

RAPPORT LNR 3375-95

Kjemisk rensing av
tungmetallholdig
gruvevann

I samarbeid med

CHK SIVILINGENIØR
CARL-H. KNUDSEN
RÅDGIVENDE INGENIØR MRF

NIVA - RAPPORT

Norsk institutt for vannforskning  NIVA

Prosjektnr.:	Undernr.:
O-94009	2
Løpenr.:	Begr. distrib.:
3375-95	

Hovedkontor	Sørlandsavdelingen	Østlandsavdelingen	Vestlandsavdelingen	Akvaplan-NIVA A/S
Postboks 173, Kjelsås	Televeien 1	Rute 866	Thormøhlensgt 55	Søndre Tollbugate 3
0411 Oslo	4890 Grimstad	2312 Ottestad	5008 Bergen	9000 Tromsø
Telefon (47) 22 18 51 00	Telefon (47) 37 04 30 33	Telefon (47) 62 57 64 00	Telefon (47) 55 32 56 40	Telefon (47) 77 68 52 80
Telefax (47) 22 18 52 00	Telefax (47) 37 04 45 13	Telefax (47) 62 57 66 53	Telefax (47) 55 32 88 33	Telefax (47) 77 68 05 09

Rapportens tittel:	Dato:	Trykket:
KJEMISK RENSING AV TUNGMETALLHOLDIG GRUVEVANN	28.12.95	NIVA 1996
	Faggruppe:	
	Miljøteknologi	
Forfatter(e):	Geografisk område:	
Iversen, Eigil Rune, NIVA Knudsen, Carl-Henrik, eget firma	Nordland	
	Antall sider:	Opplag:
	56	50

Oppdragsgiver:	Oppdragsg. ref.:
Statens forurensningstilsyn	

Ekstrakt: Det er foretatt undersøkelser av alternative metoder for rensing av gruvevann fra kisgruver ved forsøksdrift i pilotskala. Forsøkene er utført i Sulitjelma og med gruvevann fra Mons Petter gruve. Det er foretatt en selektiv felling av jern og utprøvet forskjellige metoder for konsentrering av de resterende metaller. Til pH-reguleringen er benyttet kalk. Konsentreringen er bl.a. foretatt v.h.a. omvendt osmose. Det ble testet et elektrolyseanlegg for gjenvinning av kobber. Vurdering av investerings- og driftskostnader viste at det er rimeligst med tradisjonell rensing med felling med kalk i ett trinn og slamdeponering. Ulempen med et slikt tiltak er de store slammengdene som må deponeres over ubestemt tid. Slammengdene kan reduseres betydelig ved å foreta en gjenvinning av kobber og eventuelt sink. Investeringskostnadene blir noe høyere, men driftskostnadene kan bli lavere når en tar hensyn til verdien av metallene som blir gjenvunnet. Konsentrering ved hjelp av omvendt osmose synes i øyeblikket å være en for kostbar teknikk, men mer omfattende forsøk bør utføres for å få et mer eksakt grunnlag for å vurdere kostnader og driftsproblemer med denne teknologi.

4 emneord, norske

1. Tungmetaller
2. Renseanlegg
3. Gruvevann
4. Kisgruver

4 emneord, engelske

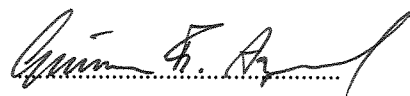
1. Heavy Metals
2. Treatment Plant
3. Acid Mine Drainage
4. Pyrite Mining

Prosjektleder



Eigil Rune Iversen

For administrasjonen



Gunnar Fr. Aasgaard

ISBN 82-577-2904-3

Norsk institutt for vannforskning

O-94009

**Kjemisk rensing av tungmetallholdig
gruvevann**

Oslo, 28. desember 1995

Prosjektleder :

Egil Rune Iversen NIVA

Medarbeidere :

Carl-Henrik Knudsen

Rolf Tore Arnesen NIVA

Johan Ahlfors NIVA

Forord

Prosjektet "Kjemisk rensing av tungmetallholdig gruvevann" er gjennomført som et samarbeidsprosjekt mellom Norsk institutt for vannforskning og siv. ing. Carl-Henrik Knudsen, Drammen. Prosjektets første del ble avsluttet med rapport av 30.november 1994. I denne foreliggende rapporten er det foretatt supplerende undersøkelser. De praktiske forsøkene er gjennomført i Sulitjelma og med gruvevann fra Mons-Petter gruve i Nordgruvefeltet. Vi takker Sulitjelma Bergverk AS med adm. dir. Per Brevik og driftsing. Kjell Sture Hugaas for samarbeidet og for all hjelp i forbindelse med fremskaffing av gruvevann og i forbindelse med tilrettelegging av forsøkene. Vi takker også Kåre Larsson, Millipore AB for all bistand i forbindelse med membranforsøkene.

