_2 + 4\text{H}^+ + 2\text{K}^+$

Separasjonen av utfelt materiale skjer på samme måten som i et koaguleringsanlegg. Det vanligste er å separere direkte i et filter.

9.2.2.2. Anvendelsesområde

Fjerning av jern og/eller mangan er ofte nødvendig i grunnvann. Det kan også være nødvendig i overflatevann, spesielt når dette hentes fra dyplagene i innsjøer hvor det eksisterer anaerobe forhold. I elvevann kan jern også forekomme i for høye konsentrasjoner, men da som utfelt jernhydroksid som fjernes som partikler sammen med det øvrige partikulære materialet.

9.2.2.3. Konstruktiv utforming

Følgende enheter må etableres:

- Kjemikaliedoseringsanlegg
 - For evt. pH-korreksjonskjemikalium (alkalium)
 - For oksidant-tilsetning (dersom dette ikke er oksygen gjennom luft)
- Luftingsanlegg (se avsnitt 8.2.3)
- Filteranlegg (evt. med for-flokkulering)(se avsnitt 4.8)

I filteranlegg for separasjon av utfelt jern og er det vanlig å benyttes en- eller to-media filter med ganske fin korngradering $d = 0,4 - 0,8 \text{ mm}$. Dybden på filteret settes vanligvis til $0,8 - 1,0 \text{ m}$.

9.2.2.4. Dimensjonering

Oksidasjonstrinn ved fjerning av jern.

pH ved oksidasjonen er av avgjørende betydning. Ved bruk av oksygen som oksidasjonsmiddel (lufting) bør pH ikke være < 7 og helst > 8 .

Oksidasjonshastigheten og dermed nødvendig oppholdstid i (dvs. størrelsen på) i et volum med tilstrekkelig oksygeninnhold er avhengig både av oksygeninnholdet og av pH. Lufteanlegget bør i utgangspunktet dimensjoneres slik at man sikrer et oksygeninnhold på minst $8 \text{ mg O}_2/\text{l}$ (se kap. 8) over en gitt kontakttid.

Veiledende verdier for nødvendig kontakttid er gitt i tabell 9.3 benyttes, forutsatt at oksygeninnholdet i vannet er nær metning ($> 8 \text{ mg O}_2/\text{l}$). Det er en fordel å inndelegge luftebassenget i to eller flere kammer.

Tabell 9.3 Dimensjonerende kontakttid ved oksygeninnhold $> 8 \text{ mg O}_2/\text{l}$

pH	Nødvendig kontakttid
7	60 min
7,5	30 min
8	10 min

Oksidasjonstrinn ved fjerning av mangan.

De kjemiske ligningene som er gitt i avsnitt 9.2.2.1 kan benyttes til bestemmelse av nødvendig dose av oksidasjonsmiddel. Tabell 9.4 viser nødvendig dose for oksidering av 1 g Mn^{2+} - samt nødvendig kontakttid.

Tabell 9.4 Optimal pH og nødvendig dose av oksidasjonsmiddel for oksidering av 1 mg Mn²⁺/l

Oksidasjonsmiddel	Nødvendig dose (mg/l)	Optimal pH	Nødvendig kontaktid (min)
Ozon ¹⁾	0,9 ¹⁾	-	5
Kaliumpermanganat	1,9	7,2 - 7,3	5
Klordioksid ²⁾	2,5	-	> 30

- 1) Overdosering kan føre til dannelse av MnO₄ som gir vannet en lilla farge
 2) Anbefales ikke ettersom prosessen er mye langsommere enn de andre

Det anbefales imidlertid at det gjøres enkle laboratorieforsøk (begeforforsk) for optimalisering av pH og nødvendig oksidantdose i det enkelte tilfellet.

Dimensjonering av filter

Filteret dimensjoneres på samme måte som filtre etter koagulering (se avsnitt 4.7.4). Beregning av slamproduksjonen vil imidlertid være annerledes ettersom det ikke tilsettes koaguleringsmiddel. Slamproduksjonen vil være avhengig av hvor mye jern og mangan som utfelles (som Fe(OH)₃ og MnO₂).

For beregning av SS_{inn,filter} kan man ta utgangspunkt i følgende beregningsformel:

$$SP = SS_{inn,filter} = SS_{ik} + 2,0 C_{Fe,inn} + 1,6 C_{Mn,inn}$$

der SP = slamproduksjonen (mg SS/l) = SS inn filter

SS_{ik} = konsentrasjonen av suspendert stoff i vann tilført (før oksidasjon og utfelling)

- vil normalt være null, spesielt i grunnvann

C_{Fe,inn} = konsentrasjon av jern i det vann som skal behandles

C_{Mn,inn} = konsentrasjon av mangan i det vann som skal behandles

Slamproduksjonen ved jern og manganutfelling er normalt langt mindre enn hva den er ved koagulering og man benytter derfor aldri grovseparasjon. Filtergangtiden blir likevel lang.

Typiske dimensjoneringskriterier for ulike typer av filtre for fjerning av jern og mangan med utfelling etterfulgt av filtrering er vist i tabell 9.5

Tabell 9.5 Anbefalt brutto filteringshastighet (se avsnitt 4.7.4) for ulike typer av filtre for fjerning av jern og mangan etter oksidasjon og utfelling

Filtertype	Anbefalt brutto filterhastighet (m/h) ved Q _{dim}
En-media kvartssand filter • Kornstørrelse, d = 0,4 - 0,8 mm • Filterdybde D = 0,8 - 1,0 m	5,0
To-media antrasitt (evt. Filtralite)/sand • Kornstørrelse antrasitt, d = 0,8 - 2,5 mm • Filterdybde antrasitt, D = 0,4 - ,6 m • Kornstørrelse sand, d = 0,4 - 0,8 mm • Filterdybde sand: D = 0,3 - 0,4 m	7,5

Jern kan også fjernes i marmorfiltre som benyttes foran sandfiltre i anlegg for ozonering/biofiltrering. Marmorfiltre har vanligvis grov korngradering og bør bare benyttes for dette formålet dersom man har et finere separasjonsfilter nedstrøms.

9.2.3. Fjerning av jern og mangan i grønnsandfilter

9.2.3.1. Beskrivelse

Grønnsand produseres av et naturlig ionebytter-materiale, kalt glaukonitt, vaskes og siktes til et granulært materiale (sand) som blir belagt med manganoksid (MnO_2) når kaliumpermanganat tilsettes manganholdig vann. Jern og mangan adsorberes på MnO_2 og det kan skje en langsom oksidasjon av Mn^{2+} til MnO_2 slik at MnO_2 virker som en katalysator. Oksidasjonen påskyndes normalt ved tilsetting av oksidasjonsmiddel, vanligvis kaliumpermanganat (KMnO_4) foran filteret

Ettersom dette er en sorpsjonsprosess, må grønnsanden regenereres. Dette skje enten kontinuerlig ved at kaliumpermanganat (KMnO_4) doseres foran filteret eller diskontinuerlig (fra tid til annen) ved at filtebeholderen tilføres en fortynnet kaliumpermanganat-løsning i flere minutter slik at MnO_2 -beleggets sorpsjonskapasitet gjenopprettes. Filtrene vil også fjerne partikulært materiale og må også tilbakespyles (i tillegg til å regenereres).

9.2.3.2. Anvendelsesområde

Grønnsandfiltre brukes primært på små grunnvannsanlegg der man både har et jern og et mangan problem. Filteret vil også kunne fjerne små mengder av hydrogensulfid.

Kontinuerlig regenerering benyttes primært der fjerning av jern er det primære formålet med behandlingen, mens diskontinuerlig regenerering benyttes primært der mangan er et mer dominerende problem enn jern.

Vannets pH må være i området 6,7–8,8 og fortrinnsvis pH = 6,8–7,0. Hvis ikke, bør vannets pH korrigeres til å falle innen det sistnevnte området.

9.2.3.3. Konstruktiv utforming

Grønnsandfiltre er vanligvis prefabrikkerte i lukkede filterbeholdere. Kornstørrelsen på filtermaterialet (grønnsanden) har typisk en kornstørrelse $d_{10} = 0,3$ mm og en uniformitetskoeffisient, $U (d_{60}/d_{10}) < 1,6$.

9.2.3.4. Dimensjonering

I tabell 9.6 er det gitt en oversikt over typiske dimensjoneringsverdier for grønnsandfiltre

Tabell 9.6 Typiske dimensjoneringsverdier for grønnsand filtre

Filterhastighet (m/h)	Filterdybde (cm)	Tilbakespylings-hastighet (m/h)	Varighet filtervask totalt (spyling og skylling) (min)
7–12	60–75	30 ¹⁾	15 min ²⁾ 75 min ³⁾

1) Tilstrekkelig til å gi 35–40 % ekspansjon

2) Filtre med kontinuerlig regenerering

3) Filtre med diskontinuerlig regenerering

9.2.4. Fjerning av jern og/eller mangan med biofiltrering

9.2.4.1. Beskrivelse

En rekke bakterier (*Gallionella*, *Leptotrix* og *Sphaerotilus* bl.a.) er i stand til å fremkalle biologisk oksidasjon av jern under spesielle betingelser – gjerne der kjemisk oksidasjon av jern ikke vil skje, f.eks.:

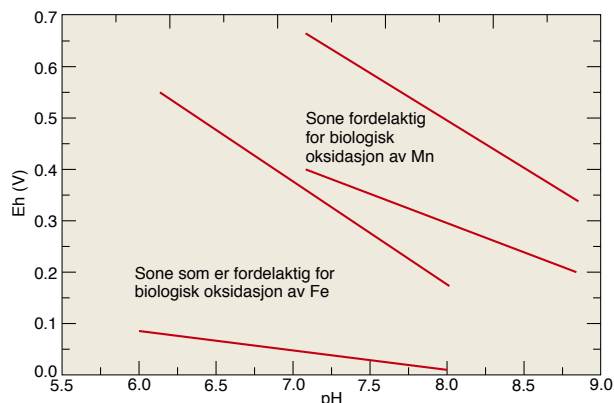
- Ved lavt innhold av løst oksygen (0,5–1,5 mg O_2 /l)
- Ved lav pH, f.eks. 6,0–6,5
- Ved lavt red-oks potensial (< 100 mV)

Man kan da benytte biologiske filtre (se avsnitt 5.4 og 6.2) som bæremateriale for autotrofe jern- og manganokside-rende bakterier. Selv om noen bakteriegrupper kan oksidere både jern og mangan, er andre spesialister på det ene eller det andre, og optimale miljøforhold (pH, O_2 -innhold etc.) for de ulike bakteriene varierer. Det trengs derfor normalt en to-steps prosess når både jern og mangan skal fjernes.

Råvannets red/oks-potensial (ORP) og pH må justeres slik at miljøbetingelsene for jern- (og evt. mangan-bakteriene) promoterer og oksygeninnholdet må holdes høyt – om nødvendig ved lufting i filteret eller normalt foran biofilteret. Fordelaktige soner (for verdier av pH og ORP) mht. biologisk oksidasjon av jern og mangan er vist i figur 9.1.

I realiteten kan det være vanskelig å skille klart hva som er kjemiske oksidasjons-/utfellings-prosesser og hva som er biologiske oksidasjonsprosesser i et filter som brukes til fjerning av jern. Begge typer av prosesser og reaksjoner kan foregå parallelt.

Figur 9.1 Fordelaktige soner
(for verdier av pH og ORP) mht. biologisk
oksidasjon av jern og mangan



9.2.4.2. Anvendelsesområde

Fjerning av jern og eller mangan er ofte nødvendig i grunnvann. Det kan også være nødvendig i overflatevann, spesielt når dette hentes fra dyplagene i innsjøer hvor det eksisterer anaerobe forhold. I elvevann kan jern også forekomme i for høye konsentrasjoner, men da som utfelt jernhydroksid som fjernes som partikler sammen med det øvrige partikulære materialet.

Forutsetningen for at det skal skje en biologisk omdanning, er at det er tilstrekkelige mengder næringsstoffer i vannet. Veiledende behovsverdi for at næringsstoffer ikke skal være begrensende for omsetningen er 0,03 mg $\text{PO}_4\text{-P}$ /mg $\text{TOC}_{\text{fjernet}}$ og 0,2 mg tot. N/mg $\text{TOC}_{\text{fjernet}}$. Lavere "steady-state" næringsstoff-konsentrasjoner enn dette, kan imidlertid være akseptable som en følge av at levende celler skaffer seg næringsstoff gjennom hydrolyse av døde celler.

Alle biologiske prosesser er temperaturavhengige og man kan regne at den biologiske omsetningshastigheten er ca. 50 % høyere ved 10 °C og dobbelt så høy ved 20 °C i forhold til hva den er ved en dimensjonerende temperatur på 4°C.

9.2.4.3. Konstruktiv utforming

Anlegg for biologisk jern- og manganfjerning bygges opp av et steg for lufting dersom ikke oksidasjonspotensialet er tilstrekkelig og kjemikaliadosering dersom pH må korrigeres.

Biofiltre for fjerning av jern utformes på samme måte som andre biofiltre (se avsnitt 5.4 og 6.2).

9.2.4.4. Dimensjonering

Man bruker vanligvis sandfiltre med relativt grov sand ($d = 0,8 - 1,2 \text{ mm}$) og relativt høye filterhastigheter (15–30 m/h) forutsatt lav turbiditet i innløpsvannet.

Oppstart av biologiske filtre kan ta ganske lang tid fra ca. 10 dager og oppover.

For ikke å vaske ut biomassen bør frekvensen av filterspyling bør være lav som mulig, ikke over 3–4 dager for jern biofiltre og opptil 2–3 uker for mangan biofiltre.

9.3. Kalsium og magnesium (hardhet)

9.3.1. Generelt om behovet for fjerning av hardhet

Høyt innhold av kalsium (Ca) og/eller magnesium (Mg) fører til hardt vann. Hardhet kan uttrykkes både som ekvivalent mengde CaCO_3 (mg CaCO_3 /l) eller ekvivalent mengde Ca (mg/l). Ut fra internasjonale definisjoner av hardhetsklasser, vil naturlig vann, inkludert grunnvann, normalt kunne karakteriseres som bløtt. Overflatevann i Norge har gjerne kalsiuminnhold i området 1–5 mg Ca/l, og grunnvann 5–25 mg Ca/l.

Ved for høy hardhet kan kalsium- og magnesiumkarbonat utfelles i rør og armatur og tilstoppe disse. Spesielt er dette problematisk i varmtvannsberedere pga. den høye temperaturen der. For høyt kalsiuminnhold fører også til dårlig virkning, og dermed høyt forbruk, av såper laget av dyrefett.

På den annen side er det tegn som tyder på at for lavt kalsiuminnhold i vann kan bidra til økt frekvens av hjerte/kar-sykdommer. Selv om dette er omdiskutert, er det uomtvistelig slik at man ønsker et visst kalsiuminntak gjennom drikkevannet.

Ut fra et korrosjonssynpunkt er det ønskelig at kalsiuminnholdet skal være 15 – 25 mg Ca/l, altså høyere enn det man normalt finner i norsk vann. Derfor er det vanlig å karbonatisere vannet i Norge, dvs. bringe vannet i kjemisk likevekt hva angår vannets pH, alkalitet og innhold av kalsium (se avsnitt 12.2).

Det kan altså både være snakk om å fjerne kalsium og å tilsette kalsium i vannbehandlingen. Tilsetting av kalsium omtales i avsnitt 12.2. I dette avsnittet omtales fjerning av kalsium og magnesium (hardhet). Det kan i prinsippet skje ved to ulike metoder:

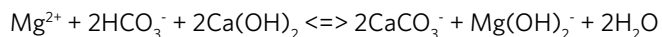
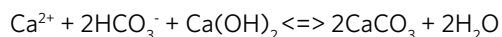
- 1) Utfelling (kalk/soda-prosessen)
- 2) Ionebytting

I den tradisjonelle kalk/soda-prosessen feller CaCO_3 og $\text{Mg}(\text{OH})_2$ ut som et slam i så store mengder at slammet må separeres ved sedimentering – noe som fører til arealkrevende anlegg. Metoden benyttes derfor ikke ved nye anlegg og er erstattet av en annen metode som bygger på kalk/kullsyre-likevekten, nemlig utfelling av kalsiumkarbonat i pellet reaktor. Denne metoden skal derfor beskrives her.

9.3.2. Utfelling (kalk/soda-prosessen) i pellet-reaktor

9.3.2.1. Beskrivelse

Kalk/soda-prosessen er basert på utfelling av kalsium og magnesium ved at kalk (og/eller soda/lut) tilsettes slik at kalk/kullsyre-likevekten forskyves og CaCO_3 og $\text{Mg}(\text{OH})_2$ feller ut. Soda må brukes der alkaliteten er for lav (dvs. HCO_3^- innholdet er utilstrekkelig). Der det er nok alkalitet (HCO_3^-) i vannet, kan de sentrale reaksjonene skrives:



I en pellet reaktor ledes vannet oppover i en tank etter at kalk eller soda er dosert i en slik mengde at kalsiumkarbonat utfelles i form av fine korn. Fin sand brukes som kjerner for utfelling. Stadig nytt overmettet vann (mht. kalsiumkarbonat) fører til at mer kalsiumkarbonat feller ut på tidligere utfelte korn og det bygges opp pellets av kalsiumkarbonat i tanken.

Den oppover-rettede strømningshastigheten er høy og det etableres etter hvert en fluidisert filterseng av kalsiumkarbonat-pellets. De største pelletene synker lengst ned i tanken og tas ut når de når en størrelse på ca. 1,2 mm.

9.3.2.2. Anvendelsesområde

Kalk-soda prosessen benyttes der hvor det er svært hardt vann og er derfor ikke brukt i norsk drikkevannsforsyning. Den kan imidlertid være aktuell for behandling av industrielle prosessvann.

9.3.2.3. Konstruktiv utforming

En pellets reaktor utformes normalt som en sylindrisk tank med en diameter på 1 – 4 m og en høyde på ca. 6 m.

Pellets over ca. 1,2 mm fjernes ved bunnen av tanken og nye sandkorn ($d = 0,4 - 0,6$ mm) tilsettes.

9.3.2.4. Dimensjonering

En pellet-reaktor drives med en gjennomstrømningshastighet på 70 – 100 m/h.

Pellet-laget er fluidisert (50 – 120 % avhengig av pellet-størrelsen) ved normal drift og er ca. 2 m (ved bruk av NaOH) til 4 m (ved bruk av $\text{Ca}(\text{OH})_2$) når det ikke kjøres vann gjennom.

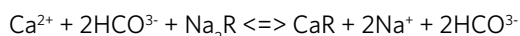
9.3.3. Ionebytting

9.3.3.1. Beskrivelse

Ved ionebytting byttes Ca^{2+} og Mg^{2+} ut med andre kationer i et ionebytter-medium (resin) som vannet bringes i kontakt med. Ionebytter-mediet er vanligvis fremstilt i form av et granulat – som et filtermateriale. Man snakker derfor ofte om ionebytter-filter selv om funksjonen altså ikke er filtrering, men derimot sorpsjon i form av ionebytting.

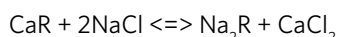
Ved hardhetsfjerning benyttes en sterkt kationisk ionebytter basert på et syntetisk fremstilt, polymerisk filtermateriale (vanligvis på styrenbasis med sulfoniske, funksjonelle grupper) som har knyttet til seg utskiftbare natriumioner.

Ionebytteren har alltid preferanse for fler-valente ioner fremfor mono-valente, og den foretrekker derfor kalsium og magnesium fremfor natrium. Ionebyttingsprosessen (mht. Ca-ionene) skrives:



der Na_2R = hovedstrukturen i ionebytter-mediet (resinet).

Reaksjonen er 100 % effektiv så lenge det er Na^+ igjen i ionebytteren. Når all Na^+ er byttet ut, vil vi få et gjennombrudd av Ca^{2+} og Mg^{2+} og ionebytteren må regenereres. Dette skjer ved at man kontakter ionebytter-mediet (fyller ionebytter-tanker) med en alkalisk saltløsning NaCl . Ved den høye Na-konsentrasjonen, mister ionebytteren sin preferanse for Ca- og Mg-ionene, og prosessen reverseres og ionebytterens kapasitet re-etableres:



Ionebytting av kalsium og magnesium vil ha en bratt gjennombruddskurve i forhold til både adsorpsjon av organisk stoff på aktivt kull og ionebytting av humus i anionbytter. Ionebytting er således en svært effektiv prosess for hardhetsfjerning. Man ønsker normalt ikke å fjerne all hardhet, og derfor er det vanlig å la en delstrøm gå utenom anlegget slik at blandingen gir den ønskede hardheten.

9.3.3.2. Anvendelsesområde

Ionebytting benyttes for behandling av vann med moderate hardheter, typisk grunnvann med Ca + Mg innhold på 30–60 mg/l.

9.3.3.3. Konstruktiv utforming

Et ionebytter-anlegg for hardhetsfjerning er normalt oppbygget på samme måte som et ionebytter-anlegg for humusfjerning (se figur 5.4). Forskjellen ligger i at det benyttes kationbytter.

Vannet bør forbehandles i en mikrosil (maks. 50 μm lysåpning) eller et sandfilter når råvannet har en turbiditet på over 0,5–1,0 NTU. Ionebytter-filtrene (ofte lukkede filtre) kan være arrangerte i serie eller i parallell. Det er fordel å ha minst to parallelle linjer. I de minste anleggene som bare består av to filterenheter, bygges anlegget opp slik at man kan velge serie- eller parallell drift. Dette sikrer at minst ett filter alltid kan være i drift når det andre regenereres.

Som regenereringsløsning benyttes ved hardhetsfjerning normalt en koksaltløsning (10 % NaCl). Mens strømretningen ved normal drift er nedstrøms, kan regenereringsløsningen tilføres ionebytter-filteret både oppstrøms og nedstrøms. Dette skjer etter at partikler som evt. er avsatt i filteret er vasket ut gjennom normal tilbakespyling oppstrøms. Regenereringsfrekvensen avhenger av mange forhold (se over). Normalt kan en regenererings-løsning gjenbrukes opptil 7–8 ganger (i middel) etter at saltinnholdet er justert for hver gang.

9.3.3.4. Dimensjonering

Utbyttekapasiteten til en ionebytter (K) uttrykkes ved hjelp av ionebytter-kapasiteten i:

$$\text{mekviv./g}_{\text{ionebytterresin}} \text{ eller } \text{mekviv./ml}_{\text{ionebytterresin}}$$

eller

$$\text{g CaCO}_3/\text{g}_{\text{ionebytterresin}} \text{ eller } \text{g CaCO}_3/\text{ml}_{\text{ionebytterresin}}$$

Den totale ionebytter-kapasiteten blir aldri utnyttet fullstendig pga. gjennombruddskurvens form. Det anbefales derfor alltid å gjøre laboratorieforsøk (kollonneforsøk) for å bestemme gjennombrudds-kapasiteten. For beregning av nødvendig resin volum kan følgende modell benyttes:

$$V_{\text{ex}} = (S_f \cdot B_c \cdot V_q \cdot H_{\text{rå}}) / H_{\text{fjern}} \cdot K$$

der V_{ex} = volumet av ionebytter-materialet (resinvolumet) (m^3)

S_f = en sikkerhetsfaktor for irreversibel sorpsjon (kan settes = 0,75)

B_c = gjennombrudds kapasiteten ($\text{mg CaCO}_3/\text{m}^3$)

V_q = volumet av vann som ønskes behandlet mellom hver regenerering (m^3)

$H_{\text{rå}}$ = hardheten i råvann ($\text{mg CaCO}_3/\text{l}$)

H_{fjern} = hardheten som fjernes mellom to regenereringer ($\text{mg CaCO}_3/\text{l}$)

K = total utbytterkapasitet på det aktuelle ionebytter-mediet (resinet) ($\text{kg CaCO}_3/\text{m}^3_{\text{resin}}$)

Vanlige dimensjoneringsverdier for ionebytteranlegg for hardhetsfjerning er satt opp i tabell 9.7.

Tabell 9.7 Typiske dimensjoneringskriterier for ionebytteranlegg oppbygget som filtre for hardhetsfjerning

Dimensjoneringskriterium	Typisk verdi	Anbefalt dimensjoneringsverdi
Ionebytter-kapasitet ($\text{kg Ca+Mg}/\text{m}^3$)	700 - 1250	≥ 1000
Hydraulisk belastning (filtervolum/h)	5 - 0	≤ 10
Dybde filterseng (m)	0,75 - 1,0	$\geq 0,75$
Filter (overflate) belastning (m/h)	10 - 16	≤ 15
Tilbakespylingshastighet (m/h)	12	
Ekspansjon av filter ved tilbakespyling (%)	40 - 50	$\geq 50 \%$
Regenereringstid (min)	25 - 45	$\geq 30 \text{ min}$
Skyllevannsmengde ($\text{m}^3/\text{m}^3_{\text{resin}}$)	2,5 - 5	
Skyllevannsmengde (m/h) ▪ Rask/Langsom	20 - 40 / 8 - 15	-
Skyllevannsvolum ($\text{m}^3/\text{m}^3_{\text{resin}}$)	3 - 5	-

9.4. Fjerning av nitrogenforbindelser (ammonium og nitrat)

9.4.1. Generelt om behovet for fjerning av nitrogenforbindelser

Høyt innhold av ammonium (NH_4^+) og/eller nitrat (NO_3^-) er i de aller fleste tilfeller forårsaket av forurensning – oftest fra overgjødning i jordbruket, men også fra kommunale og industrielle utslipp. Høyt nitratinhold kan primært finnes i grunnvann. Høyt ammoniuminnhold finner vi bare i sterkt forurensede vassdrag. Det er satt krav til maksimalinnhold av ammonium ($0,5 \text{ mg NH}_3\text{-N}/\text{l}$), nitrat ($10 \text{ mg NO}_3\text{-N}/\text{l}$) og nitritt ($<0,05 \text{ mg NO}_2\text{-N}/\text{l}$) i drikkevann.