Oslo, 28.desember 1995

*Eigil Rune Iversen
Prosjektleder*

Innhold

Forord.....	2
Sammendrag	5
1. Innledning.....	7
2. Grunnlag.....	8
2.1. Målsetting.....	8
2.2. Erfaringer fra foregående undersøkelser	8
3. Forsøksanlegget.....	10
3.1. Plassering.....	10
3.2. Oppbygging av forsøksanlegget	10
3.3. Drift av prosessenhetene.....	17
3.4. Instrumentering og prøvetaking.....	18
4. Gjennomføring	19
4.1. Kjemikalier	19
4.2. Forsøksopplegg og analyser	19
5. Vurdering av resultater.....	20
5.1. Kjemiske resultater.....	20
5.1.1. Første driftsperiode (02.05-06.05.94).....	20
5.1.2. Andre driftsperiode (04.07-08.07.94).....	20
5.1.3. Tredje driftsperiode (28.08-31.08.94)	21
5.1.4. Fjerde driftsperiode (19.09-23.09.94).....	24
5.1.5. Femte driftsperiode (09.10-14.10.94).....	25
5.1.6. Analyse av slamprøver fra fjerde og femte driftsperiode	26
5.2. Konsentrering ved hjelp av omvendt osmose.....	27
5.2.1. Prinsippbeskrivelse	27
5.2.2. Resultater fra forsøk.....	29
5.3. Gjenvinning av kobber ved hjelp av elektrolyse	31
5.3.1. Bakgrunn.....	31
5.3.2. Beskrivelse av elektrolyseenheten	31
5.3.3. Resultater	33
6. Kostnadsvurderinger	35
6.1. Fellingsanlegg for jernslam	35
6.2. Fellingsanlegg for metallslam	36
6.3. Fellinganlegg for metallhydroksider i ett trinn.....	37
6.4. RO-anlegg.....	38
6.5. Elektrolyseanlegg	39
6.5.1. Gjenvinning fra slam fra fellingsanlegg for metallslam	39
6.5.2. Konsentrat fra RO-anlegg.....	39
3. El- og styringsutrustning. Overvåking	39
6.5.3. Driftskostnader.....	40
6.6. Samlet kostnadsvurdering.....	40
6.6.1. Alternativ 1	40
6.6.2. Alternativ 2	41
6.6.3. Alternativ 3	41

7. Samlet vurdering og videre arbeid	42
7.1. Innledning	42
7.2. Selektiv felling av treverdig jern	42
7.3. Konsentrering v.h.a. omvendt osmose.....	43
7.4. Konsentrering ved fortykning av hydroksidslam.....	44
7.5. Elektrolyse	44
7.6. Økonomi	44
7.7. Konklusjoner for Sulitjelma	45
8. Litteratur.....	46
VEDLEGG	47

Sammendrag

Det er gjennomført to prosjekter der aktuelle problemstillinger i forbindelse med rensing av surt, tungmetallholdig gruvevann fra kisgruver er vurdert. I det første prosjektet (Iversen *et al*, 1994) ble det foretatt litteraturundersøkelser og laboratorieforsøk. Laboratorieundersøkelsene ble videre testet i et pilotrenseanlegg under kontinuerlig drift (1:100 skala). Forsøkene ble utført med utgangspunkt i en vanntype som er typisk for tilførselene fra Nordgruvefeltet i Sulitjelma. Som forsøksvann ble benyttet gruvevann fra Mons Petter gruve. I den foreliggende rapport er beskrevet resultater fra supplerende undersøkelser, der en har utprøvet forskjellige prosesser for slambehandling og konsentrering av metaller før gjenvinning ved hjelp av elektrolyse.

Undersøkelsene bekrefter de foregående undersøkelser som viste at det var mulig å foreta en selektiv felling av treverdig jernhydroksid med en slik renhet i jernslammet at det eventuelt kan benyttes til å produsere jernklorid. Prosessen går best med soda, men i praktisk drift er hydratkalk mest kostnadseffektivt. Bruk av kalk stiller imidlertid meget strenge krav til korrekte pH-målinger.

Det er mest sannsynlig at en ved å velge å ta ut jernet ved selektiv felling, må deponere jernslammet da jernmengdene er betydelig større enn det lokale behov for jernklorid.