Ammonium og nitrat representerer i alminnelighet ikke noe problem i norsk vannforsyning. Det er kun i enkelthus-brønner i landbruksområder at man har funnet betenkelig høye verdier. I mange andre land kan både ammonium og nitrat skape problemer for vannforsyningen.

Her inkluderes beskrivelse og konstruktiv utforming av aktuell behandlingsprosess for hver forbindelse generelt og veiledende dimensjoneringskriterier angis kun der det grunnlag for det

9.4.2. Fjerning av ammonium

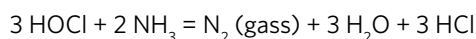
Ammonium kan fjernes ved:

- kjemisk oksidasjon
- nitrifikasjon, dvs. biologisk oksidasjon av ammonium til nitrat i et biologisk filter
- ionebytting

Nitrifikasjon skjer normalt i naturen når oksygen er til stede, og det er årsaken til at det er vanligere å finne for høyt nitratinnhold i vann.

9.4.2.1. Kjemisk oksidasjon

Kjemisk oksidasjon av ammonium kan skje ved såkalt brekkpunktchlorering:



Klordoseringsbehov: 1,5 mol Cl_2 /mol $\text{NH}_3\text{-N}$ (7,61 mg Cl_2 /mg N)

Reaksjonshastigheten er høyest i pH-området 7 – 8, hvor nødvendig reaksjonstid er < 1 min.

9.4.2.2. Biologisk oksidasjon (nitrifikasjon)

Det er sjelden aktuelt å bygge egne biologiske filtre for å fjerne ammonium, men dersom man har et slikt filter for andre formål, med en kontakttid ≥ 20 min, vil biofilteret også oksidere ammonium til nitrat dersom:

- Oksygenkonsentrasjonen er tilstrekkelig ($> 8 \text{ mg O}_2/\text{l}$)
- pH ikke er for lav (helst pH = 7 – 9)
- Temperaturen ikke er for lav ($> 4 \text{ }^\circ\text{C}$)

9.4.2.3. Ionebytting

En naturlig forekommende zeolitt, klinoptilolitt, har vist seg egnet som kationisk ionebytte-materiale for fjerning av ammonium. Metoden er imidlertid lite brukt – primært av kostnadmessige årsaker.

9.4.3. Fjerning av nitrat

Det er sjelden nødvendig å fjerne nitrat fra råvann i Norge, men det kan være aktuelt i enkelte grunnvannsforsyninger i utlandet. Det er i hovedsak to metoder som benyttes for fjerning av nitrat:

- 1) Ionebytting
- 2) Denitrifikasjon

Nitrat kan også fjernes med omvendt osmose, men dette er et langt dyrere alternativ og er lite brukt.

9.4.3.1. Ionebytting

Ved ionebytting for fjerning av nitrat i drikkevann benyttes vanligvis en anionbytter på ammonium eller amin-basis.

Man må særlig være oppmerksom på at de aktuelle anionbytterne foretrekker sulfat-ionet (SO_4^{2-}) fremfor nitrat-ionet (NO_3^-) noe som innebærer at et vann med mye sulfat egner seg dårlig for ionebytting og at man må passe på å velge nitratselektive ionebytter-medier.

Det bør gjennomføres pilot-studier for å bestemme kapasitet og sorpsjonshastighet for valgt ionebytter-medium for å bestemme nødvendig kontakttid og gangtid mellom hver regenerering. Typiske verdier er hhv. 10 – 20 min kontakttid og 200 – 400 filtervolum mellom hver regenerering.

Man må også være oppmerksom på at brukt regenereringsløsning, som vanligvis baseres på en koksalt-løsning, vil inneholde høye nitratkonsentrasjoner og saltkonsentrasjoner og må ivaretas deretter (rensing i avløpsrenseanlegg eller utslipp til havet). Det kan være aktuelt å bygge eget anlegg for fjerning av nitrat i regenereringsløsning basert på biologisk denitrifikasjon.

9.4.3.2. Biologisk reduksjon (denitrifikasjon)

Denitrifikasjon gjennomføres i bioreaktorer av ulike slag:

- Bioreaktor med suspendert biomasse, f.eks. membran bioreaktor (MBR)
- Bioreaktor med fastsittende biomasse (biofilmreaktor), f.eks.
 - Biofilter med statisk bæreflate for biofilm («packed bed»)
 - Reaktor med suspendert bæremedium, MBBR («moving bed biofilm reactor»)
 - Hvirvelsjiktreaktor («fluidized bed»)

Ettersom det ikke er karbonkilde i tilstrekkelige mengder for denitrifikasjon, må dette tilsettes, normalt i form av metanol eller etanol. Nødvendig COD/N-forhold er ca. 3,5 (tilsvarende TOC/N-forhold på ca. 1,5 – 2,0). Normalt er det også underskudd på fosfat som derfor må tilsettes slik at fosfor er i overskudd (ikke begrenser omsetningen).

Et alternativ til heterotrof denitrifikasjon (med tilsetning av karbon) er autotrof denitrifikasjon (med tilsetning av hydrogen).

Det bør gjennomføres pilot-studier for å bestemme omsetningshastighet i valgt bioreaktor for å bestemme nødvendig oppholdstid eller nødvendig effektiv biofilmooverflate. Typiske dimensjoneringsverdier for biofilmreaktorer ved 10°C, når det er sørget for at verken organisk stoff (evt. hydrogen) eller fosfor begrenser omsetningen, er:

- Heterotrof denitrifikasjon (med tilsetning av etanol/metanol): $1,0\text{--}1,5 \text{ g NO}_3\text{-N/m}^2_{\text{biofilmareal}} \cdot \text{d}$
- Autotrof denitrifikasjon (med tilsetning av hydrogen): $0,2\text{--}0,3 \text{ g NO}_3\text{-N/m}^2_{\text{biofilmareal}} \cdot \text{d}$
- Temperaturkoeffisient ($k_T = k_{10} * \Theta^{(T-10)}$): $\Theta = 1,09$

9.5. Fjerning av fluor og arsen

9.5.1. Generelt om behovet for fjerning av fluor og arsen

En viss fluorkonsentrasjon er ønsket i drikkevannet for å sikre en god tannhelse. Mange land har valgt å tilsette fluor til vannet, mens andre land (for eksempel Norge) har valgt å overlate doseringen av fluor til enkeltmennesket, for eksempel i form av bruk av fluortabletter for barn, fluortannkrem etc. Den ideelle fluoridkonsentrasjonen er ca. 1 mg F⁻/l. For lavt fluoridinnhold kan gi tannrøte, og for høyt kan gi fluorose. I sjeldne tilfeller må man fjerne fluor.

Arsen er sjelden et problem i norsk drikkevann, men representerer et stort problem i enkelte regioner i verden, f.eks. i Ganges-deltaet. For høye arsenikk-konsentrasjoner kan gi en rekke negative helsemessige effekter, bl.a. hudkreft.

9.5.2. Fjerning av fluor og arsen

Både fluor og arsen fjernes i en viss grad i koaguleringsanlegg (se avsnitt 4.2) gjennom medfelling (adsorpsjon til utfelt materiale), men høye koagulant-doser kreves og metoden er ikke ideell for formålet.

Den mest effektive metoden for både fluor og arsen er adsorpsjon på aktivert aluminiumoksid, men det er en kostbar metode og derfor uaktuell i de områder der arsen er et stort problem.

Adsorpsjon av arsen på jernoksid i form av et granulært filtermateriale har vist seg som en interessant og billigere metode. Men ettersom dette også er en sorpsjonsprosess, må jernoksiden erstattes av ny når den blir mettet. Disponering av brukt jernoksid kan være et problem.

9.6. Fjerning av radionukleider

9.6.1. Generelt om behovet for fjerning av radionukleider

Naturlige radionukleider er den mest vanlige kilde til radioaktivitet i miljøet og stammer fra jordskorpens innhold av uran. Antropogene radionukleider stammer fra atomkraftverk, medisinsk utstyr og forskningsvirksomhet.

De aller fleste vannkilder for drikkevannsproduksjon inneholder svært lave verdier, men det kan være at noen grunnvannsforekomster har et naturlig høyt innhold og overflatevann kan være utsatt for terrorist-aktivitet. Det er ikke uvanlig å finne forhøyede konsentrasjoner i små grunnvannsverk i Norge.

De vanligste radionukleidene av betydning i vannforsyningen er:

- Radium-226 og radium-228
- Radon-222
- Uran-234

9.6.2. Fjerning av radium

Radium eksisterer i naturlig grunnvann primært som divalente kationer. Koaguleringsanlegg fjerner radium rimelig godt, spesielt når man trenger kombinert fjerning av radium-226, og radium-228. Dersom man bare er ute etter å fjerne enten radium-226 eller radium-227, kan ionebytting være et bedre alternativ. Omvendt osmose er også en effektiv, men dyr metode for fjerning av radium.

Ved høye konsentrasjoner kan avfallsstoffet (slammet fra koaguleringsanlegg og regenererings-løsning fra ionebytteanlegg) representere et disponeringsproblem som «farlig avfall».

9.6.3. Fjerning av radon

Radon over grenseverdiene forekommer i Norge i praksis bare i vann fra fjellbrønner. Det vil si at det som oftest dreier seg om små vannforsyningsanlegg.

Radon er en svært flyktig gass som fjernes lettest med gassavdrivning (se kap. 8), normalt gjennom lufting (se kap. 8). Svært effektiv fjerning kan oppnås ved bruk av pakke gassavdrivningstårn selv ved relativt lave luft/vann-forhold (8–10).

Det finnes prefabrikkerte behandlingsanlegg for ett eller noen få boliger. Disse baserer seg på rundpumping av vannet, der radon luftes ut når vannet sprayes ut av en dyse i en ventilert tank. Behandlingen skjer i prinsippet satsvis og gir meget høy avskillingsgrad ved de vannmengder utstyret er egnet for.

Ved lagring av vannet halveres radonkonsentrasjonen på 3,8 døgn.

9.6.4. Fjerning av uran

Den mest effektive metoden for fjerning av uran er ionebytting med sterkt sure kationbyttere. Sorpsjon på aktivert aluminium, samt omvendt osmose er også effektive fjerningsmetoder – men dyrere.

Ved planlegging av slikt anlegg må det også tas hensyn til disponering av avfallsproduktet (ionebyttemasse, delstrømmer), som vil ha forhøyet innhold av radioaktivt stoff.

9.7. Fjerning av tungmetaller

9.7.1. Generelt om behovet for fjerning av tungmetaller

Naturlig vann kan inneholde helsemessig betenkelig høye verdier av tungmetaller, som i de fleste tilfeller skyldes forurensning fra gruver etc. Det er svært uvanlig at man for drikkevannproduksjon bruker råvannskilder som inneholder høye tungmetall-verdier. Derimot kan det forekomme at vann som blir levert til forbruker gjør det – som følge av utløsning av tungmetaller fra ledningsnett.

Dette krever behandling som forhindrer slik utløsning og dette omtales i kap. 12 Metoder for korrosjonskontroll.

10. Metoder for fjerning av lukt og smak

10.1. Generelt om årsaker til og fjerning av lukt og smak i drikkevann

Det er en rekke stoffer og forbindelser som kan gi lukt og smak på vannet. Blant de vanligste årsakene regnes lukt og/eller smaksstoffer (Norsk vann: Faktablad V10):

- som produseres av mikroorganismer som kan finnes naturlig i vannkilden eller i ledningsnett, f.eks. muggsopper, actinomyceter eller cyanobakterier/ blågrønnalger som kan produsere lukt-/smaksstoffer som geosmin (jordluk) og 2-methyl isoborneol (muggluk).
- som skyldes høye konsentrasjoner av naturlig forekommende uorganiske salter og mineraler i vannkilden (f.eks. sulfat, klorid, jern eller mangan).
- som skyldes høy konsentrasjon av naturlige organiske stoffer og oksygenmangel i vannkilden som kan føre til dannelse av hydrogensulfid (lukter som råtne egg).
- som skyldes forurensning av vannkilden (f.eks. petroleumsprodukter).
- som skyldes diffusjon av forurensninger gjennom plastledninger (normalt petroleumsprodukter).
- som skyldes kjemikalier som tilsettes i vannbehandlingen, f.eks. ved tilsetning av klor til humusvann. Klorvask av membraner medføre dannelse av klorfenoler, som kan nedbrytes til kloranisoler av mikroorganismer på ledningsnett. Slike anisol har ekstremt lave lukt/smaktensker.
- som skyldes utlekking av stoffer fra materialer som er i kontakt med vannet i vannbehandlingsanlegget eller på distribusjonsnett (f.eks. utlekking fra epoksybelagte overflater, utlekking av stoffer fra plastledninger eller utløsning av kopper fra ledninger/hus-installasjoner)

I enkelte tilfeller er ikke årsaken til lukt og smak i kilden lett å gjøre noe med, og man må da ty til vannbehandling for spesifikt å fjerne de lukt- og smaksfremkallende stoffene. Det er viktig at man bestemmer kilden til ubehagelig lukt og smak ettersom opprinnelsen påvirker hvilke behandlingsmetoder som er effektive.

Tradisjonell behandling i koaguleringsanlegg og desinfeksjonsanlegg (med unntak av ozonering) gir liten fjerning av lukt og smak. Det er i hovedsak fire metoder som er aktuelle:

- 1) Lufting – som kan bidra til fjerning av flyktige stoffer og stoffer som kan overføres til gassform etter forbehandling – se kap.8.
- 2) Adsorpsjon (spesielt på aktivt kull) – hvor lukt/smaksstoffene adsorberes på kullet og dermed fjernes fra vannet – se avsnitt 7.2
- 3) Oksidasjon – som kan omdanne lukt og smaksstoffer kjemisk, på en slik måte at de omdannede stoffene ikke lukter/smaker – se avsnitt 7.3
- 4) Ozonering/biofiltrering – der biofiltreringen bidrar til fjerning – i tillegg til den kjemiske oksidasjon ved ozonering – se avsnitt 5.4, 7.2 og 9.2.2.

For fjerning av lukt og smak forårsaket av flyktige stoffer (f.eks. noen petroleumsprodukter) og oppløste gasser (f.eks. hydrogensulfid) kan lufting gi tilstrekkelig fjerning. Lufting som enhetsprosess behandles i avsnitt 8.2.

For fjerning av lukt og smak som skyldes jern og mangan benyttes metoder som fjerner disse stoffene (se avsnitt 9.2).

For fjerning av lukt og smak som skyldes tilsetningsstoffer (f.eks. klor) kan man sette inn alternativ desinfeksjonsmetode (f.eks. UV eller ozon) og evt. redusere klordosen eller sette inn tiltak for avkloring.

10.2. Anlegg for fjerning av lukt og smak forårsaket av geosmin og MIB

De vanligst forekommende naturlige lukt og smaksstoffene i drikkevann er geosmin (4, 8a-dimethyl-decahydronaphthalen-4a-ol) og MIB (2-methylisoborneol). Selv om geosmin og MIB ikke representerer noen helsefare, vil mennesker kvie seg for å drikke vann som inneholder selv lave konsentrasjoner av disse stoffene pga. en ubehagelig muggen og jordaktig lukt og smak.

Geosmin og MIB er metabolitter av vise blå-grønn alger (cyanobakterier) og Actinomyceter, som ofte opptrer vannkilder (særlig eutrofierte) om våren og sommeren. Den viktigste strategien for å unngå problemer med disse lukt og smaksstoffene er å forhindre at de dannes, f.eks. ved tiltak mot eutrofiering. Her skal man imidlertid fokusere på metoder for behandling når stoffene en gang er dannet.

Tradisjonell behandling i koaguleringsanlegg og desinfeksjonsanlegg (med unntak av ozonering) gir liten fjerning av geosmin og MIB og disse stoffene fjernes heller ikke ved lufting, men kan fjernes ved de øvrige metodene nevnt over:

- Adsorpsjon på aktivt kull
 - Pulver aktivkull, PAK
 - Granulært aktivt kull, GAK
- Kjemisk oksidasjon (særlig med ozon som oksidasjonsmiddel)
- Ozonering/biofiltrering

Dette er metoder som også er sentrale for fjerning også av andre organiske stoffer som forekommer i lave konsentrasjoner (se kap.7).

10.2.1. Adsorpsjon på pulver aktivkull (PAK)

Aktivt kull brukt på pulverform har vist seg effektiv for fjerning av geosmin og MIB forutsatt at tilstrekkelig PAK-dose er benyttet – noe som er avhengig av den foreliggende konsentrasjon av hhv geosmin og MIB. Geosmin fjernes noe lettere enn MIB.

Jar-test bør gjennomføres for å bestemme nødvendig dose. Som en veiledning kan anføres at man må regne med doser > 30 mg PAK/l for å oppnå rimelig god fjerning (>75 %) og opptil 100 mg PAK/l for å oppnå god (>90 %) fjerning ved konsentrasjoner i vannet som skal behandles på < 100 ng/l.

10.2.2. Adsorpsjon på granulært aktivkull

Aktivkull brukt som filtermateriale (GAK) har også vist seg effektivt for fjerning av geosmin og MIB. Man bør gjøre laboratorie- og kolonne studier for å bestemme adsorpsjonskapasitet og dimensjonerende filterhastighet. Som en veiledning kan anføres at gode resultater kan forventes med kontakt tid på tom kolonne (empty bed contact time, EBCT) i området 15 – 30 min.

10.2.3. Kjemisk oksidasjon

Geosmin og MIB fjernes dårlig med relativt svake oksidasjonsmidler som klor, kloramin, klordioksid og permanganat, men godt med kraftige oksidasjonsmidler som produserer hydroksyl-radikaler, dvs. ved ozonering alene eller i kombinasjon med UV eller peroksid (avanserte oksidasjonsmetoder – se avsnitt 7.3).

Nødvendig dose av oksidasjonsmiddel bør i hvert enkelt tilfelle bestemmes gjennom lab forsøk (jar-test). Som en veiledning kan anføres at man, ved bruk av ozonering alene, må regne med å benytte 3 – 5 mg O₃/l ved kontakttid på 5 – 10 min. Lavere doser kan være tilstrekkelige dersom man kombinerer ozon med UV eller peroksid. Økning av pH (og senkning av alkalitet) bedrer hydroksyl-dannelsen og bedrer dermed lukt og smak fjerningen.

10.2.4. Ozonering/biofiltrering

Ozonering/biofiltrering (se avsnitt 5.4) er et godt (og normalt billigere) alternativ enn aktivkull-filtrering for fjerning av lukt og smak forårsaket av geosmin og MIB. Oksidasjonen gjennom ozon og hydroksylradikaler fjerner luktstoffene helt eller delvis (avhengig av dose) og gjør oksidasjonsproduktene biologisk nedbrytbare, slik at biofiltreringen kan slutføre fjerningen.

I Norge er ozonering/biofiltrering også brukt for fjerning av farge forårsaket av humus, og den dimensjoneringen som anbefales for dette formålet i denne veiledningen (se avsnitt 5.4), samsvarer godt med den dimensjoneringen som skal til for å fjerne geosmin og MIB.

Geosmin og MIB fjernes også i en viss grad i biofiltre uten at ozon er tilsatt (f.eks. i biofiltre for jernfjerning).

11. Metoder for fjerning og inaktivering av smittestoffer

11.1. Generelt om desinfeksjon

Det fremste målet med drikkevannsbehandlingen er å sikre et helsemessig betryggende drikkevann. Ettersom vann kan være en smittespreder av patogene mikroorganismer, blir det å fjerne eller inaktivere slike mikroorganismer særlig viktig. Dette kan skje på prinsipielt to ulike måter:

- 1) ved å fjerne mikroorganismene som partikler gjennom en eller annen partikkelseparasjonsmetode
- 2) ved å inaktivere mikroorganismene gjennom en eller annen form for desinfeksjonsmetode

I tabell 11.1 og 11.2 er det vist en grov, kvalitativ oversikt over effektiviteten av ulike metoder for separasjon og inaktivering og av de ulike mikrobegrupper (virus, bakterier og parasitter) (Ødegaard et al., 2014).

Tabell 11.1 Separasjons effektiviteten av de vanligst benyttede partikkelfjerningsmetodene

Partikkelfjerningsmetode	Virus	Bakterier	Parasitter
Sandfiltrering uten koagulering	Svært dårlig	Dårlig	Ganske dårlig
Koagulering/sandfiltrering	God	Svært god	Svært god
Membranfiltrering ¹⁾ ▪ RO og NF ▪ UF ▪ MF ▪ UF/MF m/koag.	Svært god Ganske god Mindre god Svært god	Svært god God Ganske god Svært god	Svært god Svært god Svært god Svært god

1) RO- omvendt osmose, NF-nanofiltrering, UF- ultrafiltrering, MF-mikrofiltrering

Tabell 11.2 Inaktiveringseffektiviteten av de vanligst benyttede desinfeksjonsmetodene

Desinfeksjonsmetode	Virus	Bakterier	Parasitter
Klorering	Ganske god	Svært god	Dårlig
Ozonering	Svært god	Svært god	Delvis god ¹⁾
UV-bestråling	God ²⁾	Svært god	Svært god

1) God overfor *Giardia*, mindre god overfor *Cryptosporidium*

2) Men dårlig overfor *Adenovirus*

I dette kapittelet skal dimensjoneringskriterier gis for de tre mest benyttede desinfeksjonsmetodene i Norge; klorering, ozonering og UV-bestråling. Partikkelfjerningsmetodene er behandlet i kap. 4.

Generelt sett bør vannet som skal desinfiseres inneholde så lite partikler og organisk stoff som mulig når desinfeksjonen skjer og derfor benyttes desinfeksjon vanligvis som en avsluttende prosess i et vannverk – som en siste hygienisk barriere. Kjemiske desinfeksjonsanlegg kan imidlertid også benyttes tidligere i prosessforløpet og som forbehandling (for-desinfeksjon) for å unngå biologisk vekst eller andre problemer i vannbehandlingen. I noen tilfeller tilsettes kjemiske desinfeksjonsmidler (primært kloramin) som såkalt sekundærdesinfeksjon eller etter-desinfeksjon for å forebygge mot mikrobiell vekst på rørnett. Her skal vi kun behandle tradisjonell sluttdesinfeksjon.

En grundig gjennomgang av de ulike desinfeksjonsmetodene, inkludert beskrivelse og anvisning for dimensjonering, er gitt i Ødegaard et al. (2014) (Veiledning til mikrobiell barriere analyse – MBA). Beskrivelsen i det følgende er derfor kortfattet.

11.2. Kjemiske desinfeksjonsmetoder (klorering og ozonering)

Ved kjemiske desinfeksjonsmetoder tilsettes et oksidasjonsmiddel, vanligvis en klorforbindelse eller ozon) som inaktiverer mikroorganismen.

11.2.1. Beskrivelse av kjemiske desinfeksjonsprosesser

Desinfeksjonseffektiviteten ved tilsetning av kjemiske desinfeksjonsmidler (klor eller ozon) avhenger av følgende faktorer:

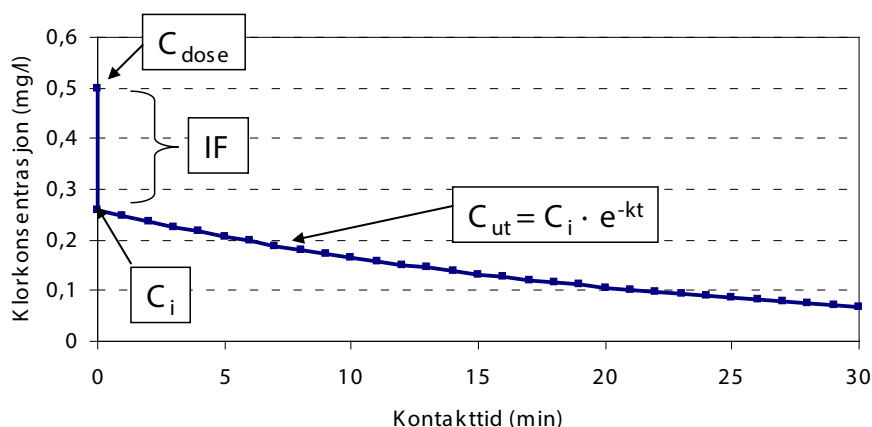
- kontakttiden mellom desinfeksjonsmiddelet og organismene som skal inaktiveres
- konsentrasjon og type av desinfeksjonsmiddel
- strømningsbildet i desinfeksjonsreaktoren
- antall og typer av organismer som skal inaktiveres
- vannets sammensetning og temperatur

Kjemiske desinfeksjonsanlegg skal dimensjoneres på grunnlag av ønsket Ct-verdi. Ct-verdien er produktet av den konsentrasjon av desinfeksjonsmiddel som mikroorganismen opplever og den tiden den opplever denne konsentrasjonen. Ct-begrepet er nærmere beskrevet i MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014).