Etter at jernet er fjernet fra gruvevannet, vil det være mulig å ta ut kobber og eventuelt sink etter en konsentrering av det jernfrie vannet. Det ble utprøvet to metoder for konsentrering, omvendt osmose (RO) og kjemisk felling med slamfortykking. Hydroksidslammet fra renseanleggets andre trinn som i det vesentligste inneholder kobber, sink og aluminium, er meget lett. Det ble funnet at flotasjon var en velegnet prosess for å fortykke dette slammet. Det var også mulig å anvende omvendt osmose som konsentreringsteknikk, men denne teknikken synes i øyeblikket å være lite konkurransedyktig når det gjelder kostnader. Det vil imidlertid være nødvendig å utføre mer omfattende optimaliseringsforsøk for å få en god oversikt over de virkelige kostnadene med denne teknologi. Det finnes forøvrig flere metoder for konsentrering som ikke er vurdert i dette prosjektet.

Det ble utført forsøk med gjenvinning av kobber fra konsentrat v.h.a. elektrolyse. Forsøkene tyder på at det er nødvendig å foreta en konsentrering på minst 10 ganger, d.v.s. oppnå en kobberkonsentrasjon på minst 500 mg/l, for å oppnå et godt strømutflytte. Elektrolyseenheten som ble benyttet, ble tilfeldig valgt ut fra praktiske årsaker. Alternative katodetyper som finnes på markedet, bør utprøves før en velger elektrolyseanlegg.

Det er gjennomført en kostnadsvurdering av tre alternative renseprosesser i Sulitjelma. Resultatene er sammenstilt i tabell på neste side.

I kostnadsoverslaget er ikke tatt med personellkostnader og byggkostnader. Vi antar at disse kostnadene vil være omtrent de samme for alle alternativer. Det er heller ikke tatt med kostnader i forbindelse med anlegg og drift av slamdeponi da det er nødvendig å utføre en særskilt utredning av dette i Sulitjelma. Investerings- og driftskostnadene for alternativ 3 vil derfor bli vesentlig høyere når alle kostnader tas med. Investeringskostnadene for alternativ 2 kan sannsynligvis reduseres betydelig etter tilpasning av teknikken til den aktuelle vanntype. Driftskostnadene synes likevel å bli vesentlig høyere enn for de to andre alternativer.

Alternativ	Investerings- kostnader Kr.	Drifts- kostnader Kr./år	Slammengder/ Produkt pr. år	Metallverdi Kr./år
Alt.1 Selektiv felling Kjemisk oppkonsentrering Elektrolyse	7.400.000	800.000	900 tonn jernslam 30 tonn Cu 30 tonn Zn	750.000
Alt.2 Selektiv felling RO-oppkonsentr. Elektrolyse	17.700.000	1.900.000	900 tonn jernslam 30 tonn Cu 30 tonn Zn	750.000
Alt.3 Kjemisk felling i ett trinn Slamdeponering	4.600.000	630.000	2300 tonn blandet hydroksidslam	-

Når en tar hensyn til metallverdien i forbindelse med gjenvinningsalternativene, tyder mye på at denne er såvidt høy at den dekker driftskostnadene ekskl. kapital- og personellkostnader. Etter en samlet vurdering synes det som om det er mer lønnsomt å foreta en gjenvinning av metaller sett i forhold til alternativer med å deponere hydroksidslam fra et tradisjonelt kalkfellingsanlegg.

Når det gjelder forholdene i Sulitjelma, har en foreløpig valgt å redusere tungmetallavrenningen fra gruvene ved å foreta en vannfylling der det er mulig. Dette vil gi en annen sammensetning av overløpsvannet når den tid kommer. Det er også gjennomført tiltak for å begrense vannmengdene. De gjennomførte tiltakene vil trolig redusere investerings- og driftskostnadene i forbindelse med et eventuelt fremtidig rensertiltak. På den annen side vil også metallverdien sannsynligvis avta betydelig som følge av lavere transportmengder i overløpet av gruva. Det er ikke mulig på det nåværende tidspunkt å avgjøre om det vil være behov for ytterligere tiltak i form av rensing eller type rensertiltak som er aktuelt. I tillegg til materialtransporten i det fremtidige overløp vil også jernets tilstandsform ha betydning for valg av prosess. Det er derfor nødvendig å innhente erfaringer fra det fremtidige overløpets sammensetning over tid for å ta stilling til slike spørsmål.

Dersom det fremtidige overløpsvannet får en slik sammensetning som dagens, synes det å være relativt liten økonomisk forskjell på kostnadene i forbindelse med et tradisjonelt kjemisk fellingsanlegg og et anlegg som er tradisjonelt bygget opp og med gjenvinning av kobber og sink. Når en tar alle forhold i betraktning som f.eks. ulempene med langsiktig slamdeponering, tyder våre anslag på at det kan være fordelaktig å gjenvinne kobber og sink i Sulitjelma fremfor å foreta en tradisjonell rensing med slamdeponering. En trenger imidlertid erfaringer fra kontinuerlig drift over noe lengre tid for å kunne foreta en best mulig sammenligning.

Når det gjelder tiltak mot gruveforurensninger generelt, har en prinsipielt her i landet søkt å gjennomføre andre forurensningsbegrensende tiltak som er tilnærmet vedlikeholdsfrie fremfor å vurdere rensetekniske løsninger som vil innebære løpende kostnader på ubestemt tid. Vi vil imidlertid påpeke at det i den senere tid i mange lokalmiljøer har vist seg at det kan være betydelige interesser i å bevare såvel gruver som gruveavfall (tipper) som kulturminner. Dette kan i noen tilfeller komme i konflikt med ønsket om å oppnå en forbedret vannkvalitet i resipienten som mottar drensvann fra gruveområdet. I slike tilfeller kan en renseteknisk løsning være et alternativ.

1. Innledning

Norsk institutt for vannforskning har i samarbeid med siv. ing. Carl-Henrik Knudsen tidligere gjennomført et prosjekt for Statens forurensningstilsyn med målsetting å gi en oversikt over aktuelle problemstillinger i forbindelse med kjemisk rensing av surt, tungmetallholdig drensvann fra kisgruver (Iversen *et al*, 1994). Det ble her foretatt en litteraturundersøkelse og testet aktuelle fellingskjemikalier for fjerning av tungmetaller. Forsøkene ble utført i pilotskala med gruvevann fra Mons Petter gruve i Sulitjelma.

Drensvann fra gruver og avfallsdeponier ved kisgruver kan ha svært forskjellig kjemisk sammensetning. I enkelte tilfeller kan rensing være eneste mulige tiltak for å oppnå en ønsket forbedring av vannkvaliteten i resipienten. Valg av renseteknisk løsning vil da tildels være avhengig av vannkvaliteten. Ved en nedlagt gruve som i Sulitjelma er det naturlig at en først prøver andre tiltak for å redusere metalltransporten, før en går i gang med rensetekniske tiltak. Av andre forurensningsbegrensende tiltak som er aktuelle, kan nevnes vannfylling av gruva og tiltak for å redusere vann- og luftinntrengning i gruva. Før det foregående prosjektet startet, var det imidlertid et sterkt lokalt ønske om å holde gruvene i Nordgruvefeltet tørre. Dette var også bakgrunnen for at prosjektene ble startet. Ulempene med å foreta en konvensjonell rensing av drensvann ved en nedlagt gruve, er at tiltaket må drives på ubestemt tid med de kostnader og ulemper det innebærer i form f.eks. av slammengder. I Sulitjelma antas det at behovet for et slikt tiltak vil ha lang varighet. I en undersøkelse NIVA foretok i 1991 (Iversen *et al*, 1991) ble det foretatt en beregning av gruvevannsmengder og vannkvalitet i Nordgruvefeltet. Disse beregninger ligger også til grunn for de kostnadsvurderinger som er gjort i denne og foregående rapport. Grunnen til at det ble valgt å utføre forsøkene med vann fra Mons-Petter gruve, var at vannet var relativt lett tilgjengelig og at vannet hadde en slik sammensetning som vi antok var representativ for vannkvaliteten til samlet avrenning av gruvevann fra Nordgruvefeltet.

Gruvevannet fra Mons Petter gruve er sterkt surt og med et relativt høyt innhold av kobber i forhold til jern. Jerninnholdet foreligger i treverdige form. Disse egenskaper er også bakgrunnen for at prosjektet ble startet i Sulitjelma. Gruvevannets sammensetning her gjør det mulig på en enkel måte å foreta en selektiv felling av jern for senere å foreta en utfelling av de øvrige metaller. Deponering av jernslam er mindre problematisk enn deponering av f.eks. kobberslam, dessuten kan en gjenvinning av jern i form av jernklorid åpne for en reduksjon av slammengder ved at en kan lage jernklorid av jernhydroksidet. En gjenvinning av kobber og eventuelt sink er også lettere etter at jernet er fjernet. Forsøkene i 1993 tok sikte på å belyse disse forholdene.

Forsøkene som denne rapporten beskriver, kan betraktes som en videreføring av de foregående, idet det er utprøvet andre enhetsprosesser for slamutskilling og foretatt konsentrering av metaller i det resterende gruvevann etter jernutfelling og foretatt elektrolyse av kobber i konsentrat.