Dimensjoneringskriteriene som blir gitt under, er basert på de forenklete reaksjonsforløp for hhv klorforbindelser og ozon som beskrives i det følgende.

11.2.1.1. Reaksjonsforløp ved desinfeksjon med klor

Når klor tilsettes, vil det raskt skje et klorforbruk som skyldes oksidasjon av ulike oksidérbare stoffer i vannet. Dette bringer klorkonsentrasjonen ned til initialkonsentrasjonen (C_i) mht. desinfeksjon. Deretter skjer det en gradvis, relativt langsom reduksjon av klorkonsentrasjonen ned til det som registreres som restklorkonsentrasjonen etter en viss tid, se skjematisk beskrivelse i figur 11.1.



Figur 11.1. Skjematisk fremstilling av initialforbruk og klor nedbrytning ved klorering som grunnlag for beregning av Ct.

Ct-verdien, som benyttes som grunnlag ved dimensjonering av kloranlegg (se avsnitt 11.2.4), vil være arealet under kurven for konsentrasjon mot tid for nedbrytningsreaksjonen (se figur 11.2). Ved dimensjonering ønsker man å bestemme nødvendig dose og volum på kontakttanken for å kunne oppnå en ønsket Ct, og dermed inaktiveringsgrad.

11.2.1.2. Reaksjonsforløp ved desinfeksjon med ozon

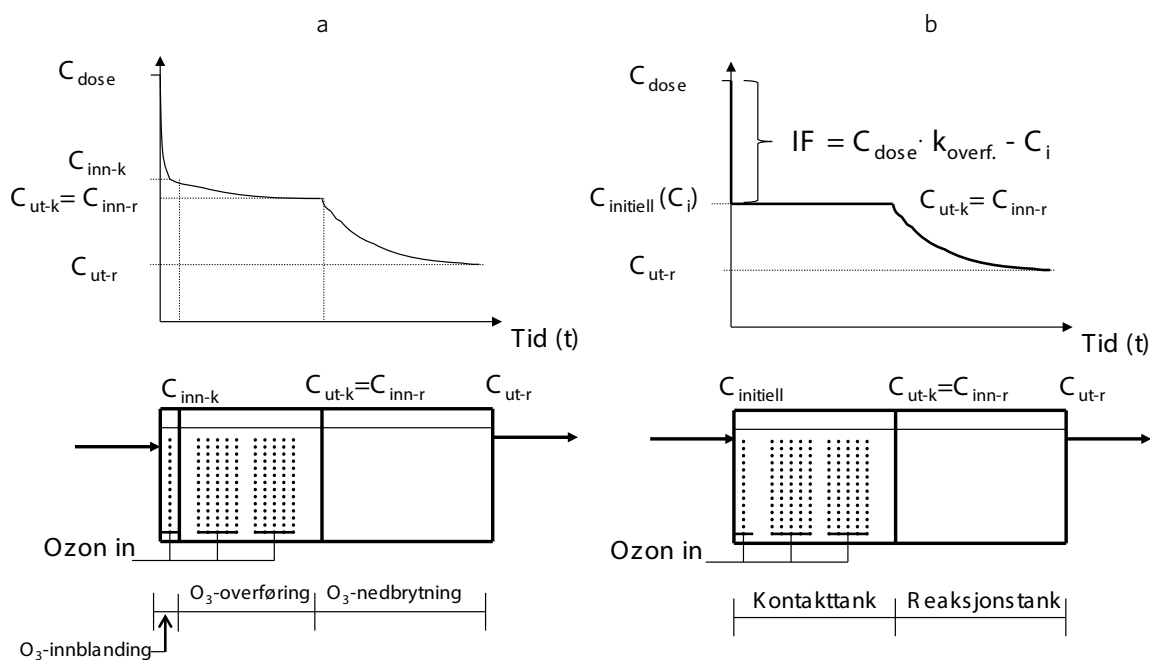
Ved ozonering er det tre prosesser som foregår.

- 1) Ozon må overføres fra gassfase til vannfase (ozonkonsentrasjonen øker)
- 2) Det skjer en oksidasjon som virker i motsatt retning (ozonkonsentrasjonen synker)
- 3) Det skjer en dekomponering av ozon til oksygen (ozonkonsentrasjonen synker)

I figur 11.2 er vist eksempel på konsentrasjonsendringer av ozon (a) og idealisert konsentrasjonsforløp ved Ct-beregning (b) i et ozoneringsystem.

- 1) En innblandingsfase hvor ozongass tilsettes. Det kan skje ved hjelp av injektor, diffusor, turbin etc.
- 2) En ozonoverføringsfase. I denne fasen skjer det både en overføring av ozon til vannet, som vil virke i retning av at ozonkonsentrasjonen øker, og et forbruk av ozon pga. dets reaksjon i vannet, som virker i retning av at ozonkonsentrasjonen minker.
- 3) En ozonforbruksfase hvor ozonkonsentrasjonen reduseres fordi det ikke skjer noen tilførsel av ozon, men derimot et forbruk som følge av ozons reaksjoner i vannet.

I motsetning til ved klorering må det ved ozonering hensyn til at ozongassen overføres til vannet med en viss overføringsgrad, k_{overf} .



Figur 11.2 Konsentrasjonsendringer (a) og idealisert konsentrasjonsforløp (b) ved Ct-beregning i et ozoneringsystem

På samme måte som ved klorering, vil Ct-verdien, som benyttes som grunnlag ved dimensjonering av ozonanlegg (se avsnitt 11.2.4), være arealet under kurven for konsentrasjon mot tid for nedbrytningsreaksjonen (se figur 11.2b). Ved dimensjonering ønsker man å bestemme nødvendig dose og reaksjonsvolum for å kunne oppnå en ønsket Ct, og dermed inaktiveringsgrad eller å bestemme nødvendig reaksjonsvolum og Ct-verdi ved en gitt dose.

11.2.2. Anvendelsesområde

Desinfeksjon med klor benyttes primært for å sikre hygieniske barrierer i et vannverk – normalt som sluttbehandling i et vannverk.

Klor kan også benyttes som forbehandling (for å hindre biologisk vekst i behandlingsanlegget) og som etter-desinfeksjon (da vanligvis i form av kloramin) for å forhindre vekst på ledningsnett.

Ozon, som er et kraftig oksidasjonsmiddel, kan benyttes til desinfeksjon, på samme måte som klorforbindelser, men benyttes vanligvis til andre formål (kjemisk oksidasjon av organiske forbindelser samt fjerning av lukt og smak) både som forbehandling i et vannverk og som et behandlingstrinn før sluttdesinfeksjonen. I tillegg vil man oppnå en inaktiveringseffekt.

11.2.3. Konstruktiv utforming

Et anlegg for kjemisk desinfeksjon består av:

- 1) Et doseringssystem for tilsetning av desinfeksjonsmiddelet på flytende form eller på gassform
- 2) Et innblandingssystem for innblanding av desinfeksjonsmiddelet i vannet
- 3) Et kontakt-/reaksjonsbasseng hvor desinfeksjonsmiddelet kan reagere og inaktivere mikroorganismene
- 4) Et system for fjerning av rest-desinfeksjonsmiddel. Dette gjelder spesielt ved ozonering
- 5) Et overvåkningssystem for å registrere rest av desinfeksjonsmiddel etter kontakt-reaksjonsbassenget

11.2.3.1. Kloranlegg

Klorforbindelser kan tilsettes i ulike former:

- Klorgass (klor, Cl_2),
- Klorløsning (NaOCl eller CaCl_2)
- Klordioksid gass (ClO_2) – er foreløpig ikke brukt i Norge
- Kloramin – benyttes primært for å forhindre vekst på nettet

Klorgass benyttes på store anlegg hvor den kan tilføres som flytende klor på beholdere med maks. fyllingsgrad = 88 % (ved 21°C). Normalt produseres gassen imidlertid på stedet. Tapping av gass fra beholdere gir avkjøling og det kreves derfor oppvarmet lagringsrom for klorgassbeholdere. Klorgass er giftig (yrkeshygienisk grenseverdi = 1 mg/l) og er tyngre enn luft noe det må tas hensyn til ved ventilasjon av lagerrom. Det må også tas hensyn til at fuktig klor er svært aggressiv.

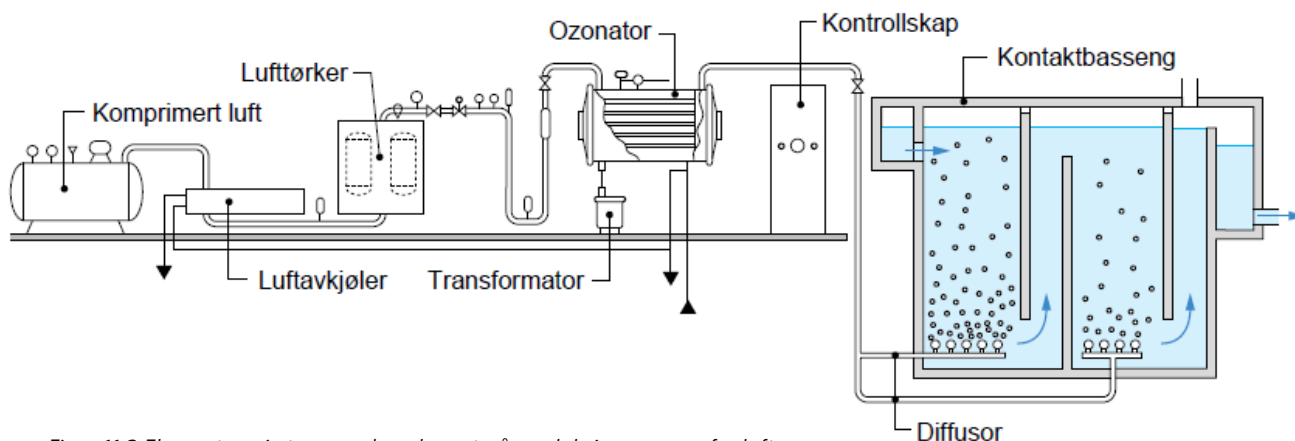
Klorgass tilsettes normalt gjennom et spesielt gassdoseringsutstyr basert på trykkapparat eller vakuumpapparat med innebygde sikkerhetsventiler. Klorgass kan produseres på stedet elektrolytisk (i lut) som lagres og doseres deretter som hypokloritt.

Ved mindre og mellomstore anlegg tilsettes klor vanligvis i form av en hypoklorittløsning basert på natriumhypokloritt (NaOCl) levert som 15 % ferdig vare, eller kalsiumhypokloritt (CaOCl_2) levert som granulat, 65–70 % Cl_2 som må løses opp (normalt 200–250 g/l i stamløsning) før dosering. Vanligvis fortynnes hypoklorittløsningene til 2–4 % Cl_2 før dosering.

Klorløsninger tilsettes ved hjelp av en doseringspumpe via en innblandingsenhet som skal sørge for rask og fullstendig blanding av klorløsningen i vannstrømmen ettersom klorets reaksjon med vann er hurtig. Det klortilsette vannet ledes så til en kontakttank der kloren får tilstrekkelig tid til å reagere med vannet for inaktivering av mikroorganismene.

11.2.3.2. Ozonanlegg

Ozon (O_3) genereres på stedet ved hjelp av en generator. Et ozonanlegg (se figur 11.3) består av et fødegass-system med utstyr for tørking og komprimering av luft (eventuelt framstilling og komprimering av oksyengass), en ozongenerator, en innblandingsenhet for ozon i vannet, et kontakt- og reaksjonsbasseng og tilslutt en ozonnedbrytningsenhet for overflødig avdrevet gass (ikke vist i figur 11.3).



Figur 11.3 Elementene i et ozonanlegg basert på produksjon av ozon fra luft

Både luft og ren oksygen kan benyttes som fødegass. I det siste tilfellet kan flytende oksygen på beholdere benyttes eller en generator for produksjon av oksygen fra luft. Ozon produsert fra ren, tørket luft med om lag 20 % oksygen gir maksimalt 3–5 vekt % ozon i den produserte gassen som tilføres vannet, mens innholdet når ren oksygen benyttes, er betydelig høyere, 8–14 %.

Ozon genereres fra fødegassen (luft eller oksygen) i ozongeneratoren når høy spenning etableres over gapet mellom to nærliggende elektroder. Rundt 85 % av energien som tilføres ozongeneratorer blir tapt i varme. Gode kjøle-systemer er derfor viktig.

Innblandingen av gassen skjer normalt gjennom én av følgende innblandingsenheter; boblediffusorer, turbinmikser, injektorer og statiske mikser.

Man benytter gjerne begrepet «kontakttank» om den fasen der ozongassen overføres fra gass til væskefase via en innblandingsenhet og et gass/vann kontaktsystem. I denne veiledningen brukes begrepet reaksjonstank om den delen av kontaktsystemet der løst ozon får tid til å reagere med vannet samtidig som det selv blir brutt ned.

Ofte kombineres innblanding og kontakttank (for eksempel i bassenger med boblediffusorer). Både kontakttanken og reaksjonstanken kan bestå av en eller flere reaktorer i serie og er vanligvis utformet som lukkede bassenger eller kolonner (med eller uten pakningsmedium).

Overskuddsozon som samles opp i kontakttank og eventuelt i reaksjonstank, må fjernes før utslipp til luft. Dette gjøres i en egen enhet. Rom som inneholder ozonanlegg må være derfor utstyrt med gass-alarm.

11.2.4. Dimensjonering

Ved dimensjonering av kjemiske desinfeksjonsanlegg må følgende bestemmes:

- 1) Nødvendig doseringsmengde
- 2) Nødvendig størrelsen og utforming (effektiv oppholdstid) av kontakt- og evt. reaksjonstank
- 3) Reserver og redundans i systemet.

11.2.4.1. Dimensjoneringsgrunnlag

Dimensjonerende Ct-verdi danner grunnlaget for dimensjonering av kjemiske desinfeksjonsanlegg, ettersom det er sammenheng mellom Ct-verdi og inaktiveringsgrad for de ulike typer av mikroorganismer. C (i Ct-verdien) er den konsentrasjon av desinfeksjonsmiddel som mikroorganismene utsettes for og t er den tiden de utsettes for denne konsentrasjonen. Nærmere beskrivelse av hva Ct-verdien står for og metoder for bestemmelse av denne verdien, er grundig gjennomgått i MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014).

Dimensjonerende Ct-verdi for oppnåelse av en gitt inaktiveringsgrad for ulike grupper av mikroorganismer er vist i tabell 11.1 (Ødegaard et al., 2014).

Tabell 11.1 Dimensjonerende Ct-verdi (mg min/l) for inaktivering av bakterier, virus og parasitter

Kjemisk desinfeksjonsmiddel	Bakterier (3 log)		Virus (3 log)		Parasitter av gruppen Giardia (2 log)		Parasitter av gruppen Cryptosporidium (2 log)	
	4 °C	0,5 °C	4 °C	0,5 °C	4 °C	0,5 °C	4 °C	0,5 °C
Klor								
pH < 7	1,0	1,5	4,0	6,0	75	100	i.a.	i.a.
pH 7–8	1,5	2,0	6,0	9,0	100	150	i.a.	i.a.
pH > 8	2,0	3,0	8,0	12,0	175	250	i.a.	i.a.
Kloramin	100	200	1500	2000	1750	2500	i.a.	i.a.
Klordioksid	1,0	1,5	10	15	20	30	>100	>150
Ozon	0,5	0,75	1,0	1,4	1,5	2,0	30	45

i.a. – ikke angitt. Ct-verdien er så høy at den er uinteressant for alle praktiske formål

Ettersom det er direkte sammenheng mellom Ct og inaktiveringsgrad (n log), kan man beregne hvilken grad av inaktivering (n_{beregnet}) man vil ha ved en bestemt beregnet Ct-verdi, når nødvendig Ct er gitt fra tabell 11.1, som følger:

$$n_{\text{beregnet}} / Ct_{\text{beregnet}} = n_{\text{nødvendig}} / Ct_{\text{nødvendig}}$$

Det er derfor bare nødvendig å angi én $Ct_{\text{nødvendig}}$ for hver desinfeksjonssituasjon, og den er ved de dimensjonerende temperaturer (0,5 °C for elver og bekker og 4°C for innsjøer) oppgitt for 3 log reduksjoner for bakterier og virus og 2 log reduksjoner for parasitter i tabell 11.1 - dvs. det som i drikkevannsforskriftens veiledning er definert som én hygienisk barriere ved vannbehandling.

11.2.4.2. Bestemmelse av effektiv oppholdstid i kontakt- og reaksjonstanker

I kontakttanker (evt. reaksjonstanker) av ulik form vil det være ulik grad av omblending og de ulike vannelementene vil ha ulik oppholdstid i kontakttanken. Den oppholdstid (t) som skal benyttes i Ct-beregningen, t_{eff} (effektiv oppholdstid), skal bestemmes som:

$$t_{\text{eff}} = (V/Q) \cdot F_h \cdot F_s$$

der t_{eff} = effektiv oppholdstid (min)

V = volumet av kontakttanken (m³)

Q = dimensjonerende vannmengde (m³/min)

T = V/Q = teoretisk oppholdstid = V/Q (min)

F_h = hydraulisk faktor

F_s = serie faktor

Verdiene for hydraulisk faktor og serie faktor er gitt i tabell 11.2. Ved dimensjonering av størrelse på kontakt- og reaksjonstank basert på Ct-beregning, skal man ved beregning av t_{eff} ta utgangspunkt i hydraulisk faktor, F_h basert på verdiene for t_{10}/T . Dersom man i driftssituasjonen har behov for beregning av nedbrytningskonstanter og konsentrasjoner (k , IF , C_i og C_{ut}) skal man ved beregning av effektiv oppholdstid, t_{eff} ta utgangspunkt i hydraulisk faktor F_h basert på verdiene for t_m/T i stedet for t_{10}/T (se tabell 11.2). Forskjellen er bare relevant ved anlegg med liten grad av stempelstrømning.

Tabell 11.2 Veiledende verdier for hydraulisk faktor

Omblendingsforhold	Hydraulisk faktor, F_h		Beskrivelse	Seriefaktor, F_s Kammer i serie		
	$t_{10}/T^{1)}$	$t_m/T^{2)}$		1	2	3
Ingen (ideell blanding)	0,1	0,3	Ingen skjermer, full omblending, høy inn- og utløpshastighet, lavt lengde/bredde forhold	1,0	2,0	2,5
Dårlig	0,3	0,4	Ingen skjermer, single eller multiple innløp og utløp	1,0	1,8	2,0
Middels	0,5	0,5	Skjermet innløp eller utløp, noe skjerming i selve bassenget	1,0	1,5	1,8
Ganske bra	0,7	0,7	Skjermet innløp og utløp, ledevegger i bassenget. Høyt lengde/bredde forhold	1,0	1,3	1,4
Svært bra	0,9	0,9	Skjermet innløp og utløp, ledevegger i bassenget. Svært høyt lengde/bredde forhold	1,0	1,1	1,1
Perfekt (stempelstrøm)	1,0	1,0	Rørstrømning	1,0	1,0	1,0

1) Benyttes i beregning av Ct (se avsnitt 11.2.4.2 og 11.2.4.3)

2) Benyttes i beregning av k , C_i og C_{ut} (se avsnitt 11.2.4.2 og 11.2.4.3)

Når det gjelder kontakttanker for ozon utformet som høye, slanke kolonner (dvs. rørformede reaktorer med vertikal strømning) som ofte brukes på mindre ozonanlegg, skal man benytte verdiene i tabell 11.3. Dersom ozon kontakt-tanker er utformet tilsvarende klor-kontakt-tanker kan verdiene i tabell 11.2 benyttes.

I kontakttanker for ozon kan man bedre strømningsbildet vesentlig ved å benytte et pakningsmateriale i tanken. Dette vil også bedre overføringen av ozon vesentlig. I tabell 11.3 angis anbefalte hydrauliske faktorer (samt seriefaktorer) for ozon kontaktkolonner med pakking.

Tabell 11.3 Veiledende verdier for hydraulisk faktor for høye slanke ozon kontaktkolonner

Kontaktsystem	Hydraulisk faktor, F_h		Serie faktor, F_s (Kolonner i serie)		
	$t_{10}/T^1)$	$t_m/T^2)$			
Åpne kolonner					
▪ Med bobler til stede	0.5	0.55	1.0	1.5	1.8
▪ Uten bobler til stede	0.7	0.75	1.0	1.3	1.4
Pakkede kolonner					
▪ Med bobler til stede	0.85	0.85	1.0	1.1	1.1
▪ Uten bobler til stede	0.95	0.95	1.0	1.0	1.0

- 1) Benyttes i beregningen av Ct
2) Benyttes i beregningen av k, C_i og C_{ut}

11.2.4.3. Bestemmelse av dimensjonerende klordose og volum på kontakttank

Nødvendig klordose er avhengig av to forhold:

- 1) Hvor stort «klorbehovet» er, dvs. hvor mye klor som medgår til oksidasjonen
- 2) Hvor stort «kloroverskuddet» må være for at vi skal kunne opprettholde en tilstrekkelig høy Ct-verdi ved desinfeksjonen

Ettersom Ct er avhengig både av dose og oppholdstid, vil prosedyrer av beregning av nødvendig dose og nødvendig volum (nødvendig oppholdstid) for å oppnå en ønsket Ct, nødvendigvis måtte baseres på en iterativ prosess, slik det vil fremgå av beregningsprosedyrene i det følgende.

Grunnlaget for beregningene tar utgangspunkt i reaksjonsforløpet beskrevet i figur 11.1. Ved en gitt utløpskonsentrasjon, C_{ut} (restklorkonsentrasjonen), kan man regne seg tilbake til en initialkonsentrasjon (som er det samme som innløpskonsentrasjonen til kontakttanken) og følgelig til klordosen, som følger (se forklaring på begreper i figur 11.1):

$$C_i = C_{ut} / e^{-k \cdot t_{\text{eff}}} \quad \text{og} \quad C_{\text{dose}} = C_i + \text{IF}$$

Det initiale klorforbruket (IF) og nedbrytningskonstanten (k) kan bestemmes ved bruk av følgende modeller basert på vannet sammensetning (Ødegaard et al., 2014):

$$\text{IF}_{\text{klor}} = 0,06 \cdot \text{TOC} + 0,36 \cdot C_{\text{dose}} + 0,08 \cdot (C_{\text{dose}} / \text{TOC}) - 0,12$$

$$k_{\text{klor}} = 0,013 \cdot \text{TOC} - 0,040 \cdot C_i - 0,010 \cdot C_i / \text{TOC} + 0,022$$

Modellene er gyldige forutsatt at: $C_{\text{dose,klor}} = 0,25 - 3,0 \text{ mg Cl}_2/\text{l}$, $\text{TOC}_{\text{inn desinfeksjon}} = 0,5 - 6,0 \text{ mg/l}$, beregnet IF < C_{dose} og beregnet $k_{\text{klor}} > 0,005$.

Siden både IF og k ikke bare er avhengig av vannets TOC-innhold, men også av klordosen som man skal bestemme i beregningen, er det nødvendig å iterere («prøve og feile») når dosen beregnes.

Vanligvis er man i den situasjon at man ønsker å bestemme:

- Nødvendig dose av desinfeksjonsmiddel og størrelse på kontakttank for å oppnå en gitt ønsket Ct (dimensjonerende Ct) ved en gitt ønsket restkonsentrasjon
- Nødvendig dose for bestemmelse av kapasiteten på doseringsutstyret. Formålet med denne dosen er å sikre ønsket restkonsentrasjon ved verst tenkelig vannkvalitet.

Beregningsprosedyrer for disse dimensjonerings situasjonene er vist i det følgende.

Beregningsprosedyre for bestemmelse av nødvendig dose og kontakttankvolum basert på ønsket utløpskonsentrasjon og dimensjonerende Ct:

- 1) Velg ønsket restklorkonsentrasjon ut fra klorkontaktanken (C_{ut}).
- 2) Velg utforming og anslå volum av kontakttanken
- 3) Beregn effektiv kontakttid (t_{eff}) for kontakttanken basert på avsnitt 11.2.4.2 og tabell 11.2.
- 4) Anta en dose
- 5) Bestem initialforbruket (IF_{klor}) og nedbrytningskonstant (k_{klor}) fra modellene over basert på antatt dose og vannets TOC-innhold.
- 6) Beregn innløpskonsentrasjonen til klorkontaktanken: $C_{inn} = C_{ut} / e^{-k \cdot t_{eff}}$
- 7) Initialkonsentrasjonen (C_i) er lik innløpskonsentrasjonen (C_{inn})
- 8) Beregn dosen: $C_{dose} = C_i + IF$
- 9) Sammenlign beregnet dose med antatt dose
 - Hvis beregnet dose ikke er i overensstemmelse med antatt dose, anta da en ny dose som settes lik siste beregnede dosen. Gå så tilbake til punkt 4 i prosedyren og gjennomfør beregningene på nytt. Fortsett slik inntil det er overensstemmelse mellom antatt og beregnet dose.
 - Når det er overensstemmelse mellom antatt og beregnet dose, er dette dimensjonerende dose. Gå da videre til punkt 10 i prosedyren.
- 10) Beregn Ct-verdi for klorkontaktanken: $Ct = (C_{ut} / k)(e^{k \cdot t_{eff}} - 1)$
- 11) Sammenlign beregnet Ct-verdi med dimensjonerende Ct-verdi for ønsket grad av inaktivering i tabell 11.1.
 - Hvis beregnet Ct-verdi ikke er i overensstemmelse med dimensjonerende Ct-verdi, anslå da et nytt volum på kontakttanken og gå tilbake til punkt 2 i prosedyren og gjennomfør beregningene på nytt. Fortsett slik inntil det er overensstemmelse mellom beregnet Ct-verdi og dimensjonerende Ct-verdi.
 - Når volumet på kontakttanken er slik at det er overensstemmelse mellom beregnet Ct-verdi og dimensjonerende Ct-verdi antatt, er dette det dimensjonerende volum.