Nordgruvefeltet i Sulitjelma står nå under oppfylling med vann og vil få overløp på Grunnstoll-nivå omkring 1999. Det er videre utført store tettingstiltak på overflaten. Dette vil sannsynligvis ha konsekvenser for den kjemiske sammensetningen til det fremtidige overløp. Dersom jernet fortsatt er treverdige etter at vannfyllingen til Grunnstoll-nivå er avsluttet, vil en renseprosess som testet i våre undersøkelser fortsatt være aktuell. Om et slikt tiltak blir nødvendig, vil være avhengig av forurensningstilstanden i vassdraget og av lokale og sentrale myndigheters krav.

2. Grunnlag

2.1. Målsetting

Målsettingen for dette prosjektet har vært å videreføre erfaringene fra det foregående prosjektet ved å foreta supplerende undersøkelser for å :

- Teste direkteutfelling av jernslam på sandfilter
- Teste en flotasjonsprosess for slamutskilling
- Foreta selektiv utfelling av kobber ved hjelp sulfid
- Foreta konsentrering av metaller fra jernfritt vann ved hjelp av omvendt osmose
- Prøve ut aktuelt elektrolyseutstyr for gjenvinning av kobber

2.2. Erfaringer fra foregående undersøkelser

Det foregående prosjektet tok sikte på å undersøke det teoretiske grunnlaget for felling av tungmetaller fra denne type vann. Resultater fra laboratorieforsøk ble utprøvet i et kontinuerlig renseanlegg i pilotskala. Renseanlegget ble kjørt med en belastning på 1 m³/h som tilsvarer en skala på omkring 1:100 i forhold til et antatt fullskala renseanlegg i Sulitjelma. Det ble foretatt en selektiv felling av jernhydroksid og en blanding av de øvrige metallhydroksider. Det ble videre utprøvet forskjellige fellingskjemikalier for å avgjøre hvilke som egnet seg best for en slik prosess.

Forsøkene viste at det er mulig å foreta en selektiv felling av treverdige jernhydroksid og oppnå en slik renhet på jernslammet at det eventuelt kan anvendes til produksjon av jernklorid som skal anvendes som fellingskjemikalie ved rensing av kloakkvann. Jernkloriden vil imidlertid ikke bli så ren at den kan konkurrere med den reneste type jernklorid som er kommersielt tilgjengelig.

For å oppnå en så rent jernslam som mulig stiller dette store krav til driften av anlegget. Dersom hydratkalk benyttes til pH-regulering, må pH under jernutfellingen holdes forholdsvis konstant omkring 3,5 for å unngå for stor medfelling av kobber. Dersom en benytter soda eller kaustisk soda til pH-regulering, vil jernslammet bli renere, men kjemikaliekostnadene vil da øke betydelig.

Det ble funnet en mindre slamflukt eller tap av jern fra renseanleggets første trinn. Trolig vil en etterpolering i et sandfilter ta hånd om mesteparten av slamtapet dersom det er nødvendig å fjerne alt jern før en eventuelt gjenvinning av kobber eller sink fra det resterende vann.

Hydroksidslammet i renseanleggets andre trinn er meget voluminøst og lett. Det ble antatt at en flotasjonsprosess var best egnet for å avvanne denne type slam.

Kjemikaliekostnadene ble beregnet til kr. 0,47/m³ med brent kalk, kr. 0,59/m³ med hydratkalk, kr. 2,78/m³ med soda og kr. 3,13/m³ med kaustisk soda. Det er sannsynligvis lite å spare på å benytte brent kalk og leske selv istedet for hydratkalk da en ved bruk av hydratkalk trolig vil få mindre behov for vedlikehold enn ved bruk av lesket kalk.

Resultatene tydet ikke på at felling med kalk vil gi nevneverdige mengder gips i slammet ved rensing av vann fra Mons-Petter gruve. Ved økende innhold av sulfat i gruvevannet vil imidlertid dette forholdet endre seg betydelig.

3. Forsøksanlegget

3.1. Plassering

Forsøksanlegget ble, som ved tidligere forsøk, plassert i en del av hovedstollen ca. 200 m innenfor gruvas hovedinngang.

Det var tilgang til tele- og el-forsyning samt rent vann på stedet. Avløp fra forsøksanlegget ble ledet til nærliggende avløpskanal der det ble blandet med annet vann på Grunnstollnivået som rant videre til Giken elv.

Tilgjengeligheten for inntransport av forsøksanlegget samt materialer og kjemikalier var meget god. Det var også tilgang til kontor og sanitære bekvemmeligheter.

Plasseringen forutsatte at representativt gruvevann måtte pumpes til forsøksanlegget. Forsøksvannet ble hentet fra utløpet fra Mons-Petter gruve og ble pumpet med eksenterpumpe i lukket ledning til forsøksanleggets mottakstank (tank 0, eller annen tank som ble benyttet som mottakstank, kfr. fig. 3-6).

Pumpet vannmengde til mottakstanken var alltid større enn videregående vannmengde til forsøksanlegget. Vann som ikke ble benyttet, gikk i fast avløp til avløpskanalen. Dette medførte konstant vann-nivå i mottakstanken og stabile driftsforhold for forsøksanleggets matepumpe.

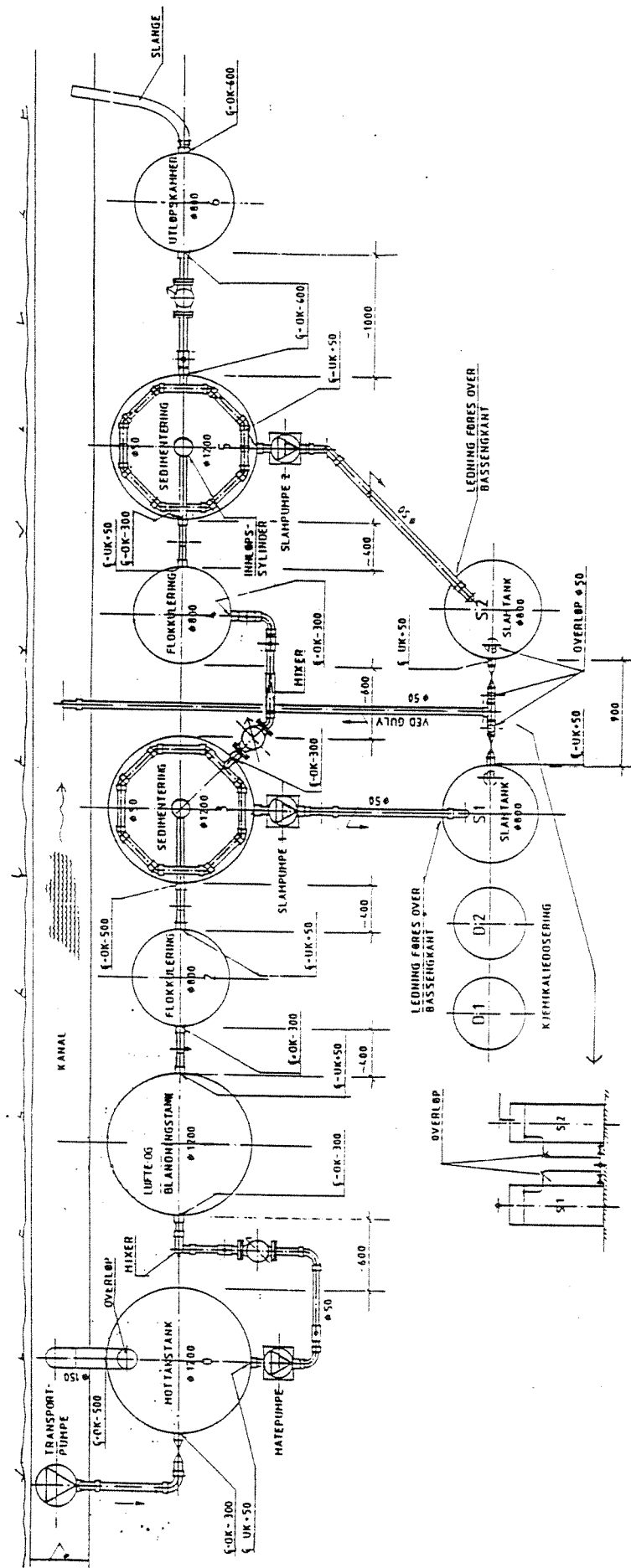
3.2. Oppbygging av forsøksanlegget

Forsøksanlegget er bygget opp av sirkulære tanker i glassfiberarmert polyester (GUP-tanker) med diameter $\varnothing 1200$ mm og $\varnothing 800$ mm. Tankenes totale høyde er 2000 mm. De prefabrikerte tankene er utrustet med nødvendige hullgjennomføringer med innlagte O-ringer for enkel rørmontasje. Rørledninger mellom tankene er utført i PVC. Sedimenteringstankene er utrustet med konisk bunnseksjon.