11.2.4.4. Beregningsprosedyre ved dimensjonering av kapasitet på doseringsutstyret

- 1) Velg ønsket utløpskonsentrasjon (restklorkonsentrasjon), C_{ut} .
 - Denne kan velges lik den som ble benyttet i forbindelse med reaktor dimensjoneringen, eller det kan benyttes en høyere verdi for å bedre kunne håndtere en krisesituasjon (kollaps av vannbehandlingen).
- 2) Velg en dimensjonerende vannkvalitet (mht. TOC) for doseringsutstyret.
 - Normalt vil man velge råvannskvaliteten, evt. verst forekommende råvannskvalitet.
- 3) Anta en dose
- 4) Bestem initialforbruket (IF_{klor}) og nedbrytningskonstant (k_{klor}) fra modellene over basert på antatt dose og vannets TOC-innhold.
- 5) Beregn innløpskonsentrasjonen til klor-kontaktanken: $C_{inn} = C_{ut} / e^{-k \cdot t_{eff}}$
- 6) Innløpskonsentrasjonen (C_{inn}) er lik initialkonsentrasjonen (C_i)
- 7) Beregn dosen: $C_{dose} = C_i + IF$
- 8) Sammenlign beregnet dose med antatt dose
 - Dersom beregnet dose ikke er i overensstemmelse med antatt dose, anta da en ny dose som settes lik siste beregnede dosen. Gå så tilbake til punkt 3 i prosedyren og gjennomfør beregningene på nytt. Fortsett slik inntil det er overensstemmelse mellom antatt og beregnet dose.
 - Når det er overensstemmelse mellom antatt og beregnet dose, er den beregnede dosen C_{dose} dimensjonerende for doseringsutstyret

Andre veikart for beregning av Ct ved klorering i en dimensjoneringssituasjon er gitt i vedlegg 2 i Ødegaard et al. (2014).

11.2.4.5. Bestemmelse av dimensjonerende ozondose og volum på reaksjonstank

I vedlegg 2 i MBA-veiledningen (Norsk Vannrapport 209/2014) er det vist veikart for beregning av Ct ved ozonering, der Ct for hele systemet er basert på summen av Ct for kontakttank og reaksjonstank. Dette er nødvendig når man skal dimensjonere ozonanlegg som kun har desinfeksjon som formål.

Normalt blir imidlertid ozonering brukt som en del av behandlingen i andre behandlingsmetoder (f.eks. ozonering/biofiltrering eller oksidasjon for manganfjerning) og da er dosen oftest bestemt av dette formålet (f.eks. fargefjerning ved ozonering/biofiltrering).

Kontaktstanken (slik den er definert i MBA-veiledningen (Norsk Vannrapport 209/2014) vil utgjøre et svært lite (dog svært viktig) volum av det totale reaksjonsvolumet og oftest bestå av et rør eller et kammer der storparten av overføring av ozon til vannet skjer. Tankvolumet for anlegget utgjøres primært av det som i MBA-veiledningen er definert som reaksjonstanken. Ved dimensjonering er det derfor primært dette volumet som skal bestemmes.

Det ideelle er at ozonet blir akkurat forbrukt ved utløpet av reaksjonstanken, dvs. at restkonsentrasjonen er null. For å ha kontroll på Ct-beregningen anbefales imidlertid en dimensjonerende «bør-verdi» på restkonsentrasjonen på 0,01 mg O₃/l.

Sammenhengen mellom ozondose og initialkonsentrasjonen (C_i) og initialforbruket (IF) samt overføringsgraden (k_{overf}) av ozongass (se forklaring på begreper i figur 11.2) er gitt av:

$$C_{\text{dose}} = (C_i + \text{IF}) / k_{\text{overf}}$$

Initialforbruket (IF) og nedbrytningskonstanten (k) kan bestemmes ved bruk av følgende modeller basert på vannets sammensetning (Ødegaard et al., 2014):

$$\text{IF}_{\text{ozon}} = 0,14 \cdot \text{TOC} + 0,58 \cdot C_{\text{Dose}} + 0,09 \cdot (C_{\text{Dose}} / \text{TOC}) + 0,07 \cdot \text{pH} - 0,92$$

$$k_{\text{ozon}} = 0,050 \cdot \text{TOC} - 0,032 \cdot C_i - 0,017 \cdot C_i / \text{TOC} + 0,084 \cdot \text{pH} - 0,48$$

Modellene er gyldige forutsatt: C_{dose ozon} = 0,25 – 6,0 mg O₃/l, TOC_{inn til ozonanlegg} = 0,5 – 6,0 mg/l, spesifikk dose ozon, C_{dose,ozon} / TOC < 2,5 mg O₃ / mg TOC, beregnet IF < C_{dose}, beregnet IF_{ozon} > 0,05

Ozonoverføringsgraden (k_{overf}) vil være avhengig av utformingen av kontaktstanken, se tabell 11.4.

Tabell 11.4 Veiledende verdier for ozonoverføringsgraden til vann, k_{overf}

Innblanding/reaktor system	k _{overf}
Diffusor/injektor innblanding, pakket bobletank	0,90
Diffusor/injektor innblanding, bobletank uten pakking	0,75
Injektor innblanding etterfulgt av lukket rør	0,99

Siden både initialforbruket (IF) og nedbrytningskonstanten (k) ikke bare er avhengig av vannets TOC-innhold og pH, men også av ozondosen som man skal bestemme i beregningen, er det nødvendig å iterere («prøve og feile») når nødvendig reaksjonsvolum skal beregnes.

Beregningsprosedyre for bestemmelse av reaksjonsvolum og dimensjonerende Ct-verdi i ozonanlegg når ozondosen er gitt

- 1) Ta utgangspunkt i gitt ozondose (C_{dose}).
- 2) Bestem ozonoverføringsgraden (k_{overf}) basert på type innblandingsenhet (tabell 11.4)
- 3) Bestem initialforbruket (IF_{ozon}) og nedbrytningskonstant (k_{ozon}) ved hjelp av beregningsmodellene (se over) basert på valgt ozondose og vannets pH og TOC-innhold.
- 4) Velg utforming og volum på reaksjonstank.
- 5) Beregn effektiv kontakttid i reaksjonstank (t_{eff-r}) basert på de hydrauliske faktorer som vist i avsnitt 11.2.4.2 og tabell 11.2 og/eller 11.3
- 6) Beregn initialkonsentrasjon: C_i = (C_{dose} - IF) / k_{overf}
- 7) Innløpskonsentrasjonen til reaksjonstanken (C_{inn-r}) settes ved dimensjonering lik initialkonsentrasjonen: C_{inn-r} = C_i
- 8) Beregn utløpskonsentrasjonen fra ozonreaksjonstanken: C_{ut-r} = C_{inn-r} · e^{-k · t_{eff-r}}
- 9) Sjekk at beregnet utløpskonsentrasjon fra reaksjonstanken (C_{ut-r}) er i tråd med ønsket restkonsentrasjon (bør-verdi ved dimensjonering = 0,01 mg O₃/l)
 - Dersom beregnet utløpskonsentrasjon ikke er i tråd med bør-verdien, gå tilbake til punkt 4. korriger volumet på reaksjonstanken og utfør beregningene på nytt.
 - Det volumet som gir beregnet utløpskonsentrasjon i tråd med bør-verdien, er dimensjonerende volum.
- 10) Beregn dimensjonerende Ct-verdi for reaksjonstanken: (Ct)_r = (C_{inn-r} / k) (1 - e^{-k · t_{eff-r}})

11.2.4.6. Prosedyre for dimensjonering av kapasiteten av ozondoseringsutstyret

- 1) Velg den utløpskonsentrasjon reaksjonstanken (restozonkonsentrasjon), C_{ut-r} som man ønsker å planlegge eller dimensjonere for
 - Denne kan velges lik den som ble beregnet eller benyttet i forbindelse med reaktor dimensjoneringen, eller mest hensiktsmessig en høyere verdi for å bedre kunne håndtere en krisesituasjon (kollaps av vannbehandlingen foran).
- 2) Velg en dimensjonerende vannkvalitet (mht. pH og TOC) for doseringsutstyret.
 - Normalt vil man velge verste forekommende vannkvalitet, evt. råvannskvalitet
- 3) Anta en dose
- 4) Bestem ozonoverføringsgraden (k_{overf}) basert på type innblandingsenhet og tabell 11.4
- 5) Bestem initialforbruket (IF_{ozon}) og nedbrytningskonstant (k_{ozon}) fra beregningsmodellene basert på antatt dose og dimensjonerende pH og TOC-innhold.
- 6) Beregn innløpskonsentrasjonen til reaksjonstakttanken: $C_{inn-r} = C_{ut-r} / e^{-k \cdot t_{eff-r}}$
- 7) Innløpskonsentrasjonen til reaksjonstanken (C_{inn-r}) settes ved dimensjonering lik initialkonsentrasjonen: $C_{inn-r} = C_i$
- 8) Beregn dosen: $C_{dose} = (C_i + IF) / k_{overf}$
- 9) Sammenlign beregnet dose med antatt dose
 - Hvis beregnet dose ikke er i overensstemmelse med antatt dose, anta da en ny dose som settes lik siste beregnede dosen. Gå så tilbake til punkt 3 i prosedyren og gjennomfør beregningene på nytt. Fortsett slik inntil det er overensstemmelse mellom antatt og beregnet dose.
 - Når det er overensstemmelse mellom antatt og beregnet dose, er den beregnede dosen dimensjonerende for doseringsutstyret.

11.2.4.7. Redundans

Anlegg for kjemisk desinfeksjon dimensjoneres med en viss redundans, slik at en beholder nødvendig kapasitet også under perioder med vedlikehold av klordoseringsanlegg og ozongeneratorer. Dette kan skje ved seksjonering, f.eks. ved bruk av 3 doseringsanlegg/generatorer á 50 % kapasitet eller 4 doseringsanlegg/generatorer á 33 % av total kapasitet.

11.3. UV-desinfeksjon

Norsk Vann har utgitt en egen veiledning om UV-desinfeksjon (Eikebrokk et al., 2008). Her blir det også gitt dimensjoneringsanbefalinger. Norsk Vann har også gitt veiledning i mikrobiell barriere analyse, MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014). Det som følger her er for en stor del utdrag av disse veiledningene og det refereres her ikke spesielt til de underliggende referansene i disse veiledningene.

11.3.1. Beskrivelse

Ved UV-desinfeksjon bestråles vannet med UV-lys (bølgelengde ca. 240 – 250 nm). Inaktiveringseffekten er avhengig av:

- tiden (stråletiden) som mikroorganismene utsettes for bestråling
- stråleintensiteten som mikroorganismene opplever
- strømningsbildet i bestrålingskammeret
- antall og typer av organismer som skal inaktiveres
- vannets sammensetning og temperatur

Den sentrale dimensjoneringsparameteren er UV-dosen (D) som er produktet av strålingsintensitet (I) og strålingstid (t).

$$D = I \cdot t$$

der D = dosen uttrykt i mJ/cm^2 evt. i mWs/cm^2 ($1 \text{ mWs}/\text{cm}^2 = 1 \text{ mJ}/\text{cm}^2 = 10 \text{ J}/\text{m}^2$)

I = strålingsintensitet (mW/cm^2)

t = strålingstiden (s)

Den stålingsintensiteten som mikroorganismene opplever er avhengig av UV-transmisjonen i vannet. Transmisjonen av UV-lys i vann er avhengig av vannkvaliteten (spesielt farge og turbiditet). Vannkvaliteten er følgelig av avgjørende betydning for dimensjoneringen.

Når biodosimetrisk dose angis, er dosen bestemt indirekte ved å sammenholde målt inaktivering av en testorganisme i den aktuelle UV-reaktoren med en laboratoriemålt dose-respons kurve for samme organismen. Biodosimeter-testen er nærmere beskrevet i UV-veilederen (Eikebrokk et al., 2008).

11.3.2. Anvendelsesområde

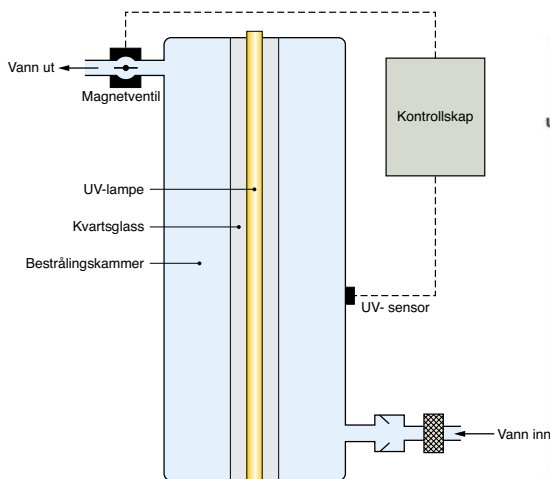
UV-desinfeksjon benyttes som eneste behandlingstrinn dersom vannkvaliteten er god nok for dette eller som slutt-desinfeksjon i vannbehandlingsanlegg som fjerner humus og partikler oppstrøms.

Vannets UV-transmisjon (UVT) er avgjørende for om UV-desinfeksjon bør anvendes eller ikke. Allerede ved et fargetall på 10 mg Pt/l er UVT_{5cm} kun ca. 50 % og ved 20 mg Pt/l kun ca. 30 % av hva den er i vann uten farge. Andre parametere (turbiditet, jern, osv.) reduserer også UVT.

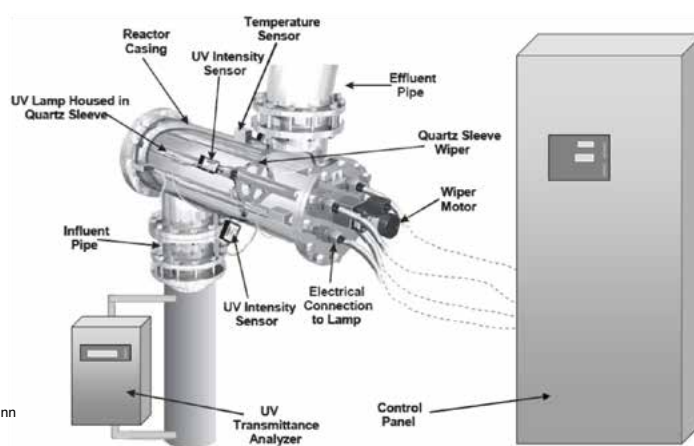
UV-desinfeksjon bør ikke brukes på vann med fargetall over 20 mg Pt/l, som også er grensen for fargetall i drikkevann i Norge og EU. Det betyr at råvann med høyere fargetall bør forbehandles (for fargereduksjon) før UV-bestråling tas i bruk. Også andre komponenter i vann (partikler, jern, mangan etc.) kan gi redusert transmisjon. Det er derfor av avgjørende viktighet at transmisjonen vurderes nøye ved planleggingen og dimensjoneringen av UV-anlegg.

11.3.3. Konstruktiv utforming

Kommersielle UV-anlegg består av beholdere (UV-reaktorer) som inneholder UV-lamper, beskyttelsesrør (vanligvis av kvartsglass), UV-intensitetssensor, temperaturmåler og rengjøringsanordninger for beskyttelsesrør og sensor. Prinsipiell oppbygning er vist i figur 11.4 og elementene i et UV-anlegg i figur 11.5.



Figur 11.4 Prinsipiell oppbygning av UV-anlegg
Kilde: Folkehelseinstituttet, 2004



Figur 11.5 Elementene i et UV-aggregat
Kilde: USEPA (2006)

UV-lamper som brukes til desinfeksjon inneholder gassblandinger som inneholder kvikksølv damp fordi kvikksølv emitterer lys i et bølglengdeområde som effektivt kan inaktivere mikroorganismer. Man skiller mellom bruk av:

- 1) Lavtrykks lamper som anvender moderate temperaturer og lave damptrykk av kvikksølv og som i hovedsak produserer UV-lys i ett og samme bølglengdeområde, nemlig 254 nm, der inaktiveringseffekten er høyest.
- 2) Mellomtrykks lamper anvender betydelig høyere temperaturer og gasstrykk, noe som generer UV-lys med høyere intensitet og over et mye bredere bølglengdeområde.

Lavtrykksaggregater krever større plass fordi man trenger flere lamper, men bruker mindre energi enn mellomtrykksaggregater. De har også lengre levetid. Mellomtrykkslamper gir mer kompakte anlegg og de er mindre følsomme for lave vanntemperaturer (< 5 °C). Høyere driftstemperatur på mellomtrykkslamper kan fremskynde dannelsen av belegg på kvartsglassene.

Ettersom inaktiveringseffektiviteten er avhengig av intensiteten på UV-lyset og denne igjen er avhengig av en rekke faktorer, som aldring av lampene, beleggdannelse på kvartsrørene, vannkvaliteten (for eksempel farge og turbiditet), blir måleutstyr som skal sikre at UV-dosen (se under) blir det den skal være, spesielt viktig. Viktig måleutstyr er:

- UV-sensorer som benyttes for å detektere UV-intensiteten i UV-aggregatet
- Vannmålere som sammen med UV-sensorene skal sikre at UV-dosen blir korrekt
- UV-transmisjonsmålere som benyttes på enkelte anlegg i forbindelse med dosestyring og kontroll
- Temperatursensorer for å kontrollere og dermed hindre overoppheting av UV-reaktoren

UV-intensitetssensorer er fotosensitive detektorer som måler UV-intensiteten på ulike punkt inne i UV-reaktoren. Sensorene skal gi et uttrykk for hvilken dose man har i reaktoren. De vil respondere på endringer i intensitet som kan skyldes en rekke UV-aggregat spesifikke faktorer (belegg, elding osv.), samt endring i vannkvalitet.

En UV-transmisjonsmåler (UVT-måler) er et hjelpemiddel til å kunne beregne og angi UV-dosen. Dosestyring og kontroll er normalt basert på én av to alternativer:

- Sett-punkter for målt UV-intensitet og vannføring
- Beregnet dose

Settpunkt-metoden vil sikre at kravet til minimumsdose (for eksempel 40 mJ/cm²) er oppfylt, men kan gi unødige høye UV-doser og dermed høyt energiforbruk. Med doseberegningsmetoden kan man lettere kontrollere UV-dosen, men denne metoden krever at det er utviklet en empirisk ligning der UV-dosen angis som en funksjon av vannmengde, UV-intensitet og i visse tilfeller vannets UV-transmisjon.

For å kunne beregne en korrekt UV-dose og sikre at denne til enhver tid oppfyller kravene, må man kjenne vannstrømmen gjennom hver UV-reaktor. Hvert UV-aggregat bør derfor ha en egen vannmåler. Alternativt må man ha andre arrangementer eller tiltak som sikrer en korrekt registrering og kontroll av vannstrømmen gjennom hvert UV-aggregat.

Energi-trimming og inn/utkobling av aggregater/aggregat-rekker bør benyttes for å tilpasse energiforbruket til behovet. Dette gjelder uansett hvilken metode for dosestyring man har valgt.

11.3.4. Dimensjonering

11.3.4.1. Dimensjoneringsgrunnlag

UV-transmisjonen og vannkvalitetsparametere som kan ha innflytelse på denne (f.eks. farge, jern, turbiditet) må kartlegges grundig. Dette gjelder også parametere som kan ha innflytelse på beleggdannelse (f.eks. Ca, Fe og Al). Ettersom jern kan gi både høy UV-absorbans og danne belegg, bør man være spesielt på vakt mot konstant eller tidvis høyt jerninnhold i vann som skal UV-desinfiseres. Dette gjelder også rest-koagulant innholdet i koaguleringsanlegg plassert før UV-anlegget.

Godkjenningsmyndigheten (Mattilsynet) anbefaler i Veilederen til drikkevannsforskriften at UV-anlegg skal dimensjoneres for råvannskvaliteten. Denne må kartlegges over en lang nok periode til at man fanger opp variasjoner som inkluderer ekstreme perioder med dårlig vannkvalitet knyttet til sirkulasjonsperioder, ekstremnedbør/flom, sterk vind/ugunstige vindretninger etc. I UV-veilederen (Eikebrokk et al., 2008) anbefales en prøvetakingsperiode på minst tre år.

Dersom UV-anlegget etterfølger et behandlingsanlegg som fjerner farge, turbiditet eller annet som bedrer UV-transmisjonen, vil det være urimelig å dimensjonere for dårligste råvannskvalitet inn til vannverket. Man bør da benytte dårligste vannkvalitet som kan forekomme inn på UV-anlegget, hensyn tatt til utforming, dimensjonering og drift av oppstrøms vannbehandlingsprosesser.

Dersom kartleggingen av vannkvalitet klart viser at maksimalt forbruk (som ofte opptrer om sommeren) ikke faller sammen med tidspunkt for dårligste vannkvalitet (som ofte opptrer om høsten ved stor nedbørsmengde), bør dette tillegges vekt ved dimensjoneringen. Slike situasjoner kan i noen grad kompenseres ved bruk av flere aggregater i serie eller i parallell, der antall aggregater i drift bestemmes av vannkvaliteten og vannbehovet.

Dersom det foreligger langvarige måleserier for fargetallet i råvannet, men ikke for UV-transmisjonen, kan slike benyttes. Dette krever en omregning av fargetall til UV-transmisjon. Til det kan følgende korrelasjon mellom fargetall og UV-transmisjon (UVT) benyttes:

$$UVT_{10\text{ mm}} (\%) = 100 - 1,2 \cdot F$$

F = fargetall (mg Pt/l)

For omregning til transmisjonen i 50 mm kyvette (UVT_{50}) benyttes:

$$UVT_{50} = UVT_{10}^5$$

UV-transmisjonen ved en gitt kyvettelengde kan beregnes fra målt UV-absorpsjon ved samme kyvettelengde:

$$UVT = 10^{-UV\text{-abs}}$$

For bestemmelse av UV-absorpsjonen på grunnlag av fargetallet, kan følgende sammenheng benyttes (Eikebrokk, 2015):

$$UV\text{-abs} (m^{-1}) = 0,538 \cdot \text{Farge} (mg\ Pt/l) + 2,56$$

Der råvann skal desinfiseres direkte, må det tas høyde for framtidige endringer/ forverringer i råvannskvaliteten. Ved varierende råvannskvalitet må UV-transmisjonen bestemmes når kvaliteten er på sitt verste.

11.3.4.2. Dimensjonerende dose

Veilederen til den norske drikkevannsforskriften (Mattilsynet, 2011) angir følgende dosekriterier for dimensjonering av UV-anlegg:

- En dose på $> 30\text{ MJ/cm}^2$ anses å være en hygienisk barriere ovenfor bakterier, virus og parasitter. Doseverdien (også kalt gjennomsnittsdosen) blir bestemt ved å beregne intensitet og teoretisk oppholdstid på ulike punkter i aggregatet slik at oppnås punktdoser som integreres til en gjennomsnittsdose, jfr. eksisterende ordning i Norge.
- En dose på $> 40\text{ MJ/cm}^2$ kreves dersom også bakteriesporer skal inaktiveres. Denne doseverdien refererer seg til målt verdi basert på biodosimeter-test validert etter østerrikske (ÖNORM), tyske (DVGW) eller amerikanske (USEPA) standarder.

UV-desinfeksjon er, ved de doser som er aktuelle å bruke, svært effektiv overfor bakterier, parasitter og de fleste virus, dog mindre effektivt overfor Adenovirus. Kravet til UV-dose for å oppnå en viss log-reduksjon av virus, kan derfor variere derfor fra land.

I Norge er kravet til dimensjonerende dose i nye anlegg:

$$D = 40\text{ MJ/cm}^2$$

UV-anlegg dimensjoneres slik at den dimensjonerende dose alltid kan opprettholdes, hensyn tatt til vannføring, vannkvalitet (UV-transmisjon), levetid for UV-lampene samt beleggdannelse. Ved fastlegging av dimensjoneringsgrunnlaget må det tas hensyn både til kvaliteten på det vannet som skal bestråles og til strømkkvaliteten og ikke minst til variasjonen i disse.

11.3.4.3. Dimensjonerende vannmengde

UV-anlegg bør dimensjoneres for den maksimale vannføring som tillates å passere gjennom UV-anlegget.

11.3.4.4. Dimensjonerende UVT_{50}

Dimensjonerende $UVT_{50\text{ mm, råvann}}$ skal ikke sette høyere enn at maksimalt 10 % av UVT_{50} registreringene over året kan være høyere enn denne verdien

Dimensjonerende $UVT_{50\text{ mm}}$ skal gjelde ved maksimal vannproduksjon. Det må sørges for en minimum vannføring for å sikre at man unngår overoppheting av eventuelle MP-aggregater.

UV-anlegg plassert etter koagulering-/ozonering-/ membranlegg bør ikke dimensjoneres for $UVT_{50} > 50\%$.