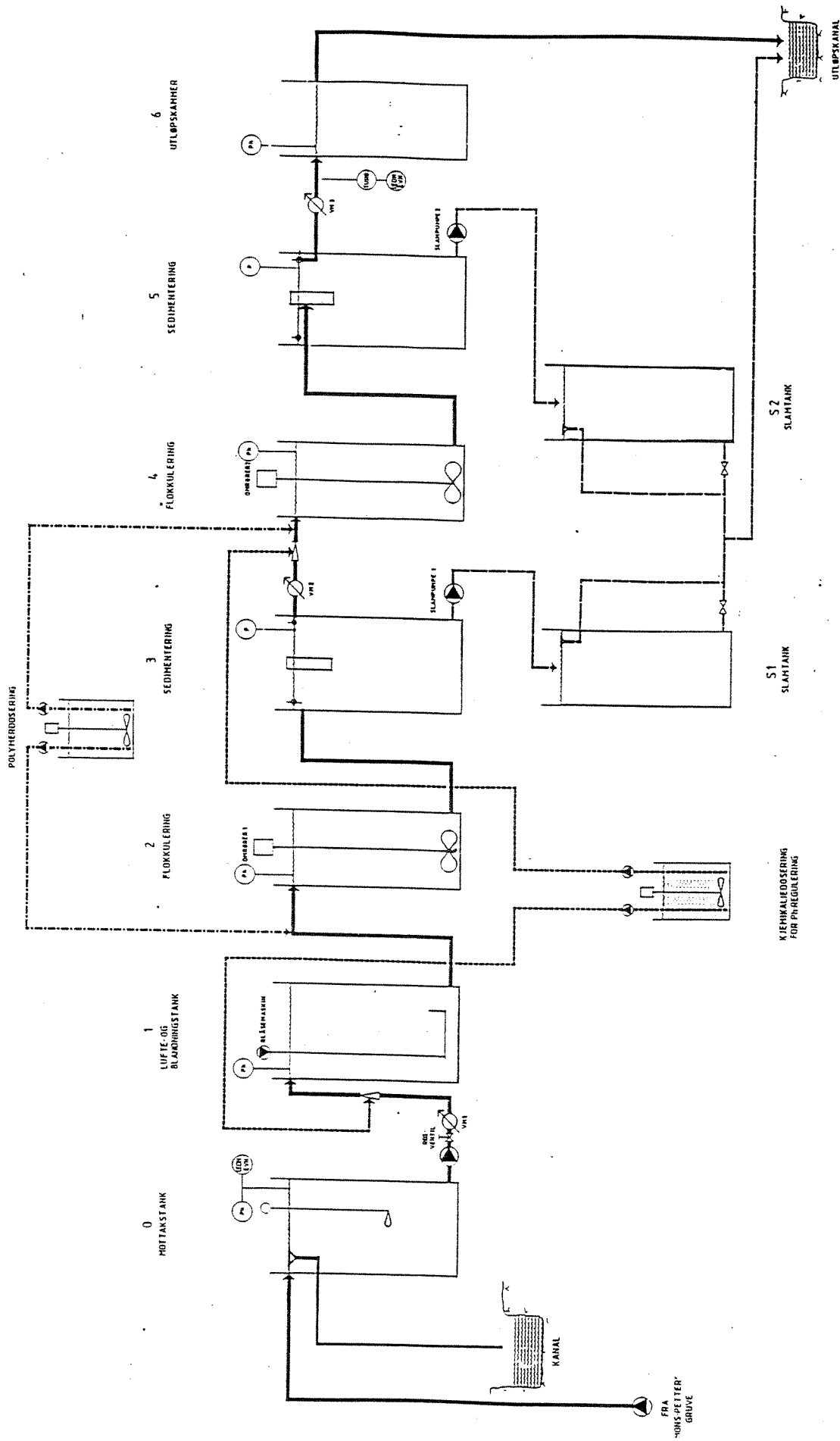
Det opprinnelige anleggets glassfibertanker ble beholdt og komplettert med et oppstrøms sandfilter med diameter $\varnothing 640$ mm som gir en filterflate på $0,3 \text{ m}^2$. Total filterhøyde er 4 m. Sandhøyden er 2,5 m. Egen filterpumpe sørger for vanntilførsel til filteret. Filteret rengjøres for filtrerte partikler ved tilbakespyling med egen spylepumpe. Behandlet jernfritt vann ble benyttet til spylesyklusen.

Ved gjennomføring av de ulike forsøkene ble tankenes posisjon ikke forandret. Prosesskombinasjonene ble ordnet ved montering av fleksible plastslanger mellom prosessenhetene. Ved forsøkene med flotasjon, omvendt osmose og elektrolyse ble prosessenhetene plassert ved siden av det opprinnelige forsøksanlegget.