11.3.4.5. Redundans

UV-anlegg må dimensjoneres med en viss redundans, slik at en beholder nødvendig kapasitet også under perioder med vedlikehold av aggregater. Dette kan skje ved seksjonering, f.eks. ved bruk av 3 aggregater á 50 % kapasitet eller 4 aggregater á 33 % av total kapasitet.

12. Metoder for korrosjonskontroll

12.1. Generelt om korrosjonskontroll

Norsk vann er ofte bløtt og humusholdig. Dette medfører at vannet er korrosivt overfor de fleste materialene som benyttes i ledningsnett og armatur. Mange vannverk har derfor behov for vannbehandling for korrosjonskontroll som har til formål å hindre eller redusere korrosjon. Formålet er flersidig:

- Å øke vannrørenes levetid ved å hindre materialforringelse pga. korrosjon
- Å forhindre lekkasjer fra rørene som følge av korrosjon
- Å redusere forringelse av vannkvaliteten på dets transport gjennom nettet som følge av korrosjonsprodukter
- Å forenkle driften av ledningsnettet (for eksempel mindre nett-spyling) og dermed redusere kostnadene forbundet med vedlikehold

Det er i hovedsak tre strategier som benyttes for korrosjonskontroll i Norge:

1) Karbonatisering

- Tilsetning av CO_2 etterfulgt av marmorfilter
- Tilsetning av kalk + CO_2

2) Kombinert koagulering/filtrering og karbonatisering

- Koagulering etterfulgt av 3-media filter (antrasitt/sand/marmor)
- Koagulering etterfulgt av 2-media filter etterfulgt av separat marmorfilter
- Koagulering etterfulgt av oppstrøms marmorfiltrering
- Koagulering etterfulgt av filtrering (evt. grovseparasjon + filtrering) med tilsetning av mikronisert marmor (før separasjonstrinnet), CO_2 og lut

3) Vannglassdosering

Kun pH-justering (f.eks. med lut) kan være aktuelt der ledningsnettet kun består av plastmaterialer.

12.2. Karbonatisering

12.2.1. Generelt om karbonatisering

Med karbonatisering menes en prosess der vannets pH, alkalitet og kalsiumkonsentrasjon justeres slik at det medfører utfelling av et korrosjonsbeskyttende belegg av kalsiumkarbonat og korrosjonsprodukter på innsiden av rørene.

I veilederen til drikkevannsforskriften (Mattilsynet, 2004) er følgende verdier anbefalt for de tre parameterne for at dette skal kunne skje:

- pH = 8,0 – 9,0
- alkalitet = 0,6 – 1,0 mmol/l (36 – 60 mg HCO_3^- /l)
- kalsiumkonsentrasjon = 15 – 25 mg Ca/l

For overflatevann kan følgende behandling benyttes for å oppnå disse betingelsene:

- Dosering av CO_2 etterfulgt av marmorfiltrering og evt. lut-dosering (kan som oftest utelates) - enten alene eller kombinert med koagulering/direktefiltrering for humusfjerning
- Dosering av kalk + CO_2
- Dosering av CO_2 + mikronisert marmor + lut (kun for anlegg med koagulering/filtrering)

For typisk norsk grunnvann med høyt innhold av fritt CO_2 , kan følgende behandling benyttes:

- CO_2 -avdriving til ønsket nivå (12-15 mg CO_2 /l) etterfulgt av marmorfiltrering.
- Dosering av lut i mengde tilpasset vannets CO_2 -innhold (krever høy dose og lang oppholdstid før utgående pH kontrolleres). Også her bør man ha CO_2 -avdriving først dersom CO_2 -innholdet er svært høyt. Man kan imidlertid generelt ha en rest etter avdriving som er dobbelt så høy som ved bruk av marmorfilter. I tillegg må man være oppmerksom på at ettersom det ikke tilsettes Ca, når man ikke nødvendigvis anbefalt verdi mht. Ca.
- Et tredje alternativ er CO_2 -avdriving til nivå 8-12 mg CO_2 /l etterfulgt av vannglassdosering. Det må da benyttes vannglass med $\text{SiO}_2:\text{Na}_2\text{O}$ forhold på ca. 2,05 (se avsnitt 13.4).

12.2.2. Tilsetning av CO₂ etterfulgt av marmorfilter

12.2.2.1. Beskrivelse

CO₂ tilsettes vanligvis før marmorfilteret for å senke pH og øke utløsningen av kalsium og karbonat/bikarbonat. Graden av utløsning er avhengig av pH, innhold av fri CO₂, kornstørrelse i marmorfilteret og oppholdstid. Normalt benyttes ikke lut på utløpet med mindre oppholdstiden i marmorfilteret er for lav.

Filteret bør spyles både med vann og luft. Luftspylingen kan benyttes alene (før vannspylingen) eller sammen med denne (kun tidlig i spylefasen). Mangel på tilstrekkelig spylehastighet (se under dimensjonering) vil føre til akkumulering av finstoff med økt falltap som resultat. For høy spylehastighet kan føre til unødig høyt tap av filtermasse.

Bruk av marmorfilter er grundigere beskrevet i Østerhus (1998b).

12.2.2.2. Anvendelsesområde

Metoden brukes særlig der behovet for vannbehandling ellers er lite omfattende, eller som sluttbehandling i små humusfjerningsanlegg, spesielt de basert på membran(nano)filtrering.

Filterets hensikt er primært å sørge for utløsning av kalsium og karbonat/bikarbonat, men det har også en viss partikkelseparasjonseffekt, selv om den er av mindre betydning så lenge man ikke tilsetter koagulant.

12.2.2.3. Konstruktiv utforming

Marmorfilteret er vanligvis et nedstrøms filter med en relativt grov korngradering varierende i området 1-3 mm.

Marmorfilteret kan også bygges for oppstrøms filtrering, men i slike filtre kan det være vanskelig å hindre at de fineste marmor-korna blir med i det behandlede (filtrerte) vannet, ettersom slike korn vil legge seg på toppen av filtersengen etter vask.

12.2.2.4. Dimensjonering

Nødvendig dose av CO₂ og evt. lut må tilpasses etter de verdier for pH, alkalitet og kalsiuminnhold som man tar sikte på å nå i det behandlede vannet i forhold til de verdier man har i råvannet.

Nødvendig kontakttid i marmorfilteret er avhengig av CO₂-doseringen, filterets kornstørrelse og kornstørrelsesfordeling (særlig graden av finstoff) samt hvilken type av kalsiumkarbonatfiltre som benyttes.

Tabell 12.1 viser nødvendig CO₂ - doser for å nå verdier i behandlet vann på pH=8,0-8,5, alkalitet på ca. 1,0 mmol/l og ca. 20 mg Ca/l for ulike råvannskvaliteter.

Tabell 12.1 Tabell for bestemmelse av CO₂ dosering som funksjon av råvannskvalitet

CO ₂ -Aciditet	Råvann: 2 - 5 mg Ca/L			Alkalitet	Råvann: 4 - 8 mg Ca/L		
	Dose: mg CO ₂ /L				Dose: mg CO ₂ /L		
mmol/L	pH = 5,0	pH = 5,5	pH = 6,0	mmol/L	pH = 6,5	pH = 7,0	pH = 7,5
0,05	15 - 20	15 - 20	15 - 20	0,05	11 - 18	12 - 19	13 - 20
0,15	10 - 15	10 - 15	10 - 15	0,15	7 - 14	11 - 18	12 - 20
0,25	6 - 11	6 - 11	6 - 11	0,25	2 - 9	10 - 16	12 - 19
0,35	1 - 7	1 - 7	1 - 7	0,35	0 - 4	8 - 15	11 - 18
0,45	0 - 2	0 - 2	0 - 2	0,45	fjerning	7 - 13	11 - 18
0,55	fjerning	fjerning	fjerning	0,55	fjerning	5 - 12	11 - 18

Man kan også benytte såkalt Deffey's diagram til å bestemme nødvendig CO₂-dose og kvaliteten på behandlet vann, se Norsk Vann lærebok, kap. 4 (Ødegaard(red), 2014).

Anbefalte dimensjoneringsverdier for de kalsiumkarbonat-produkter som er vanligst brukt i Norge er:

- Korngradering: 1–2,5 mm (evt. 1–3 mm eller 0,5–2,0 mm)
- Kornstørrelsesfordeling/ Innhold av finstoff: Hovedtyngden av kornstørrelsen bør være innenfor 1–2 mm og innhold av partikler < 0,3 mm bør være < 2 %
- Oppholdstid (på tomt filtervolum): 20–30 min
- Typisk filteringshastighet:
 - Nedstrøms filter: 8–0 m/h
 - Oppstrøms filter: 6–8 m/h
- Spylehastighet: tilstrekkelig til å ekspandere filtersengen 10 % – som er avhengig av valgt filtermasse, typisk 50–60 m/h med luftspyling – opptil 90 m/h uten luftspyling.

12.2.3. Tilsetting av kalk + CO₂

12.2.3.1. Beskrivelse

Kalk og CO₂ tilsettes vannet, muligvis på flere punkter i behandlingsanlegget, avhengig av hvilken behandlingsprosess som for øvrig benyttes. Kalk (evt. også CO₂) kan også tilsettes i slutten av behandlingsprosessen for å nå de spesifiserte verdier for pH, Ca og alkalitet. Tilsetting av lut kan være et alternativ på rentvannssiden.

12.2.3.2. Anvendelsesområde

Metoden kan gjerne benyttes i anlegg uten annen behandling, men det er mest vanlig at metoden brukes i kombinasjon med koagulering/direktefiltrering fordi man i koaguleringsanlegg i Norge vanligvis må korrigere pH for å oppnå optimale koaguleringsforhold.

12.2.3.3. Konstruktiv utforming

Tilsettingen av kalk og CO₂ skjer ofte både før og etter koaguleringsanlegget.

Kalken tilsettes som en mettet løsning av lesket kalk, Ca(OH)₂, etter at kalken er oppløst (så langt det lar seg gjøre) i en kalkvannsbereder. Brukes brent kalk (CaO), må denne først leskes i en kalk-lesker.

12.2.3.4. Dimensjonering

For et typisk norsk vann kan man regne med at doseringene vil ligge innenfor følgende variasjonsområde:

- Ca(OH)₂ : 20–35 mg/l
- CO₂ : 20–40 mg/l

Dimensjonering av kalkvanns-bereder

Kalkvanns-beredere kan ha mange ulike utforminger, men det er ikke uvanlig med utforminger som tilsvarer kontakt-sedimenteringsbasseng med slamteppe (se avsnitt 4.5.3.2). Kalk tilsettes et omrørt basseng og kalk-slurrien herfra ledes til kontaktbassengets bunn. Kalk-slurrien strømmer vertikalt oppover og det etableres et slurry-teppe der kalken får lang kontakttid med vannet. Den mettede kalkløsningen ledes ut via overløpsrenner i toppen av bassenget. Til slurrien kan det tilsettes polymer for å høyne mulig overflatebelastning og det kan benyttes lameller i bassenger.

Slike kalkvanns-beredere dimensjoneres mht. overflatebelastning. Typiske overflatebelastninger for å oppnå kalkmetning (1,5 g Ca/l ved 20°C) er vist i tabell 12.2.

Tabell 12.2 Typisk dimensjoneringsverdier for kalkvanns-beredere

Parameter	Uten polymer ¹⁾ uten lameller	Uten polymer ¹⁾ med lameller	Med polymer ¹⁾ med lameller
Overflatebelastning m/h	2	3	4–8
Kontakttid (min)	40–60	60	30
Konsentrasjon i kalkmelk som tilføres lesker (g/l)	50–100	50–100	50–100

1) Anionisk – dose ca. 0,25 mg/l

12.3. Kombinert koagulering/filtrering og karbonatisering

Ofte kombineres koaguleringsanlegg med karbonatisering for korrosjonskontroll der prosessen lett integreres i den øvrige behandlingen.

12.3.1. Koagulering etterfulgt av marmor filter

12.3.1.1. Beskrivelse

Vanligvis benyttes FeClSO_4 som koagulant for humus i slike anlegg ettersom jern koagulerer ved lav pH. Filtermassen av CaCO_3 har også stor evne til å holde tilbake restjern fra koaguleringsprosessen som felles ut som jernhydroksid. I enkelte tilfeller kan en slik lav koagulerings-pH kreve så høy overdosering av jern at det kan være bedre å tilsette syre eller evt. bruke aluminium som koagulant.

Koagulerings-pH etter tilsetning av jern og evt. CO_2 er normalt så lav som 4,5. Dette gir god utløsning av marmoren i starten av marmorfilteret, men pH øker på vannets gang gjennom filteret og er, dersom filteret er riktig dimensjonert, i tilnærmet karbonatlikevekt når vannet forlater filteret.

12.3.1.2. Anvendelsesområde

Metoden brukes særlig der man i tillegg til korrosjonskontroll også må fjerne humus. Man kan da kombinere prosessene karbonatisering og koagulering/filtrering i samme filterløsning (ved bruk av tre-mediafilter med marmor som nederste lag). Alternativt kan man ha to-trinns filtrering med koagulering etterfulgt av to-media filter først og separat marmorfilter etterpå.

12.3.1.3. Konstruktiv utforming

Det er i hovedsak to filtertyper som er aktuelle:

- Nedstrøms tre-media filter – vanligvis bygget opp som et tradisjonelt to-media filter (antrasitt/sand) over et kalsiumkarbonatfilter
- Nedstrøms to-trinns filterløsning med to-media filter først og separat marmorfilter etterpå

Det finnes også oppstrøms en-media (marmor) filter som skal fungere både som CaCO_3 utløsningsmedium og som partikkelseparasjonsmedium. Erfaringer viser at denne filterløsningen er vanskelig å drive og den anbefales derfor ikke.

I nedstrøms tre-media filtre, der et vanlig to-media-filter er plassert på toppen av marmorfilteret, vil partikkelseparasjonen ikke interferere med CaCO_3 -utløsningen. Slike filtre blir svært dype, og spylevannshastighet og -forbruk er større enn i to-media filtre. Den filterhastighet man kan operere med, er begrenset av nødvendig oppholdstid for å sikre tilstrekkelig karbonatisering i marmorfilteret.

Derfor har enkelte vannverk valgt samme prosess men oppdelt i to filter – først et to-media-filter med jernkoagulering ved lav pH og deretter et marmorfilter. Dette gir økt fleksibilitet i driften (særlig hva angår filterspyling). Man unngår å måtte spyle filtrene med høy pH (> 8,0), noe som kan øke filterets modningstid, spesielt i tilfeller der man koagulerer med Fe og lav pH. Man kan også dimensjonere for høyere filtreringshastighet da oppholdstiden i marmorfilteret ikke blir bestemmende for filtreringshastigheten.

Forbruk av CaCO_3 kompenseres ved at CaCO_3 etterfylles i toppen av filteret med innblåsing, ejektor eller storsekk. Under tilbakespyling vil filtersengen sorteres slik at CaCO_3 (med høyest egenvekt) legger seg nederst i filteret.

12.3.1.4. Dimensjonering

Det vises til dimensjoneringsverdier gitt i avsnitt 4.7.4

To-media filteret over kalsiumkarbonatlaget består normalt av 60 cm antrasitt og 40 cm kvartssand. Andre filtermaterialer (f.eks. Filtralite) kan også brukes.

Kalsiumkarbonatlaget er normalt $\geq 2,5$ m og korngraderingen er 1–2,5 mm.

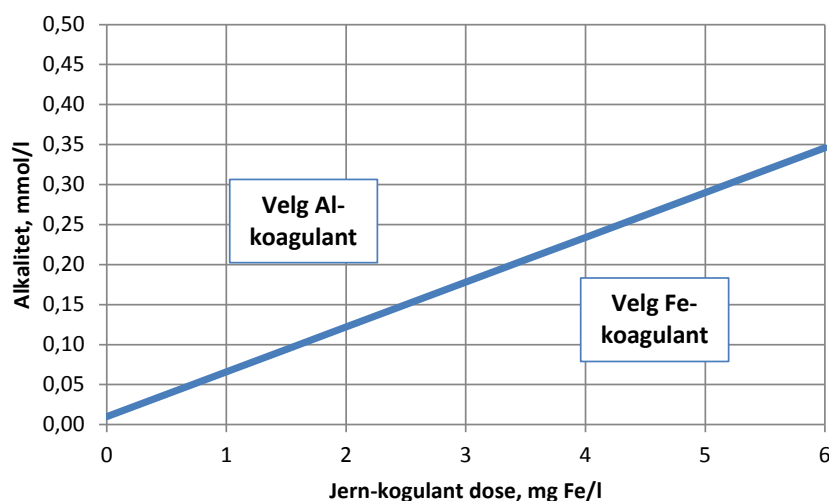
En-media oppstrøms filter består normalt av kalsiumkarbonat med 1–2,5 mm kornstørrelse.

Typiske dimensjoneringsverdier for marmorfilteret er vist i tabell 12.3. Det vises det til avsnitt 4.7.3.5 for dimensjonering av slike filtre

Tabell 12.3 Dimensjonering av marmorfilteret i nedstrøms tre-media filtre og i oppstrøms en-media filtre

Filtertype	Filterhastighet (m/h)	Oppholdstid (EBCT) (min)	Dybde marmorfilter (m)	Spylehastighet med vann (etter luftspyling) (m/h)
Nedstrøms tre-media (Moldeprosessen)	$\leq 7,5$ m/h	≥ 20 min	$\geq 2,5$ m	≥ 60 m/h
Oppstrøms en-media (marmor)	≤ 6 m/h	≥ 20 min	$\geq 2,0$ m	≥ 60 m/h

Ettersom koagulerings-pH ved bruk av jern som koagulant bør være $\text{pH} < 4,5$, vil man måtte overdosere koagulant (eller dosere en sterk syre som HCl) dersom vannets alkalitet er høy. Dette er uheldig, og i slike tilfeller bør man i stedet vurdere å velge aluminium som koagulant, som har en høyere koagulerings-pH (ca. 6,0–6,5). Anbefalt valg av type koagulant som funksjon av råvannsalinitet og koagulantdose er vist i figur 12.1.



Figur 12.1 Anbefalt valg av koagulant som funksjon av råvannskvalitet (alkalitet) og koagulant-dose.

Ved bruk av jern som koagulant vil nødvendig CO_2 dose være lav (0 til 10 $\text{mg CO}_2/\text{l}$), typisk 4–5 $\text{mg CO}_2/\text{l}$.

Ved bruk av aluminium som koagulant vil nødvendig CO_2 dose være høyere og om lag den samme som anvendes uten koagulering (jfr. tabell 12.1 over). Nødvendig CO_2 dose vil fortsatt være avhengig av råvannskvaliteten og til en viss grad av koagulant-dosen. Da anbefales de lavere dosene i tabell 12.1.

12.3.2. Bruk av mikronisert marmor med etterfølgende koagulering og filtrering

12.3.2.1. Beskrivelse

I denne metoden doseres mikronisert marmor sammen med CO_2 til vannet. Mikronisert marmor er CaCO_3 som er malt ned til et pulver med svært små kornstørrelser (0,2–1 μm). Ved hjelp av dispergeringsmidler fremstilles en slurry med høy konsentrasjon (75 % TS av CaCO_3). Pga. de fine partiklene løses marmoren seg i vannet langt raskere enn marmoren i et marmorfilter.

Metoden anbefales kun der hvor man har et koaguleringsanlegg for å unngå forekomst av uoppløste marmorpartikler og høy turbiditet i utløpsvannet. Marmorkornene bakes inn i utfelte fnokker og avsettes i filteret, noe som øker kontakttiden mellom vann og marmor. Prosessene som finner sted er de samme som i et marmorfilter, men man trenger altså ikke et eget marmorfilter. Brukt i koaguleringsanlegg må lut (NaOH) tilsettes til slutt for å oppnå den ønskede pH.

12.3.2.2. Anvendelsesområde

Metoden krever tilstrekkelig kontakttid mellom marmor og vann til at tilstrekkelig oppløsning av marmor kan skje. Derfor benyttes denne metoden vanligvis i koaguleringsanlegg der evt. flokkuleringsbasseng og eller filter (der marmorkorna avsettes) utnyttes for å gi tilstrekkelig kontakttid.

Tilførsel av mikronisert marmor vil øke turbiditeten i vannet og metoden brukes derfor bare der hvor man har etterfølgende koagulering/filtrering.

12.3.2.3. Konstruktiv utforming

Metoden krever et kontaktbasseng som marmoren tilsettes som har tilstrekkelig oppholdstid for oppløsning av den mikroniserte marmoren (f.eks. flokkuleringsbasseng i koaguleringsanlegg) og/eller et nedstrøms filter nedstrøms der marmor-korna avsettes og oppløses.

Mikronisert marmor kan også doseres sammen med koagulant, rett før filteret.

12.3.2.4. Dimensjonering

Denne løsningen kan studeres gjennom laboratorieforsøk, som bør gjennomføres for å bestemme nødvendige doseringer. For et typisk norsk vann kan man regne med at doseringene vil ligge innenfor følgende områder:

- Mikronisert marmor (75 %): 25 – 50 mg/l
- CO_2 : 10 – 20 mg/l
- NaOH : 5 – 15 mg/l

12.4. Tilsetning av vannglass for korrosjonskontroll

12.4.1. Beskrivelse

Når vannglass (natriumsilikat) doseres til vannet, dannes et silikatbelegg på innsiden av rørene som beskytter mot korrosjon.

Vannglass (natriumsilikat) produseres ved å blande ren kvartssand med natriumkarbonat som varmes opp til ca. 1400 °C. I konsentrert form (dvs. i doseringsløsningen) består vannglass av både monomere silikater ($\text{Si}(\text{OH})_4$) og polymere silikater (ofte ringformede strukturer, f.eks. $\text{Si}_4\text{O}_4(\text{OH})_8$, som danner polymerer av forskjellig størrelse ved at Si bindes til OH) som står i kjemisk likevekt med hverandre, der evt. også dimere silikater forekommer som mellomprodukt. Konsentrasjonen av monomere og polymere forbindelser er avhengig av $\text{SiO}_2/\text{Na}_2\text{O}$ -forholdet i doseringsløsningen og hvor konsentrert løsningen er. Økning i $\text{SiO}_2/\text{Na}_2\text{O}$ -forholdet i løsningen medfører at både polymer-konsentrasjonen og polymer-størrelsen øker.

Vannglass er kjent for å kunne reagere med en del divalente kation, som Fe^{2+} og Mn^{2+} , og kompleksbinde disse. Reaksjonene er sure og vil redusere vannets pH. De reduserer ikke korrosjonen, men kan løse vannkvalitetsproblem som er et resultat korrosjon eller høyt innhold av Fe^{2+} og Mn^{2+} i råvannet, ved at det dannes løselige og fargeløse Fe(II)- eller Mn(II)-komplekser. Jern og mangan vil da ikke oksideres videre, og en vil kunne unngå utfelling av tungt løselig jernhydroksid eller manganoksid som vil misfarge vannet og slamme til ledningene. På tilsvarende måte kan silikat også reagere med og kompleksbinde rust og organiske forbindelser, og dermed løse opp og fjerne belegg og avsetninger i ledningsnettet. Dette vil kunne gi renere ledninger med mindre behov for spyling, større kapasitet, lettere manøvrerbare ventiler, osv.

Silikat vil også kunne reagere med korrosjonsprodukter på jern- og kobberør, og danne beskyttende belegg av silikat og jern eller silikat og kobber. Belegget dannes på toppen av metallkorrosjons-produkter og er selvbegrensende, dvs. at belegget ikke bygges opp til tykke lag og at det vil forsvinne hvis vannglass-doseringen opphører. Dette belegget vil kunne beskytte mot korrosjonsangrep.

Silikat reagerer også med kalsiumforbindelser i overflaten av sement, og danner et belegg av kalsium-silikat som tetter porene i sementen og forhindrer utløsning fra denne.

Bruk av vannglass for korrosjonskontroll er grundigere beskrevet i Østerhus (1998a).

12.4.2. Anvendelsesområde

Selv om forståelsen av mekanismene som ligger til grunn for vannglass som korrosjonsinhibitor er diskutert, er det alminnelig enighet i Norge om at tilsetning av vannglass har en positiv effekt i forhold til de formål korrosjonskontrollerende vannbehandlingstiltak har og metoden har derfor blitt godt etablert i Norge, spesielt på små vannverk – ikke minst fordi den er svært enkel og rimeligere enn karbonatisering.

Metoden har særlig anvendt ved små vannverk der karbonatisering ikke naturlig integreres i den øvrige behandlingen og der jern og mangan kan representere en utfordring – dog ikke så stort at det bygges et eget behandlingstrinn for jern og/eller mangan. Store anlegg synes å foretrekke karbonatisering, men det er imidlertid ikke noe i veien for å benytte tilsetning av vannglass også ved større anlegg.

12.4.3. Konstruktiv utforming

Vannglass doseres som løsning direkte til ledningsnettet etter vannbehandlingsanlegget - eventuelt før utjevningsmagasinet/høydebassenget.

I Norge benyttes vanligvis vannglass med $\text{SiO}_2/\text{Na}_2\text{O}$ -forhold på 3,2 – 3,3 og med en tørrstoff-prosent på ca. 36 – 38 %. Løsningen er alkalisk (pga. bidraget fra Na_2O) med en pH på ca. 11 – 13. Dersom vannet er svært surt eller inneholder en del CO_2 må det benyttes vannglass med $\text{SiO}_2/\text{Na}_2\text{O}$ på ca. 2,05.

12.4.4. Dimensjonering

I Norge styres normalt vannglassdosen av pH etter dosering. Dette medfører at det ofte blir benyttet lave doser for å unngå at pH blir for høy siden vannets bufferevne vanligvis er svært lav i Norge. Det anbefales da å starte med en lav dose som evt. kan økes gradvis over tid (dvs. over flere måneder) inntil ønsket sluttdose nås. Resultatet blir en typisk sluttdose på 5 – 15 mg SiO_2/l . For en typisk norsk vannkvalitet er det viktig å ikke begynne med for høy dose da en høy startdose fort vil føre til belegg og avsetninger i rørene løsner ukontrollert og gir vannkvalitetsproblemer i starten. I tabell 12.4 er vist nødvendig vannglass-dose for å nå en pH i behandlet vann på 8,0 – 8,5 som funksjon av råvannskvalitet. Dersom kalsiumkonsentrasjonen er høy (>10 mg Ca/l), bør vannglass ikke benyttes.

Tabell 12.4 Nødvendig vannglass-dose som funksjon av råvannskvalitet

CO ₂ -Aciditet mmol/L	Vannglass dose: mg SiO ₂ /L			Alkalitet mmol/L	Vannglass dose: mg SiO ₂ /L		
	pH = 5,0	pH = 5,5	pH = 6,0		pH = 6,5	pH = 7,0	pH = 7,5
0,05	S: 5	S: 5	S: 5	0,05	S: 5	uaktuelt	uaktuelt
0,15	S: 13	S: 13	S: 12	0,15	S: 15	uaktuelt	uaktuelt
0,25	G: 15	G: 14	G: 12	0,25	G: 16	S: 8	uaktuelt
0,35	G: 20	G: 20	G: 16	0,35	G: 22	S: 10	uaktuelt
0,45	G: 26	G: 25	G: 21	0,45	i.a	S: 13	uaktuelt
0,55	i.a	i.a	G:26	0,55	i.a	G: 20	S: 5

S: standard type vannglass med $\text{SiO}_2/\text{Na}_2\text{O}$ forhold på ca. 3,2.

G: vannglass med høyere andel base der $\text{SiO}_2/\text{Na}_2\text{O}$ forholdet er ca. 2,05

i.a: angir at vannglassdosering ikke er aktuelt fordi det krever for høy dose. Fjerning av CO_2 og/eller dosering av annen base i tillegg vil være påkrevet for å kunne benytte vannglass

uaktuelt: uaktuelt å benytte vannglass fordi dosen blir for lav (< 5 mg SiO_2/l)

13. Valg av behandlingstiltak og oppbygging av behandlingsanlegg

13.1. Generelt om valg av enhetsprosesser og oppbygging av behandlingsanlegg

Forut for dimensjonering og prosjektering av et vannbehandlingsanlegg, må man ha gjennomført et valg av enhetsprosesser som settes sammen til et fullstendig vannbehandlingsanlegg som tilfredsstiller de krav som settes til dette. Det er en rekke faktorer som påvirker disse valgene:

- Råvannskvalitet (mikrobiologisk, fysisk/kjemisk, sensorisk osv.) og variasjonene i denne, samt forventet utviklingstrend
- Ønsket rentvannskvalitet (som minst må tilfredsstille drikkevannsforskriftens krav)
- Sikring av hygieniske barrierer for vannverket som helhet
- Størrelsen på vannbehandlingsanlegget
- Materiale i ledningsnett og armatur
- Mulige slamhåndteringsalternativer

I dette avsnittet gis det veiledning i valg av enhetsprosesser og sammensetning av disse til et fullstendig vannbehandlingsanlegg med utgangspunkt i typiske vannkilder som brukes i Norge, samt drikkevannsforskriftens krav til rentvannskvalitet og hygieniske barrierer. Det tas også hensyn til størrelse på anlegget og rørmateriale i ledningsnett, faktorer som i tillegg til valg av rensemetode, har betydningen for kostnadene (investering og drift) knyttet til vannbehandlingsanlegget.

Av avgjørende betydning er det å sikre tilstrekkelige hygieniske barrierer i vannverket. Norsk Vann har utgitt rapport 209/2014 «Veiledning i mikrobiell barriere analyse» som gir veiledning i hvordan man skal gå frem for å sikre tilstrekkelige hygieniske barrierer, herunder hvordan desinfeksjonstrinn skal dimensjoneres for å få det ønskede resultat. Her skal det legges vekt på å vise hvordan behandlingstrinnene bør settes sammen for å få best mulig barriere-effekt.

Det er viktig å påpeke at klimaendringene påvirker utviklingen av vannkvaliteten i de ulike typer av kilder. Ved planlegging, dimensjonering og prosjektering av vannbehandlingsanlegg må man skaffe seg så god kunnskap som mulig over ulike trender og ta dette med i vurderingen når grunnlaget for dimensjonering skal bestemmes og valg av enhetsprosesser gjøres. Svært ofte er oppgaven den å oppgradere et vannbehandlingsanlegg, f.eks. bedre barrierevirkningen eller bedre renseeffekten.

Det er meget stort antall kombinasjoner av enhetsprosesser som kan benyttes for å komme fram til ønsket behandlingsresultat. Den viktigste påvirkningsfaktoren er råvannets sammensetning og derfor tas det i det følgende utgangspunkt i typiske vannkildesituasjoner i Norge. For hver av disse beskrives først typisk vannkvalitet, så presenteres ulike enhetsprosesser som kan brukes for å tilfredsstille behovet for behandling av denne vanntypen og tilslutt presenteres alternative oppbygninger av behandlingsanlegg for den aktuelle vanntypen. Man har valgt å inndele i følgende typiske vannkilder:

- 1) Dype og lite humuspåvirkede innsjøer
- 2) Moderat humuspåvirkede innsjøer
- 3) Sterkt humuspåvirkede innsjøer og tjern
- 4) Eutrofierte innsjøer
- 5) Elver og bekker
- 6) Grunnvann fra brønner i løsmasser (inkl. kunstig infiltrert overflatevann)
- 7) Grunnvann fra fjellbrønner
- 8) Saltvann og brakkvann

13.2. Behandling av vann fra lite humuspåvirkede innsjøer

13.2.1. Typisk vannkvalitet

Vann fra denne type kilde har normalt lavt partikkelinnhold (turbiditet < 1 NTU) og relativt lavt humusinnhold (fargetall < 20 mg Pt/l). Vannet er vanligvis bløtt men berggrunnen i området kan enkelte steder forårsake høyere hardhet og mineralinnhold enn det som er vanlig for overflatevann i Norge. Den mikrobielle kvaliteten på vannet er vanligvis bedre enn i andre overflatevannkilder.

Vann fra slike kilder kan, i unntakstilfeller, også inneholde for mye jern og mangan.

Klimaendringene fører til økt utløsning av humus i nedslagsfeltet til flere av de store innsjøene, så selv om humusinnholdet er lavt i dag, er det grunn til å forvente en økning – som det må tas hensyn til ved planlegging, dimensjonering og prosjektering.

13.2.2. Valg av behandlingsprosesser

Vann fra denne typen av kilde krever normalt lite vannbehandling ettersom vannet tas ut på stort dyp hvor fysisk/kjemisk vannkvalitet normalt er stabil og god.

Det primære behov for vannbehandling skyldes drikkevannsforskriftens krav om tilstrekkelige hygieniske barrierer. Nedslagsfelt og vannkilde kan i seg selv i noen av disse vannkildene krediteres hygienisk barrierevirkning – se MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014) – men vannet må uansett desinfiseres.

Mange «rene» innsjøer av denne typen, kan ha et vann som fra naturens side er korrosivt slik at korrosjonskontrolltiltak er ønskelige for å hindre korrosjon av ledningsnett med påfølgende forverring av vannkvaliteten pga. vannets transport gjennom ledningsnettet.

Flere vannverk basert på slike kilder kan klare seg med det vi kan kalle minimumsbehandling bestående av forbehandling (siling), desinfeksjon og evt. korrosjonskontroll.

Denne vanntypen har normalt så god fysisk/kjemisk kvalitet i forhold til kravene i drikkevannsforskriften, at det ikke er behov for forbedring av den fysisk/kjemiske kvalitet. Det er imidlertid alltid behov for desinfeksjon og den valgte desinfeksjonsmetode kan også forbedre den fysisk/kjemiske vannkvaliteten. Størrelsen på vannverket og variasjoner i hygienisk råvannskvalitet over året vil avgjøre hvilke prosessstrinn som trengs for alltid å oppnå den nødvendige hygieniske sikkerheten.

13.2.2.1. Forbehandling

Finsiler (lysåpning 0,1–0,4 mm) benyttes for å hindre at større partikler som småfisk, løv etc. kommer inn i ledningsnettet.

13.2.2.2. Desinfeksjon (fjerning og inaktivering av mikrobiell forurensning)

Alle de aktuelle enhetsprosessene for desinfeksjon kan benyttes. Ettersom UV-bestråling er den eneste prosessen som inaktiverer parasitten *Cryptosporidium* godt ved normale doser, bør denne desinfeksjonsmetoden inngå.

I tilfeller hvor tiltak i nedslagsfelt og vannkilde ikke kan gi god nok barrierevirkning (log-kreditt), vil ikke UV-desinfeksjon alene være tilstrekkelig til å gi «tilstrekkelige hygieniske barrierer». Man må da utvide vannbehandlingen med enhetsprosess som gir

- ytterligere inaktivering (kjemisk desinfeksjon)
- partikkelseparasjon
- kombinasjon av de to

Dersom vannet er klart og uten farge (lav turbiditet og lavt humusinnhold), vil klorering være det billigste alternativ som tillegg-desinfeksjon. Klor gir god barriere-effekt overfor bakterier og virus men dårlig overfor parasitter (se

Ødegaard et al., 2014). Man må derfor vurdere faren for parasitt- kontaminering av kilden nøye før man evt. velger denne minimumsløsningen.

I enkelte land er det krav om at alt vann, dvs. også vann fra slike gode kilder, skal filtreres. Dette er et alternativ til bruk av klorering som tilleggs-desinfeksjon - dog betydelig dyrere. For at det (i tillegg til UV-desinfeksjon) skal gi tilstrekkelig barriereeffekt, må vannet koaguleres før dybdefiltrering. I koaguleringsanlegg produseres det et metallholdig slam som må ivaretas.

Ozon gir ved de doser som benyttes ved ozonering/biofiltrering, god inaktivering av parasitten *Giardia* og en viss inaktivering av *Cryptosporidium* - samtidig som god inaktivering av bakterier og virus. Dersom vannet har et visst (dog moderat) innhold av humus (fargetall 10 - 20 mg/l), kan ozonering/biofiltrering være et godt alternativ for denne type kilde - som et tillegg til UV-desinfeksjon. Den samlede inaktiveringseffekten (UV-desinfeksjon, ozon-desinfeksjon og partikkelseparasjon) kan da gi tilstrekkelig barriere-effekt - vurdert etter MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014).

En annen fordel med denne metoden er at fargen og evt. forekomst av jern og mangan også vil forbedres - selv når konsentrasjonene av disse var under kvalitetskravene i drikkevannsforskriften i utgangspunktet. Metoden gir dessuten vannet en tiltalende smak og fjerner evt. lukt og smak dersom det skulle forekomme fra tid til annen.

Det er svært viktig at denne metoden dimensjoneres og driftes på en slik måte at man ikke danner overskudd av BDOC som kan gi uønsket vekst på ledningsnettets (se Eikebrokk og Gjerstad, 2015).

Slamproduksjonen ved denne type anlegg er såpass liten og består kun av organisk slam og kan derfor normalt disponeres i naturen.

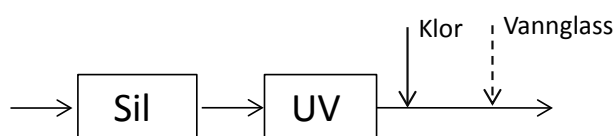
13.2.3. Oppbygning av behandlingsanlegg

Det kan være mange mulige kombinasjoner av enhetsprosesser, men basert på diskusjonen over trekkes her frem tre alternativer.

13.2.3.1. Anlegg basert på minimumsbehandlingen

Med minimumsbehandlingen menes den behandling som kreves som et minimum for å tilfredsstille myndighetenes krav til hygieniske barrierer (se figur 13.1).

UV-UV-bestråling. Vannglass benyttes når ledningsnettets materiale tilsier korrosjonskontroll.



Figur 13.1 Oppbygning av anlegg for minimumsbehandling av vann fra lite humuspåvirkede innsjøer (fargetall i råvann < 20 mg Pt/l). Korrosjonskontroll alternativer ikke vist - se kap. 12.

Minimumsbehandlingen kan benyttes der alle fysisk/kjemiske parametere er godt under kravene i drikkevannsforskriften og der en mikrobiell barriere analyse (se Norsk Vann-rapport 209/2014) tilsier at slik behandling er forsvarlig. Den gir den billigste behandlingsløsningen for denne vannkildetypen.

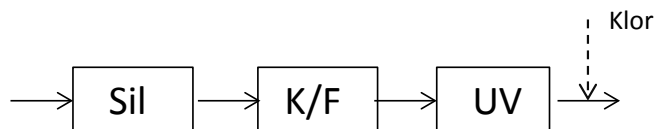
Alle metoder for korrosjonskontroll som er omtalt i kap. 12, kan benyttes i kombinasjon med denne anleggsoppbyggingen. Ettersom dybdefiltrering ikke inngår, synes tilsetning av vannglass (se avsnitt 12.4) å være mest egnet for korrosjonskontroll i minimumsløsningen (som antydnet i figur 13.1).

For å sikre tilstrekkelige hygieniske barrierer, kan det bli nødvendig å ta i bruk ytterligere behandlingstiltak. Av slike skal koagulering/filtrering og ozonering/biofiltrering nevnes her.

13.2.3.2. Anlegg basert på koagulering/filtrering

I figur 13.2 er skjematisk vist oppbygning av anlegg for vann fra lite humuspåvirkede innsjøer basert på koagulering/filtrering.

K/F - koagulering/filtrering, UV-UV-bestråling. Stiplet pil betyr at klortilsetting kan være aktuelt.



Figur 13.2 Oppbygning av anlegg for vann fra lite humuspåvirkede innsjøer (fargetall i råvann < 20 mg Pt/l) basert på koagulering/filtrering. Korrosjonskontroll alternativer ikke vist – se kap. 12.

Denne form for behandling kan benyttes dersom en mikrobiell barriere analyse tilsier at man ikke kan oppnå tilstrekkelig barriere effekt gjennom minimumsbehandlingen (se avsnitt 13.3.3.1) og er særlig egnet dersom vannet fra tid til annen kan ha for høye turbiditet og/eller fargeverdier.

Alle metoder for korrosjonskontroll som er omtalt i kap. 12, kan benyttes i kombinasjon med denne anleggsoppbygningen. Ettersom koagulering/filtrering inngår er det naturlig å benytte en av de metodene som forutsetter kombinert koagulering/filtrering og karbonatisering (se avsnitt 12.3).

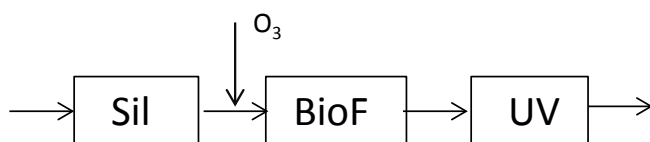
For å forbedre barriere effekten, spesielt overfor virus, kan det være aktuelt å dosere klor i tillegg til UV-bestråling.

Driftserfaringer med metoden er beskrevet i Eikebrokk (2012a).

13.2.3.3. Anlegg basert på ozonering/biofiltrering

I figur 13.3 er skjematisk vist oppbygning av anlegg for vann fra lite humuspåvirkede innsjøer basert på ozonering/biofiltrering.

O₃ - ozonering, BioF - biofilter, UV-UV-bestråling. Stiplet pil betyr at klortilsetting kan være aktuelt.



Figur 13.3 Oppbygning av anlegg for vann fra lite humuspåvirkede innsjøer (fargetall i råvann < 20 mg Pt/l) basert på ozonering/biofiltrering. Korrosjonskontroll alternativer ikke vist – se kap. 12.

Denne form for behandling kan benyttes dersom en mikrobiell barriere analyse tilsier at man ikke kan oppnå tilstrekkelig barriere effekt gjennom minimumsbehandlingen (se avsnitt 13.3.1). Metoden er særlig egnet dersom vannet har noe høyere farge, evt. jern/mangan-innhold og/eller lukt og smak enn det som er ønskelig.

For å forbedre barriere-effekten, spesielt overfor virus, kan det være aktuelt å dosere klor i tillegg til UV-bestråling.

Alle metoder for korrosjonskontroll som er omtalt i kap. 12 kan benyttes i kombinasjon med denne anleggsoppbygningen dersom ledningsnettets materiale tilsier korrosjonskontroll. Ved bruk av ozonering og to-trinns biofilter (se figur 5.3) er det mest naturlige å bruke marmorfilter som første filtreringstrinn med forutgående CO₂-tilsetning for karbonatisering.

Tilsetning av vannglass (se avsnitt 12.4) er egnet for korrosjonskontroll dersom man ikke bruker marmorfilter i en to-trinns filterløsning.

Driftserfaringer med metoden er beskrevet i Eikebrokk og Gjerstad (2015).

13.3. Behandling av vann fra moderat humuspåvirkede innsjøer og tjern

13.3.1. Typisk vannkvalitet

Dette er en vanlig forekommende vannkildetype i Norge. I de fleste tilfeller har vannkilden et moderat, men dog for høyt fargetall (typisk varierende i området 15 – 40 mg Pt/l). Fargetallet varierer med årstiden og kan være under kravet (20 mg Pt/l) i store deler av året.

I noen av disse vannkildene er jern-innholdet relativt høyt og fargen kan også være påvirket av dette. Spesielt i innsjøer med anaerobe bunnforhold kan ofte både jern- og manganinnholdet være for høyt.

Vannet fra disse kildene er normalt svært bløtt (lavt Ca- og Mg-innhold) og har lav alkalitet.

Partikkelinnholdet er vanligvis lavt men kan være varierende og til dels høyt fra tid til annen i vann fra innsjøer/tjern med lav oppholdstid.

Den hygieniske kvaliteten på vannet kan tidvis være dårlig.

13.3.2. Valg av behandlingsmetode

Denne vannkildetypen krever alltid fjerning av farge og fjerning og inaktivering av mikrobiell forurensning. I enkelte tilfeller er det i tillegg behov for fjerning av jern og mangan og lukt og smak. Som oftest tilsier ledningsnettets korrosjonskontroll bør inkluderes.

Flere av disse vannkildene ligger tett på urban bebyggelse, og man kan ikke regne med at nedslagsfeltene utgjør en vesentlig hygienisk barriere – se MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014).

Alle de enhetsprosessene og metodene som er omtalt i kap.6 for fjerning av humus (og dermed farge) er aktuelle å benytte.

13.3.2.1. Forbehandling

Finsiler (lysåpning: 0,1 – 0,4 mm) benyttes for å hindre at større partikler som småfisk, løv etc. kommer inn i ledningsnett.

13.3.2.2. Koagulering/filtrering

Koagulering/filtrering gir normalt en god fargefjerning (fargetall < 5 mg Pt/l i behandlet vann) og god turbiditetsfjerning (< 0,2 NTU) og gi en rimelig god barriere effekt – se MBA-veiledningen (Norsk Vann-rapport 209/2014) dersom driften er innrettet mot dette.

Fargefjerningen innebærer en reell fjerning av totalt organisk karbon (60 – 70 %) og behandlet vann har god biologisk stabilitet.

Vanligvis vil vannets påvirkes positivt også mht. en rekke andre parametere, f.eks. jern og/eller mangan og i en viss grad lukt og smak-stoffer og organiske mikroforurensninger.

Valg av koagulant må gjøres i lys av anleggsoppbygningen for øvrig, f.eks. valg av metode for korrosjonskontroll (se avsnitt 12.3) og råvannets kvalitet (pH og alkalitet). Normalt velges metalliske koagulanter (basert på jern eller aluminium), og man må velge dimensjonerende dose slik at ikke for høye restkonsentrasjoner kan forekomme i behandlet vann ved normal drift (korrekt koagulerings-pH) (se avsnitt 5.2.4). Prosessen krever derfor god kontroll og styring og kan være utfordrende å drive dersom råvannskvaliteten varierer mye.

Koaguleringsanlegg produserer et metall-holdig slam som må behandles og disponeres. Dersom anlegget ligger slik til, er det normalt at slammet (i form av filterspylevann) ledes til avløpet. I store anlegg, er det vanlig av slammet fortykkes og avvannes for det deponeres.

Benyttes koagulering/filtrering for fargefjerning, kan alle de metodene som er skissert i kap 12 benyttes. Særlig egnet er de metodene for karbonatisering som er basert på anlegg med koagulering/filtrering (se avsnitt 12.3).

Driftserfaringer med metoden er beskrevet i Eikebrokk (2012a),

13.3.2.3. Membran(nano)filtrering

Denne metoden fjerner farge og turbiditet tilnærmet fullstendig. Den gir en meget god barriere mht. mikrobiell forurensning så lenge membranen er intakt, og den fjerner organiske mikroforurensninger samt lukt og smaksstoffer rimelig godt.

Fargefjerningen innebærer en reell fjerning av totalt organisk karbon (70 – 80 %) og behandlet vann har god biologisk stabilitet selv om det er de minst stabile fraksjoner av humusen som er igjen i vannet etter behandling. Valg av for fin nominell pore-åpningen i membranen (< 2 – 3 nm), kan fjerning av kalsium (hardhet) bli større enn ønsket.

Metoden krever omfattende bruk av vaskekemikalier, krever høye driftstrykk og er avhengig av utbytting av membraner etter en viss tid (5 – 10 år). Metoden er derfor å anse som dyr ($\text{kr/m}^3_{\text{behandlet vann}}$) i kapitalisert kostnad og benyttes mest på små anlegg (< 10.000 pe).

Metoden er tilnærmet uavhengig av råvannets farge og den egner seg derfor godt der fargetallet er særlig høyt (se avsnitt 5.3). Innhold av finpartikulært materiale (leirpartikler, breslam etc.) bidrar sterkt til beleggdannelse på membranen og metoden egner seg best der turbiditeten er lav (< 0,5 NTU). Hvis ikke, bør vannet forbehandles på en slik måte at finpartikulært materiale (> 1 μm) fjernes.

Det er en utfordring å kunne sikre at membranen til enhver tid er intakt. Om det ikke er det, vil barriereeffekten reduseres drastisk.

Benyttes membran(nano)filtrering for fargefjerning er det mest hensiktsmessig å benytte marmorfilter eller tilsetning av vannglass som etterbehandling.

Driftserfaringer med metoden er beskrevet i Hem og Thorsen (2008).

13.3.2.4. Ozonering/biofiltrering

Denne metoden kan fjerne fargen godt (er avhengig av ozon-dosen) og turbiditet rimelig godt. Metoden gir kun en moderat (10 – 30 %) fjerning av total organisk karbon. Ozoneringen produserer biologisk nedbrytbart organisk karbon (BDOC) som forutsettes fjernet (ned til 0,15 – 0,2 mg BDOC/l) i anlegget. Dersom anlegget ikke er korrekt dimensjonert og drevet, kan innholdet av BDOC i utløpsvannet bli så høyt at det forårsaker biologisk vekst på ledningsnettet.

Jern og mangan som måtte finnes i vannet vil oksideres, felle ut og separeres, spesielt i anlegg der marmorfilter benyttes (se figur 5.3.b), der pH er gunstig for dette.

De relativt høye dosene av ozon som benyttes, gir en god fjerning av lukt og smak og kan også forventes å gi en viss fjerning av enkelte organiske mikroforurensninger. Dette er imidlertid avhengig av hvilket stoff det er snakk om.

Ozon gir ved de doser som benyttes ved ozonering/biofiltrering, svært god inaktiverings-effekt for bakterier, virus og parasitten *Giardia* og en viss inaktivering av parasitten *Cryptosporidium*. Den samlede inaktiveringseffekten (UV-desinfeksjon, ozon-desinfeksjon og partikkel-separasjon) vil kunne gi tilstrekkelig barriere-effekt – vurdert etter MBA-veiledningen (Ødegaard et al., 2014).

Benyttes ozonering/biofiltrering til fargefjerning er det mest hensiktsmessig å benytte marmorfilter (med foregående CO₂-tilsetning) før dybdfilteret (se figur 5.3.b).

Driftserfaringer med metoden er beskrevet i Eikebrokk og Gjerstad (2015).

13.3.2.5. Sorpsjonsmetoder – ionebytting og adsorpsjon på aktivt kull

Både ionebytting og adsorpsjon på aktivt kull kan benyttes for denne type vannkilde, men spesielt aktivt kull er ikke å anbefale som eneste metode for fjerning av humus. Dette skyldes den lave adsorpsjonskapasiteten som erfares pga. at store adsorberte humusmolekyler blokkerer de fine porene i aktivt kull. Som etterbehandling (etter andre humus-fjerningsmetoder) kan aktivt kull med fordel benyttes for å fjerne lukt og smak og organiske mikroforurensninger (se kap. 7 og kap. 10).

Ionebytting er benyttet på små vannverk, men andre metoder anses mer hensiktsmessige. Dette skyldes den relativt kompliserte driften av ionebytter-anlegg (se avsnitt 5.5) med bruk av regenereringskjemikalier samt behovet for disponering av brukt regenereringsløsning.

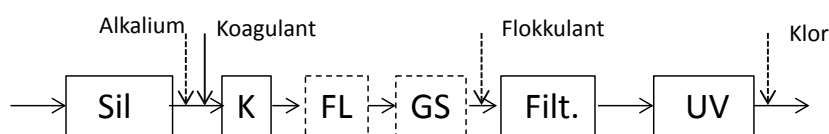
13.3.3. Oppbygning av behandlingsanlegg

Det kan være mange mulige kombinasjoner av enhetsprosesser, men basert på valget av metode for fargefjerning, trekkes her frem de mest naturlige alternativer.

13.3.3.1. Anlegg basert på koaguleringsanlegg for fargefjerning

I figur 13.4 er vist typisk oppbygning av anlegg for vann fra moderat humuspåvirkede innsjøer (fargetall i råvann: 15 – 40 mg Pt/l) basert på koagulering/filtrering

K – koagulering, Fl – flokkulering, GS – grovseparasjon (sedimentering/flotasjon), Filt.-filtrering, UV – UV-bestråling. Stiplede bokser og piler betyr at det indikerte kan (men ikke nødvendigvis) forekomme.



Figur 13.4 Oppbygning av anlegg for vann fra moderat humuspåvirkede innsjøer (fargetall i råvann: 15 – 40 mg Pt/l) basert på koagulering/filtrering. Korrosjonskontroll alternativer ikke vist – se kap. 12.

De fleste anlegg for denne vannkilde-typen vil være oppbygget uten grovseparasjonssteg – som direkte eller kontakt-filtreringsanlegg (se figur 4.1). Dersom doseringsbehovet er > 2,5 mg Al/l eller > 5,0 mg Fe/l (tilsvarer koagulant-behovet ved et fargetall på ca. 40 mg Pt/l i humusvann med lav turbiditet), bør man overveie å inkludere grovseparasjonssteg. Ved doseringsbehov > 3,0 mg Al/l eller > 6,0 mg Fe/l (tilsvarer koagulant-behovet ved et fargetall på ca. 50 mg Pt/l i humusvann med lav turbiditet) anbefales bruk av grovseparasjon.

Dersom grovseparasjon inkluderes, kan både sedimentering (se avsnitt 4.5) og flotasjon (se avsnitt 4.6) benyttes. Begge disse grovseparasjonsmetodene vil kunne gi en SS-belastning på etterfølgende filter på < 2 mg SS/l. Dette vil bidra til betydelig lengre filtergangtider for filteret enn uten grovseparasjon.

Filteret kan være basert på alle typer dybdefilter (se avsnitt 4.7) eller membran(UF eller MF)-filtrering (se avsnitt 4.8). Bruk av ultrafiltrering vil gi noe mer robust mikrobiell barriere enn dybdefiltrering.

For å forbedre barriere effekten, spesielt overfor virus, kan det være aktuelt å dosere klor i tillegg til UV-bestråling.

Alle metoder for korrosjonskontroll som er omtalt i kap. 12 kan benyttes i kombinasjon med denne filteroppbygningen (ikke inntegnet i figur 13.4). De metodene som er nevnt i avsnitt 12.3 (kombinert koagulering/filtrering) er særlig egnet dersom man ønsker å benytte karbonatisering for korrosjonskontroll.

13.3.3.2. Anlegg basert på membran(nano)filtrering for fargefjerning

I figur 13.5 er vist skjematisk oppbygning av anlegg for vann fra moderat humuspåvirkede innsjøer (fargetall i råvann: 15 – 40 mg Pt/l) basert på fargefjerning med membran(nano)filtrering.

Som forbehandling kan mikrosil eller sandfiltrering benyttes. Mikrosilen bør ha poreåpning ≤ 50 µm – helst ≤ 10 µm.

Membranfiltersteget kan både være basert på spiralmembraner (vanligst) og hulfiber-membraner. Man må påregne bytting av membraner minst hvert 10 år.

MemF – membran(nano)filtrering, UV – UV-bestråling.



Figur 13.5 Oppbygning av anlegg for vann fra moderat humuspåvirkede innsjøer(fargetall i råvann: 15 – 40 mg Pt/l) basert på membran(nano)filtrering. Korrosjonskontroll alternativer ikke vist – se kap.12.

I denne typen anlegg synes bruk av marmorfilter i etterkant av membranfilteret eller tilsetning av vannglass å være mest hensiktsmessig for korrosjonskontroll.

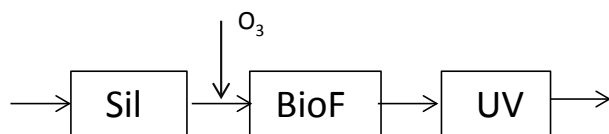
Metoden er særlig egnet for vann fra sterkt humuspåvirkede innsjøer og tjern (se avsnitt 13.4).

Driftserfaringer med metoden er beskrevet i Hem og Thorsen (2008).

13.3.3.3. Anlegg basert på ozonering/biofiltrering for fargefjerning

I figur 13.6 er skjematisk vist typisk oppbygning av anlegg for vann fra moderat humuspåvirkede innsjøer basert på ozonering/biofiltrering for fargefjerning.

O₃ – ozonering, BioF – biofilter (ett-trinns eller to-trinns), UV – UV-bestråling



Figur 13.6 Skjematisk oppbygning av anlegg for vann fra moderat humuspåvirkede innsjøer basert på ozonering/biofiltrering. Korrosjonskontroll alternativer er ikke vist – se kap.12.

Som forbehandling til denne anleggsoppbygningen er det tilstrekkelig med lysåpning i finsil-området (0,1 – 0,4 mm) for denne vanntypen.

Ozon tilsettes vanligvis via en injektor til et rør som utgjør kontakt-tanken og fører det ozonholdige vannet til en korrekt dimensjonert reaksjonstank der ozon dekomponeres og primært oksygen bobles ut. Kontakt-/reaksjonstank må være lukket for å forhindre at ozonholdig gass kommer inn i rommet. Gassavdraget ledes ut via en ozon-destruksjonsenhet.

Oppholdstiden i vannet før det når biofilteret må være tilstrekkelig til at all ozon er forbrukt før vannet når biofilteret (se avsnitt 5.4.4.2).

Biofilter-anlegget kan oppbygges i to eller ett trinn (se figur 5.3). Ved å benytte to-trinns-anlegg med marmor-filter i første trinn (se figur 5.3.b), oppnås pH-kontroll samt korrosjonskontroll gjennom karbonatisering. Alternativt kan man bruke et grovt filtermedium (plastlegemer, Filtralite) i første trinn med alkali-tilsetning foran for pH-kontroll dersom korrosjonskontroll ikke ansees å være påkrevet (ledningsnett i plast) eller dersom man velger vannglasstilsetning for korrosjonskontroll.

Dersom man benytter kombinert biofilter og separasjonsfilter (se figur 5.3.c) er det hensiktsmessig å bruke fler-medium filter med et grovt filterlag (antrasitt, Filtralite eller tilsvarende) over et finere lag (i nedstrøms filter varianten) eller et en-media (f.eks. Filtralite) med stor variasjon i kornstørrelse (i oppstrøms filter varianten).

Dersom man benytter aktivt kull i hele eller deler av filtersengen, vil man oppleve svært god humusfjerning (som TOC) i starten pga. adsorpsjon, men denne vil avta til normale nivåer etter at adsorpsjonsplassene blir opptatt av humusmolekyler. Deretter vil ikke adsorpsjonen spille noen rolle i fjerningen av TOC.

Fordelen med å benytte to-trinns biofilteranlegg, er at man får bedre kontroll på biomassen som skal forestå nedbrytningen. Biofiltertrinnet vil kunne tilbakespyles langt sjeldnere enn separasjonstrinnet slik at en større biomasse blir tilgjengelig for nedbrytningen. Dette gir en mer robust løsning.

Driftserfaringer med metoden er beskrevet i Eikebrokk og Gjerstad (2015).

13.4. Behandling av vann fra sterkt humuspåvirkede innsjøer

Dette er en type vannkilde som ofte må benyttes (i mangel på bedre) ved små vannverk i Norge.

13.4.3.1. Typisk vannkvalitet

Vannet er normalt bløtt (< 5 mg Ca/l) med lav alkalitet ($< 0,5$ mekv/l). Fargetallet ligger typisk i området 40 – 100 mg Pt/l, og innholdet av organisk stoff i området 4 – 7 mg C/l og det er typisk at fargetallet (og TOC) varierer mye over året, med de høyeste verdiene på sensommer og høst og de laveste på vinteren og våren. Turbiditeten i slike vannkilder er vanligvis lav (< 1 NTU) men kan påvirkes av kraftig nedbør. Denne vannkilde-typen er også vanligvis utsatt for mikrobiell forurensning fra mennesker og dyr og ettersom innsjøen vanligvis er liten og oppholdstiden kort vil en forurensning i nedslagsfeltet påvirke kvaliteten på inntaksvannet til vannverket raskt.

Det er ikke uvanlig at vann fra denne kildetypen avgir en jordaktig lukt og smak.

13.4.1. Valg av behandlingsmetode

Målet med behandlingen er, som oftest, først og fremst å fjerne farge og sikre tilstrekkelige hygieniske barrierer. I tillegg til fargefjerningen kan det være ønske om å behandle vannet med tanke på å minimere korrosjon på ledningsnettet (korrosjonskontroll), selv om mange av de små anleggene har ledningsnett i overveiende plastmateriale slik at korrosjonskontroll ansees for å være mindre viktig.

Det er i hovedsak to metoder som er aktuelle for denne type vannkilde:

- Anlegg basert på koagulering/filtrering
- Anlegg basert på membran(nano)filtrering

Ozonering/biofiltrering anbefales ikke som behandlingsmetode for fjerning av humus for denne vannkildetypen.

13.4.1.1. Forbehandling

Finsiler (lysåpning 0,1 – 0,4 mm) benyttes for å hindre at større partikler som småfisk, løv etc. kommer inn i ledningsnettet.

13.4.1.2. Anlegg basert på koagulering for fargefjerning

Koaguleringsanlegg for denne type vannkilde blir som beskrevet for anlegg for moderat humuspåvirkede innsjøer (se avsnitt 13.3.2.2) – med den forskjell at det anbefales at det alltid benyttes et grovseparasjonssteg foran filteret (ved fargetall > 40 i middel) for å øke robustheten i anlegget (færre filterspylinger etc.)

Variasjonen i råvannskvalitet er en særlig utfordring i koaguleringsanlegg for denne vannkildetypen, særlig fordi prosessen krever styring av koaguleringsdose og -pH.

Alle metoder for korrosjonskontroll som er omtalt i kap. 12 kan benyttes i kombinasjon med denne anleggsoppbyggingen. De metodene som er nevnt i avsnitt 12.3 (med kombinert koagulering/filtrering) er særlig egnet dersom man ønsker å benytte karbonatisering for korrosjonskontroll. Ved små anlegg (som gjerne er de som må ta til takke med denne vannkildetypen) synes bruk av vannglasstilsetning å være mest hensiktsmessig.

13.4.1.3. Anlegg basert på membran(nano)filtrering for fargefjerning

Også membranfiltreringsanlegg (basert på nanofiltrering) for denne type vannkilde blir i hovedsak som for anlegg for moderat humuspåvirkede innsjøer (se avsnitt 13.3.2.3). Det er mindre å holde styring med i driften av membran-anlegg enn koaguleringsanlegg, og denne metoden er derfor mindre påvirket av raske variasjoner i råvannskvalitet. I denne typen anlegg synes tilsetning av vannglass å være den mest hensiktsmessige metoden for korrosjonskontroll. Alternativet er marmorfilter nedstrøms membran(nano)filter.

Driftserfaringer med metoden er beskrevet i Hem og Thorsen (2008).

13.4.2. Oppbygning av behandlingsanlegg

I hovedsak blir oppbygningen av anlegg for sterkt humuspåvirkede innsjøer og tjern med de anbefalte metoder tilsvarende den for anlegg for moderat humuspåvirkede innsjøer – se avsnitt 13.3.

13.4.2.1. Anlegg basert på koagulering for fargefjerning

Typisk anleggsoppbygning er vist i figur 13.4. Det anbefales imidlertid at det benyttes et grovseparasjonssteg foran filteret (ved fargetall > 40 i middel) for å øke robustheten i anlegget (færre filterspylinger etc.).

13.4.2.2. Anlegg basert på membran(nano)filtrering for fargefjerning

Typisk anleggsoppbygning er vist i figur 13.5.

13.5. Behandling av vann fra eutrofierte innsjøer

13.5.1. Typisk vannkvalitet

Det er ikke uvanlig at vannverk må velge vannkilder som ligger i næringsstoffbelastede nedslagsfelt som fører til algebelastede vannkilder. Frittsvevende alger representerer en stor partikkelmengde og kan samtidig gi opphav til algeprodusert lukt og smak på vannet og utskillelse av algetoksiner. Vannet kan også være humusholdig.

Vannet kan inneholde kjemiske forurensninger fra jordbruksdrift (pesticider av ulike slag) og kan ha høyt nitrat- eller ammonium-innhold pga. gjødsling av jordsmonn rundt innsjøen.

Denne type vannkilde krever derfor omfattende behandling – ikke ulik den som kreves for forurensningsbelastede elver.

13.5.2. Valg av behandlingsmetode

Det er vanlig å benytte et koaguleringsanlegg (se avsnitt 4.2) som stammen i anlegget, ofte med grovseparasjon (spesielt flotasjon) og i tillegg inkludere et steg med adsorpsjon (brukt alltid eller tidvis) (se avsnitt 7.2 og 10.2) gjerne kombinert med kjemisk oksidasjon (f.eks. basert på ozon) (se avsnitt 7.3 og 10.2) for fjerning av lukt og smak og algetoksiner.

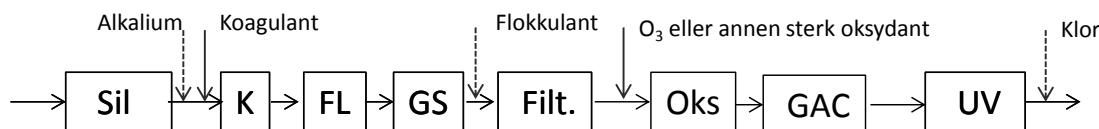
13.5.3. Oppbygning av behandlingsanlegg

Det kan være mange varianter for oppbygning av behandlingsanlegg for denne vanntypen, men én som skulle møte de fleste utfordringene man kan forvente å møte er vist i figur 13.7.

Koaguleringsanlegget bygges opp på samme måte som anlegg for behandling av vann fra elver (se avsnitt 13.6), dvs. med grovseparasjonssteg. For denne type vannkilde er flotasjon spesielt godt egnet. Man kan selvsagt benytte anlegg uten grovseparasjonssteg (direkte- eller kontaktfiltreringsanlegg) dersom algekonsentrasjonen/partikkelinnholdet er relativt sett lav eller er høy kun i kortere perioder (med algeoppblomstring). Man må da benytte fler-media filter med spesielt grovt filtermedium med første filterlag for å kunne ta imot store slammengder i perioder uten at gangtiden blir uakseptabelt lav.

For å kunne håndtere lukt og smaksproblemer og evt. algetoksiner bør anlegget inneholde et aktivkull-steg fortrinnsvis kombinert med tilsetning av oksidasjonsmiddel. Det finnes flere varianter av oksidasjonsløsninger. Det vanligste i den oppbygning som er vist i figur 13.7, er tilsetning av ozon.

K – koagulering, FL – flokkulering, GS – grovseparasjon (sedimentering/flotasjon), Filt.-filtrering, Oks – oksidasjonsreaksjonsbasseng, GAC – granulært aktivt kull filter UV – UV-bestråling. Stiplede bokser og piler betyr at det indikerte kan (men ikke nødvendigvis må) foreligge.



Figur 13.7 Skematisk oppbygning av behandlingsanlegg for eutrofierte innsjøer. Korrosjonskontroll alternativer er ikke vist – se kap. 12.

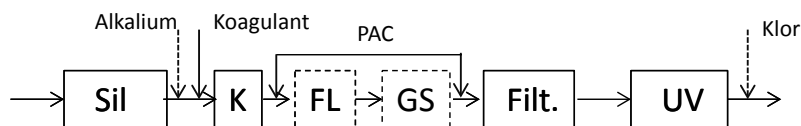
Det kan imidlertid også være aktuelt å benytte avanserte oksidasjonsprosesser, f.eks. UV/H₂O₂-behandling, som i så fall vil overflødig-gjøre UV-bestråling som siste enhetsprosess.

Den mikrobielle barriere-effekten fra denne type anlegg vil være svært god med barriere-kreditt bidrag både fra koaguleringssteget, fra oksidasjonssteget og fra desinfeksjonssteget.

Dersom lukt og smak er et sesongmessig problem (under algeoppblomstring) kan det være mer aktuelt å benytte pulver aktivt kull som da mest hensiktsmessig tilsettes til flokkuleringsbassenget (evt. før filteret) i den tid av året da lukt- og smaksproblemene forekommer.

I figur 13.8 er vist eksempel på oppbygning i en slik situasjon der man evt. benytter direkte- eller kontaktfiltrering og utelater oksidasjonstrinnet.

K – koagulering, FL – flokkulering, GS – grovseparasjon (sedimentering/flotasjon), PAC – pulver aktivt kull, Filt.-filtrering (dybde- eller membran(UF/MF)-filtrering), UV – UV-bestråling. Stiplede bokser og piler betyr at det indikerte kan (men ikke nødvendigvis må) foreligge.



Figur 13.8 Skematisk oppbygning av behandlingsanlegg for eutrofierte innsjøer der lukt og smak bare tidvis er et problem. Korrosjonskontroll alternativer er ikke vist – se kap. 12.

Alle metoder for korrosjonskontroll, som er omtalt i kap. 12, kan benyttes der ledningsnettet tilsier slik at korrosjonskontroll bør inkluderes. Ettersom koaguleringsanlegg normalt vil være en del av prosessoppbygningen vil de metoder som kombinerer koaguleringsanlegg og korrosjonskontroll (se avsnitt 12.3) være spesielt egnet.

13.6. Behandling av vann fra elver og bekker

13.6.1. Typisk vannkvalitet

Elver er ofte leirførende med (til tider) høy turbiditet og høyt fargetall. De er også svært ofte resipient for kommunalt og industrielt avløpsvann, og derfor mikrobielt og kjemisk forurensede. Forurensning fra kommunalt avløp kan dessuten gi høyt innhold av lett nedbrytbart organisk stoff. Industriutslipp og landbruksavrenning kan i tillegg gi påvirkning av både uorganiske (tungmetaller) og organiske mikroforurensninger (pesticider, løsningsmidler etc.). Landbruks-avrenning kan i tillegg til å gi grobunn for algevekst, også gi høye konsentrasjoner av nitrat.

Mens mange vannverk i andre land må ta til takke med slike dårlige drikkevannskilder, er det mindre vanlig å benytte slike vannkilder i Norge, men Glomma er, for eksempel, vannkilde for store vannverk.

13.6.2. Valg av behandlingsmetode

Denne type vannkilder krever omfattende vannbehandling som tar sikte på å fjerne partikler, både uorganiske (leirkolloider), organiske (alger og bakterier), humus, organiske mikroforurensninger (pesticider, industrielle miljøgifter etc.), lukt og smaksfremkallende stoffer og løste uorganiske stoffer (nitrater, fosfater, tungmetaller etc.). I tillegg må vannet forbehandles (siles), desinfiseres og vanligvis gjennomgå korrosjonskontroll.

13.6.3. Oppbygning av behandlingsanlegg

For denne type vannkilde benyttes normalt et koaguleringsanlegg som stamme, med grovseparasjonssteg (flotasjon, lamellsedimentering eller lignende) før filtreringssteget. Normalt vil man også inkludere et aktivt kull steg kombinert med oksidasjon for å ta hånd om organiske mikroforurensninger og fjerning av lukt og smak, dvs. den samme oppbygning som et anlegg for eutrofierte innsjøer. Oppbygningen blir derfor tilsvarende den som er anvist i figur 13.7.

Det er typisk for denne type vannverk at man bruker mange prosesser hvor den ene kan være «back-up» dersom noe skulle hende med den andre.

På grunn av den utfordrende mikrobielle situasjonen benyttes vanligvis klor som sluttdesinfeksjon, i tillegg til UV-desinfeksjon for å sikre den hygieniske barrierevirkning mot adenovirus.

Alle metoder for korrosjonskontroll, som er omtalt i kap. 12, kan benyttes der ledningsnettets tilsier slik at korrosjonskontroll bør inkluderes. Ettersom koaguleringsanlegg normalt vil være en del av prosessoppbygningen vil de metoder som kombinerer koaguleringsanlegg og korrosjonskontroll (se avsnitt 12.3) være spesielt egnet.

13.7. Behandling av grunnvann fra brønner i løsmasser

Med grunnvann i løsmasser inkluderes her både «genuint» grunnvann og grunnvann som er skapt gjennom infiltrasjon av overflatevann i løsmasser (inkludert elvebankinfiltrasjon).

13.7.1. Typisk vannkvalitet

Grunnvann fra løsmasser er ofte av god kvalitet som følge av de prosesser (biologiske, fysiske og kjemiske) som foregår ved vannets passasje gjennom grunnen.

Vanligvis er innholdet av potensielt patogene mikroorganismer lavt. Passasjen gjennom løsmasseavsetningen gir derfor en hygienisk barrierevirkning dersom oppholdstiden i grunnen er tilstrekkelig lang (se MBA-veiledningen, Norsk Vann-rapport 209/2014). Normalt må imidlertid vannet også desinfiseres for å sikre tilstrekkelige hygieniske barrierer.

Grunnvann fra løsmasser har ofte for høyt innhold av jern- og/eller mangan, og det er ofte oksygenfattig. Ofte har vannet dessuten for høyt innhold av aggressiv CO₂. Det kan ha for høy hardhet, men problematisk høy hardhet er sjelden i Norge. Det er vanligere i grunnvann i fjell (se avsnitt 13.8)

13.7.2. Valg av behandlingsmetode

Grunnvannsverk av denne typen har ofte kun behov for desinfeksjon og oksygenering. I mange tilfeller er imidlertid fjerning av aggressiv CO₂ nødvendig, og ganske mange grunnvannsverk trenger å fjerne jern og mangan.

Det kan også være behov for fjerning av lukt og smak (f.eks. forårsaket av sulfid), radionukleider (primært radon) og i sjeldne tilfeller nitrogenforbindelser (primært nitrat – i enkelthusbrønner i landbruksdistrikt).

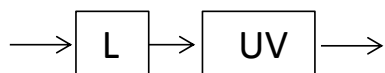
13.7.3. Oppbygning av behandlingsanlegg

13.7.3.1. Anlegg for oksygenering, CO₂-avdrivning og desinfeksjon

Anlegg for denne type vannkilde (som ikke har andre behandlingsbehov) blir svært enkle, typisk som vist i figur 13.9.

Anlegg for behandling av grunnvann har ikke behov for sil for forbehandling ettersom vannet ikke vil inneholde større artikler.

L = luftningsanlegg, UV – UV-bestråling.



Figur 13.9 Typisk oppbygning av anlegg for grunnvann i løsmasser som ikke trenger jern- og/eller manganfjerning. Korrosjonskontroll alternativer er ikke vist – se kap 12.

Luftteanlegget må være slik utformet og dimensjonert at man både oppnår oksygenering og CO₂-avdrivning, dersom det også er behov for det siste (se avsnitt 12.2.1). Boble-/plate-luftere vil egne seg godt for formålet, men også andre typer av luftere kan benyttes (se avsnitt 8.2.3).

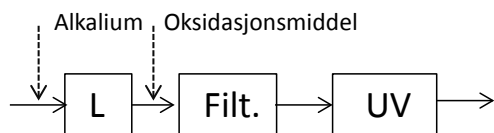
Riktig dimensjonert vil luftingen også gi god fjerning av H₂S (lukt og smak) og radon – dersom det skulle være et problem.

Pga. den mikrobielle barriere-effekt som passasje gjennom grunnen gir, vil UV-desinfeksjon alene normalt gi tilstrekkelig barriere effekt for denne type vannkilde. Normalt brukes marmorfilter eller tilsetning av vannglass for korrosjonskontroll i slike anlegg. I så fall bør marmorfilteret plasseres før UV mens vannglass må tilsettes etter UV.

13.7.3.2. Anlegg for fjerning av jern og mangan (evt. i tillegg til det som er nevnt i 13.7.3.1)

Anlegg for fjerning av jern- og mangan kan enten være basert på utfelling (se figur 13.10), oksidasjon/sorpsjon i grønsandfilter (se figur 13.11) eller biofiltrering (se figur 13.12).

L = luftningsanlegg, Filt – filteranlegg, UV – UV-bestråling. Stiplede piler betyr at det indikerte kan (men ikke nødvendigvis må) foreligge

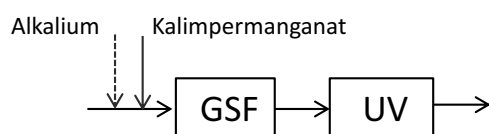


Figur 13.10 Anlegg for fjerning av jern og mangan i grunnvann basert på utfelling. Korrosjonskontroll alternativer er ikke vist – se kap 12.

I anlegg basert på utfelling må vannet vanligvis tilsettes et alkalium for å få pH tilstrekkelig opp (pH = 7,5 – 8) til at oksidasjonen gjennom lufting går tilstrekkelig fort (se avsnitt 9.2.2). Dersom det er behov for å fjerne mangan må pH økes til > 9 eller man må tilsette et kraftigere oksidasjonsmiddel (f.eks. O₃, ClO₂, KMnO₄ eller H₂O₂) før filteret.

Ettersom slamproduksjonen ved utfelling av jern og mangan er beskjedent, blir filtergangtiden lang – selv i en-media filtre. Det anbefales likevel å benytte to-media filtre eller oppstrøms en-media filtre (se avsnitt 4.7.3).

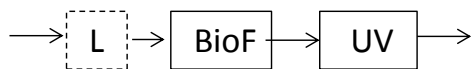
GSF = grønsandfilter, UV – UV-bestråling



Figur 13.11 Oksidasjon/sorpsjon i grønsandfilter. Korrosjonskontroll alternativer er ikke vist – se kap. 12.

Bruk av grønnssandfilter (se avsnitt 9.2.3) er begrenset til små anlegg der mangan er et problem (evt. i tillegg til jern). Normalt behøver ikke alkalium tilsettes, men når pH < 6,5 bør pH korrigeres til ca. 7.

L = luftningsanlegg, BioF = biofilter, UV = UV-bestråling



Figur 13.12 Fjerning av jern og mangan i biofilter. Korrosjonskontroll alternativer er ikke vist – se kap. 12.

Når jern og mangan fjernes i biofilter (se avsnitt 9.2.4) er det som oftest nødvendig å lufte vannet først (også for å oppnå det som er nevnt i avsnitt 13.7.3.1). Det er imidlertid normalt ikke behov for noen kjemikalietilsetning.

13.8. Behandling av vann fra fjellbrønner

13.8.1. Typisk vannkvalitet

Grunnvann fra fjellbrønner må forutsettes å ha en langt dårligere kvalitet enn grunnvann fra løsmasser – spesielt må man forutsette at den hygieniske kvaliteten er dårligere.

Den fysisk/kjemiske kvaliteten på grunnvann fra fjellbrønner er svært avhengig av geologien i berggrunnen som brønnen er plassert i. Noen fjellbrønner kan gi liknende kvalitet som grunnvann i løsmasser men ofte er vannets oppholdstid i grunnen liten (pga. slepper og sprekker i fjellet) slik at vannet mer ligner omliggende overflatevann.

Den mikrobielle kvaliteten i vann fra fjellbrønner kan ofte være dårlig dersom løsmasse-overdekningen er tynn. Særlig gjelder dette for brønner med dårlig teknisk utforming, som manglende tetting mellom brønnrør og borehull samt ufullstendig overflatevanndrenering rundt brønntopp.

Vannet kan ha høyt jern og manganinnhold samt relativt høyt mineralinnhold generelt, som gir forhøyet hardhet og høy alkalitet og i sjeldnere tilfeller for høyt innhold av radon, uran og fluorid avhengig av berggrunn.

13.8.2. Valg av behandlingsmetode

Valg av behandlingsmetode for grunnvann i fjell ganske lik den for grunnvann i løsmasser (se avsnitt 13.7). Forskjellen er at barriere-kreditten som kan oppnås er mindre enn for løsmasse-anlegg og derfor at kravet til mikrobielle barrierer er større.

Dette kan innebære at UV-desinfeksjon alene ikke er tilstrekkelig og at man må legge inn mer omfattende mikrobielle barrierer, f.eks. gjennom ytterligere desinfeksjonstiltak (kjemisk desinfeksjon og eller partikkelseparasjon). Dette må vurderes i hvert enkelt tilfelle.

Dessuten er det mer vanlig at grunnvann fra fjellbrønner er hardt og at tiltak for fjerning av hardhet kan være påkrevet. Normalt vil det skje ved ionebytting (se avsnitt 9.3.3) i små anlegg og utfelling i pellet-reaktor i store anlegg (se avsnitt 9.3.2).

13.8.3. Oppbygning av behandlingsanlegg

Oppbyggingen av behandlingsanlegg for vann fra fjellbrønner vil være lik den fra løsmasser dersom kvaliteten mest kan sammenlignes med denne og fra omliggende overflatevann dersom kvaliteten mest kan sammenlignes med dette. Vann fra fjellbrønner må alltid desinfiseres, vanligvis med UV.

Særlig skal man være oppmerksom på et potensielt behov for fjerning av radionukleider og hardhet.

13.9. Behandling av saltvann (havvann og brakkvann)

Med saltvann menes her havvann og brakkvann som er påvirket av havvann, f.eks. ved havvannsinntrengning til grunnvann som benyttes til drikkevann. Begge vanntypene har betydelig høyere saltinnhold enn ferskvann og omtales derfor sammen her.

Det er meget sjelden at havvann benyttes til vannforsyning i Norge. Det kan imidlertid forekomme at dette er den mest hensiktsmessige vannkilde for noen bosettinger på øyer langs kysten og på installasjoner til havs utenfor norskekysten.

Brakkvann oppstår først og fremst der havvann trenger inn til grunnvannet i grunnvannsforsyninger langs kysten. Dette er en sterkt uønsket situasjon som bør unngås, men har det engang skjedd kan det være aktuelt å benytte vannkilden fortsatt – men nå betraktet som en saltvannskilde.

13.9.1. Typisk vannkvalitet

Det som primært skiller havvann og brakkvann fra ferskvann er det høye saltinnholdet. Vannet har dessuten generelt et høyt mineralinnhold med høy alkalitet og hardhet. Vannet som er aktuelt å benytte til vannforsyning har normalt lavt partikkelinnhold men dette kan være høyere i havvann pga. algeoppblomstring i sjøen.

13.9.2. Valg av behandlingsmetode

Saltvann behandles med membranfiltrering gjennom omvendt osmose eller i fordampningsanlegg (destillasjonsanlegg). Begge metoder krever svært høyt energiforbruk og de kapitaliserte kostnadene for behandlingen er mange ganger høyere enn selv den mest omfattende behandling av ferskvann. Ved bruk av fler-trinns inndamper og vaku-um-destillasjon kan energiforbruket ved fordampning reduseres, men det vil likevel være høyere enn ved omvendt osmose, som har et energiforbruk (3–6 kWh/m³) som ligger langt over alle metoder som benyttes for behandling av ferskvann.

Avsaltet vann er farge-, partikkel og mikrobe-fritt og uten mineraler. Det smaker derfor ikke spesielt godt. Det er ikke uvanlig at man tilsetter stoffer for å bedre smaken.

13.9.3. Oppbygning av behandlingsanlegg

Oppbygningen av anlegg er avhengig av nødvendigheten av forbehandling og metode for avsalting. Dersom vannet har lav turbiditet (uforurensset og algefritt havvann eller saltpåvirket grunnvann) kan forbehandling utelates.

Svært ofte må imidlertid vannet som skal behandles i RO anlegg forbehandles. Det er da vanlig å bruke tradisjonelle koaguleringsanlegg (evt. basert på membranfiltrering) til dette.

Referanser

- Crittenden, J. C.; Trussel, R.R.; Hand, D.W.; Howe, K.J.; Tchobanoglous, G.; Borchardt, P.E.** (2012) *MWH's Water Treatment. Principles and Design*. Third Edition. John Wiley & Sons, Inc., USA
- Eikebrokk** (1998) *Optimalisering av koagulering-direktefiltrering for fjerning av naturlig organisk material fra drikkevann*. VAR-forskningsdagene, 98. Tapir Forlag. ISBN 82-519-1347-0
- Eikebrokk, B., Ræstad, C., Hem, L. J. og Gjerstad, K.O.** (2008) *Veiledning for UV-desinfeksjon av drikkevann*. Norsk Vann rapport 164/2008
- Eikebrokk, B.** (2012a) *Veiledning av drift av koaguleringsanlegg*. Norsk Vann rapport 188/2012
- Eikebrokk, B.** (2012b) *Håndbok for driftsoptimalisering av koaguleringsanlegg*. Norsk Vann rapport 189/2012
- Eikebrokk, B.** (2015) *NOM diagnostics for the assessment of source water treatability and treatment performance at water supply systems in Norway*. IWA Specialist Conference on Natural Organic Matter in Water, Malmö, Sweden, Sep. 7-10, 2015
- Eikebrokk, B. og Gjerstad K.O.** (2015) *Erfaringer med ozon-biofiltrering for behandling av drikkevann*. Norsk Vann rapport 211/2015
- Fløgstad, H.** (1984) *Behandling av humusvann med ozon*. Prosjektrapport 8/84. NTNf's Program for VAR-teknikk
- Folkehelseinstituttet** (2004) *Vannforsyningens ABC*. www.fhi.no
- Helse- og omsorgsdepartementet** (2001) *Forskrift om vannforsyning og drikkevann* (Drikkevannsforskriften) www.lovdata.no/cgi-wift/lldes?doc=/sf/sf/20011204-1372.html
- Hem, L.J. og Thorsen, T.** (2008) *Driftserfaringer med membranfiltrering*. Norsk Vann rapport 160/2008
- Mattilsynet** (2011) *Veiledning til Drikkevannsforskriften – revidert utgave*. www.mattilsynet.no/mattilsynet/multimedia/archive/00065/Veileder_til_forskri_65830a.pdf
- Mattilsynet** (2015) *Godkjente vannbehandlingsprodukter til drikkevann fra vannverk* www.mattilsynet.no/mat_og_vann/vann/vannverk/liste_over_godkjente_vannbehandlingskemikalier.1874/binary/Liste%20over%20godkjente%20vannbehandlingskemikalier
- USEPA** (2006) *Ultraviolet disinfection guidance manual for the final long term 2 enhanced surface water treatment rule*. EPA 815-R-06-007 <http://www.epa.gov/safewater/disinfection/lt2/compliance.html>
- Ødegaard, H., Brattebø, H. and Halle, O.** (1989) *Removal of humic substances by ion exchange*. *Advances in Chemistry Series*, No. 219, Chapter 45, ACS Books. Washington DC, USA
- Ødegaard, H., Rusten, B., Storhaug, S. og Paulsrud, B.** (2009) *Veiledning for dimensjonering av avløpsrensplanlegg*. Norsk Vann rapport 168/2009
- Ødegaard, H., Østerhus, S., Melin, E., and Eikebrokk, B.** (2010) *NOM removal technologies – Norwegian experiences*. *Drink. Water Eng. Sci.*, 3, 1-9, doi:10.5194/dwes-3-1-2010.
- Ødegaard, H., Østerhus, S.W. og Pott, B.-M.** (2014) *Veiledning i mikrobiell barriere analyse – revidert utgave av: Veiledning til bestemmelse av god desinfeksjonspraksis*. Norsk Vann rapport 209/2014
- Østerhus, S.W.** (1998) *Vannglass som korrosjonsinhibitor*. Norsk Vann rapport 88/1998
- Østerhus, S.W.** (1998) *Kalsiumkarbonatfilter for korrosjonskontroll*. Norsk Vann rapport 89/1998

Lærebøker og andre dimensjoneringsveiledninger

som er brukt i utarbeidelsen av veiledningen uten å bli referert til spesifikt i veiledningen med referanser til enkeltpublikasjoner

American Water Works Association (1999) *Water Quality and Treatment. A Handbook of Community Water Supplies*. Fifth Edition. McGraw Hill Inc., USA

Crittenden, J. C.; Trussel, R.R.; Hand, D.W.; Howe, K.J. ; Tchobanoglous, G.; Borchardt, P.E. (2012) *MWH's Water Treatment. Principles and Design*. Third Edition. John Wiley & Sons, Inc., USA

Degremont (1991) *Water Treatment Handbook*. Sixth Edition. Lavoisier Publ., Paris, Frankrike

De Moel, P.J.; Verberk, J.Q.J.C; van Dijk, J.C. (2006) *Drinking Water. Principles and Practices*. World Scientific Publishing Co. Ptc. Ltd. Singapore med tilhørende forelesningsnotateri kurset: Water treatment. Aeration and gas stripping: <http://ocw.tudelft.nl/fileadmin/ocw/courses/DrinkingWaterTreatment1/res00071/embedded/!4165726174696f6e20616e642047617320537472697070696e6732303037.pdf>

Droste, R.L. (1997) *Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment*. John Wiley & Sons, Inc., USA

Hendricks, D. (2011) *Fundamentals of water treatment unit processes: Physical, chemical and biological*. Taylor and Francis Group CRC Press, USA.

Japan Water Works Association (2012) *Design Criteria for Water Supply Facilities*. Chapter 5: Water Treatment Facilities. Japan Ministry of Health Labour and Welfare, Japan

Kawamura (2000) *Integrated Design and Operation of Water Treatment Facilities*. Wiley, New York, Masschelein, W.J. (1992) Unit processes in drinking water treatment. Marcel Dekker Inc., New York, USA

Montgomery, J.M. Consulting Engineers, Inc. (1985) *Water Treatment. Principles and Design*. John Wiley et Sons, USA

Water Supply Committee of the Great Lakes-Upper Mississippi River Board of State and Provincial Public Health and Environmental Managers (2012) *Recommended Standards for Water Works*. Health Research Inc., Health Education Services Division, Albany, New York, USA

Ødegaard (red) (2014) *Vann- og avløpsteknikk. 2. utgave*, Norsk Vann

TIDLIGERE UTGITTE RAPPORTER

2015	212	Veiledning for dimensjonering av vannbehandlingsanlegg
	211	Erfaringer med ozon-biofiltrering for behandling av drikkevann
	210	Veiledning for praktisering av selvkost
	209	Veiledning i mikrobiell barriere analyse
2014	208	Sikring av kvalitet på ledningsanlegg
	207	Stikkledninger – ansvar og teknisk utforming
	206	Biostabilitet i drikkevannssnett
	205	Bærekraftig forvaltning av VA-tjenestene
	204	Åpne flomveger i bebygde områder
	203	Fra driftsassistanter til regionale vannassistanter
	202	Microbial barrier analysis (MBA) – a guideline
	201	Anskaffelser i vannbransjen
	200	Håndtering av overvann fra urbane veger
	199	Etablering av gode VA-løsninger i spredt bebyggelse
2013	198	Organiske miljøgifter i norsk avløpsslam – Resultater fra undersøkelsen i 2012/13
	197	Avløpsanlegg Vurdering av risiko for ytre miljø
	196	Veiledning i tilstandskartlegging og fornyelse av VA-transportsystemer
	195	Sikkerhet og sårbarhet i driftskontrollsystemer for VA-anlegg
	B19	Varmepumper i drikkevannsforsyningssystem
	B18	Kranvannets kokebok for kommunikasjon
	B17	Investeringsbehov i vann- og avløpssektoren
	194	Energiiktig design og prosjektering av avløpsrenseanlegg
	193	Veiledning i dimensjonering og utforming av VA-transportsystem
	192	Veiledning for valg av riktige sensorer og måleutstyr i VA-teknikken
2012	191	Rettigheter til uttak av vann til allmenn vannforsyning
	190	Klimatilpasningstiltak innen vann og avløp i kommunale planer
	188	Veiledning for drift av koaguleringsanlegg
	C8	Omdømmeplattform og -strategi
	187	Kommunal overtakelse av vannverk organisert som andelslag eller samvirkeforetak
	186	Veiledning i omorganisering av andelsvannverk til samvirkeforetak
2011	185	Fett i avløpsnett. Kartlegging og tiltaksforslag
	184	Tilsyn med utslipp fra avløpsanlegg innen kommunens myndighetsområde
	183	Veiledning om regulering av VA-tjenester til næringsmiddelindustri
	182	Prøvetaking av avløpssvann og slam
	181	Veiledning i bygging og drift av drikkevannsbasseng
	180	Fjernavlesning av vannmålere
	179	Veiledning i utarbeidelse av kommunale gebyrforskrifter for vann og avløp
	B16	Veiledning for kartlegging av energibruk i VA-sektoren
	B15	Vannforskriftens økonomiske konsekvenser for kommunesektoren og avløpsanleggene
	C7	Forvaltningspraksis ved norsk dansikkerhet
2010	178	Grunnundersøkelser for infiltrasjon – mindre avløpsanlegg
	177	Drikkevannskvalitet og kommende utfordringer – problemoversikt og status
	176	Statlige gebyrer og avgifter på de kommunale VAR-tjenestene
	175	Vann og avløp for nye i bransjen – læreplan. E-læring og samlinger
	174	Hygienisering av avløpsslam. Langtidslagring og enkel rankekompostering. Resultater fra 3 års valideringstesting
	173	Veiledning for bruk av støpejernsrør
	B14	Klimatilpasningstiltak i VA-sektoren – forprosjekt
	B13	Silslam – mengder, behandlingsløsninger og bruksområder. Forprosjekt.
	172	Trykktap i avløpsnett
	171	Erfaringer med lekkasjekontroll
2009	170	Veileder til god desinfeksjonspraksis
	169	Optimal desinfeksjonspraksis fase 2
	168	Veiledning for dimensjonering av avløpsrenseanlegg
	167	Veiledning for kjøp av VA-kjemikalier
	166	Tiltak for å bedre fosforfjerningen på kjemiske renseanlegg
	165	Innsamlingsverktøy for vedlikeholdsdata
	B12	Drikkevann i media
	164	Veiledning for UV-desinfeksjon av drikkevann
	163	Veiledning for innhentning og evaluering av tilbud på analyseoppdrag
	162	Veiledning i klimatilpasset overvannshåndtering
2008	161	Helsemessig sikkert vannledningsnett
	160	Driftserfaringer med membranfiltrering
	159	Håndbok i kildeoppring i avløpssystemet
	158	Termoplastrør i Norge – før og nå
	B11	Økonomiske forhold i interkommunalt VA-samarbeid – praksis og kjøreregler
	B10	Vannkilden som hygienisk barriere
	B9	Utvikling av et system for spørreundersøkelser blant VA-kundene
	C6	I veien for hverandre – Samordning av rør og kabler i veigrunnen
	157	Organiske miljøgifter i norsk avløpsslam. Resultater fra undersøkelsen i 2006/07
	156	Veiledning for oljeutskilleranlegg
2007	155	Norm for merking og FDV-dokumentasjon i VA-sektoren
	154	Norm for tagkoding i VA-anlegg
	153	Norm for symboler i driftskontrollsystemer for VA-sektoren
	152	Veiledning for anskaffelse av driftskontrollsystemer i VA-sektoren
	151	Veiledning for vedlikeholdssystemer (FDV)
	150	Dataflyt – Klassifisering av avløpsledninger
	B8	Forprosjekt energinettverk i VA-sektoren
	B7	Sandnesmodellen. Eksempel på system for kommunikasjon og virksomhetsstyring
	149	Tilførsel av industrielt avløpssvann til kommunalt nett. Veiledning
	148	Veiledning i utarbeidelse av prøvetakingsprogrammer for drikkevann
2006	147	Optimal desinfeksjonspraksis for drikkevann
	146	Bærekraftig vedlikehold. Betraktninger av utvalgte problemstillinger knyttet til langsiktig forvaltning av vannledningsnett
	B6	Kommunikasjonsstrategi for NORVAR og norske vann og avløpsverk
	B5	Utslipp fra bilvaskehaller
	B4	Vannkvalitet i ledningsnett – Problemoversikt og status. Forprosjekt.
	B3	Kvalitetsheving av nye VA-ledningsanlegg. Kartlegging og tiltaksforslag
	C5	Økt sikkerhet og beredskap i vannforsyningen – veiledning
	C4	Effekter av bruk av matavfallsvernere på ledningsnett, renseanlegg og avfallsbehandling
	145	Inspeksjonsmanual for avløpssystemer. Del 1 – Ledninger
	144	Veiledning i overvannshåndtering (Erstattet av 162/08)
2005	143	Kartlegging av mulig helserisiko for abonnenter berørt av trykkløst vannledning ved arbeid på ledningsnettet
	142	NORVARs benchmarkingsprosjekt 2004 Presentasjon av målesystem og resultater for 2003 ed analyse av datamaterialet
	B2	PressurePuls for deteksjon av lekkasje på vannledninger.
	C3	Samarbeid om økt bruk av avløpsslam på grøntarealer
	141	Trenger Norge en VA-lov? Drøfting av behovet for en egen sektorlov for vann og avløp
	140	NORVARs videre arbeid med slam. Strategisk plan for prosjektvirksomhet, informasjon og kommunikasjon. Forprosjekt
	139	Erfaringer med kloring og UV-stråling av drikkevann
	138	Veiledning for kontrahering av rådgivnings- og prosjekteringstjenester innen VAR-teknikk. Revidert utgave
	137	Veiledning i bygging og drift av drikkevannsbasseng (Erstattet av 181/2011)
	136	Hygienisk barrierer og kritiske punkter i vannforsyningen: Hva har gått galt?
2004	135	Vannledningsrør i Norge. Historisk utvikling. 26 dimensjonstabeller
	134	VA-JUS. Etablering og drift av vann- og avløpsverk sett fra juridisk synsvinkel (Erstattet av boken Vann- og avløpsrett (2010) og nettportalen va-jus.no)
	B1	Effektive VA-organisasjoner og tilfredse brukere. Forprosjekt
	C2	Stoff for stoff – kilde for kilde. Kvikksølv i avløpsnettet
	133	IT-strategi for VA-sektoren. Veiledning
	132	Forslag til nytt system for prosjektvirksomheten i NORVAR
	131	Effektivisering av avløpssektoren
	130	Gjenanskaffelseskostnadene for norske VA-anlegg
	129	Rørinspeksjon med videokamera. Veiledning/rapportering hovedledninger
	C1	Sårbarhet i vannforsyningen
2003	128	Bruk av resultatindikatorer og benchmarking i effektivitetsmåling av kommunale VA-virksomheter. Erfaringer og anbefalinger fra et prøveprosjekt
	127	Vassdragsforbund for Mjøsa og tilløpselvene – en samarbeidsmodell
	126	Organisering og effektivisering av VA-sektoren. En mulighetsstudie
	125	Mal for forenklet VA-norm
	124	Nødvendig kompetanse for legging av VA-ledninger. Læreplan for ADK 1
	123	Utslipp fra mindre avløpsanlegg. Veiledning for utarbeidelse av lokale forskrifter (Utgått)
	122	Prosesen ved utarbeidelse av miljømål for vannforekomster. Erfaringer og råd fra noen kommuner
	121	Kjøkkenavfallsvernere for håndtering av matavfall. Erfaringer og vurderinger
	120	Strategi for norske vann- og avløpsverk. Rapport fra strategiprosess 2000/2001
	119	Omstruktureringer i VA-sektoren i Norge En kartlegging og sammenstilling
2002	118	Veiledning for kontrahering av rådgivnings- og prosjekteringstjenester innen VAR- teknikk (Erstattet av 138/04)
	117	VA-juss. Etablering og drift av vann- og avløpsverk sett fra juridisk synsvinkel (Erstattet av 134/03)
	116	Scenarier for VA-sektoren år 2010
	115	Pumping av avløpsslam. Pumpetyper, erfaringer og tips
	114	Nødvendig kompetanse for drift av vannbehandlingsanlegg. Læreplan for driftsoperatør vann
	113	Nødvendig kompetanse for drift av avløpsrenseanlegg. Læreplan for driftsoperatør avløp
	112	Erfaringer med nye renseløsninger for mindre utslipp
	111	Eksempel på driftsinstruks for silanlegg. Cap Cap i Molde kommune
	110	Veileder i konkurranseutsetting. Avtaler for drift og vedlikehold av VA-anlegg
	109	Resultatindikatorer som styringsverktøy for VA-ledelsen
2001	108	Data for dokumentasjon av VA-sektorens infrastruktur og resultater
	107	Utslipp fra mindre avløpsanlegg. Teknisk veiledning. Foreløpig utgave
	106	Effektiv bruk av driftsinformasjon på renseanlegg/mal for rapportering
	105	Sjekkliste plan- og byggeprosess for silanlegg
	104	Nordisk konferanse om nitrogenfjerning og biologisk fosforfjerning 1999
	103	Returstrømmer i renseanlegg. Karakterisering og håndtering
	102	Oppsummering av resultater og erfaringer fra forsøk og drift av nitrogenfjerning ved norske avløpsrenseanlegg
	101	Status og strategi for VA-opplæringen
	100	Kvalitet, service og pris på kommunale vann- og avløpstjenester
	99	Veiledning i dokumentasjon av utslipp
1999	98	Kvalitetssystemer for VA-ledninger. Mal for prosessen for å komme fram til kvalitetssystem som tilfredsstiller kravene i revidert plan- og bygningslov
	97	Slamforbråning (VA-forsk 1999-11). (Samarbeidsprosjekt med VAV)
	96	Rist- og silgods - karakterisering, behandlings- og disponeringsløsninger
	95	Veileder for valg av riktige sensorer og måleutstyr i VA-teknikken (Erstattet av 192/12)
	94	Nettverksamarbeid mellom NORVAR, driftsassistanter og kommuner
	93	Videreutvikling av NORVAR. Resultatet av strategisk prosess 1997/98
	92	Informasjon om VA-sektoren – forprosjekt
	91	Vurdering av «slamfabrikk» for Østfold
	90	Actiflo-prosjektet ved Flesland ra
	89	VA-ledningsanlegg etter revidert plan- og bygningslov



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