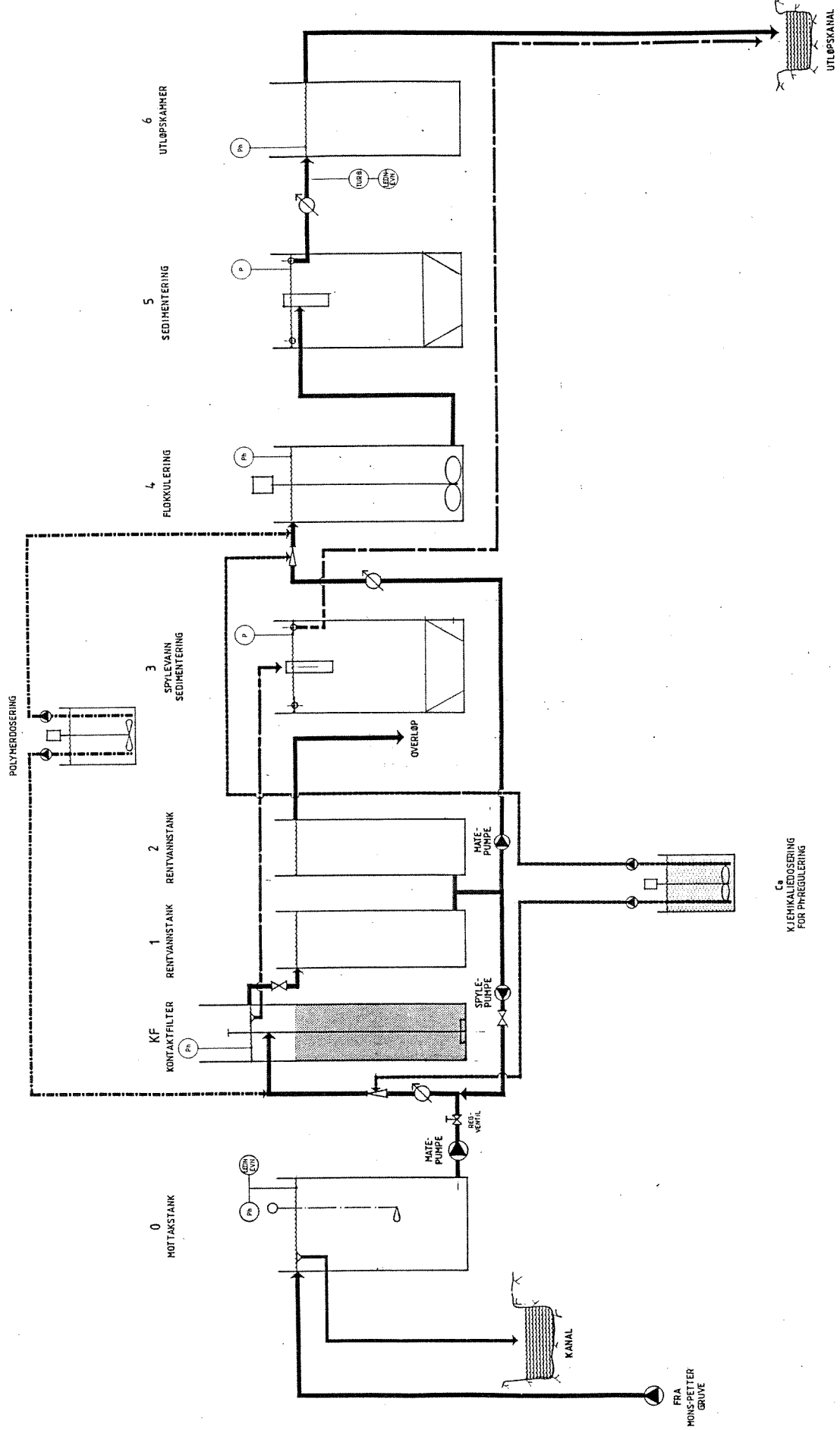
Figur 1 viser det opprinnelige forsøksanleggets oppbygging og figur 2 viser prosess-skjema for det opprinnelige anlegg. Prosessenhetene for flotasjon, omvendt osmose og elektrolyse ble plassert til høyre for forsøksanlegget. Oppstrøms sandfilter ble plassert mellom tank 0 og tank 1. Figurene 3-6 viser prosesskombinasjonene ved de gjennomførte forsøkene. For oversiktens skyld er det benyttet samme pos.nr. på tankene som i opprinnelig anlegg.



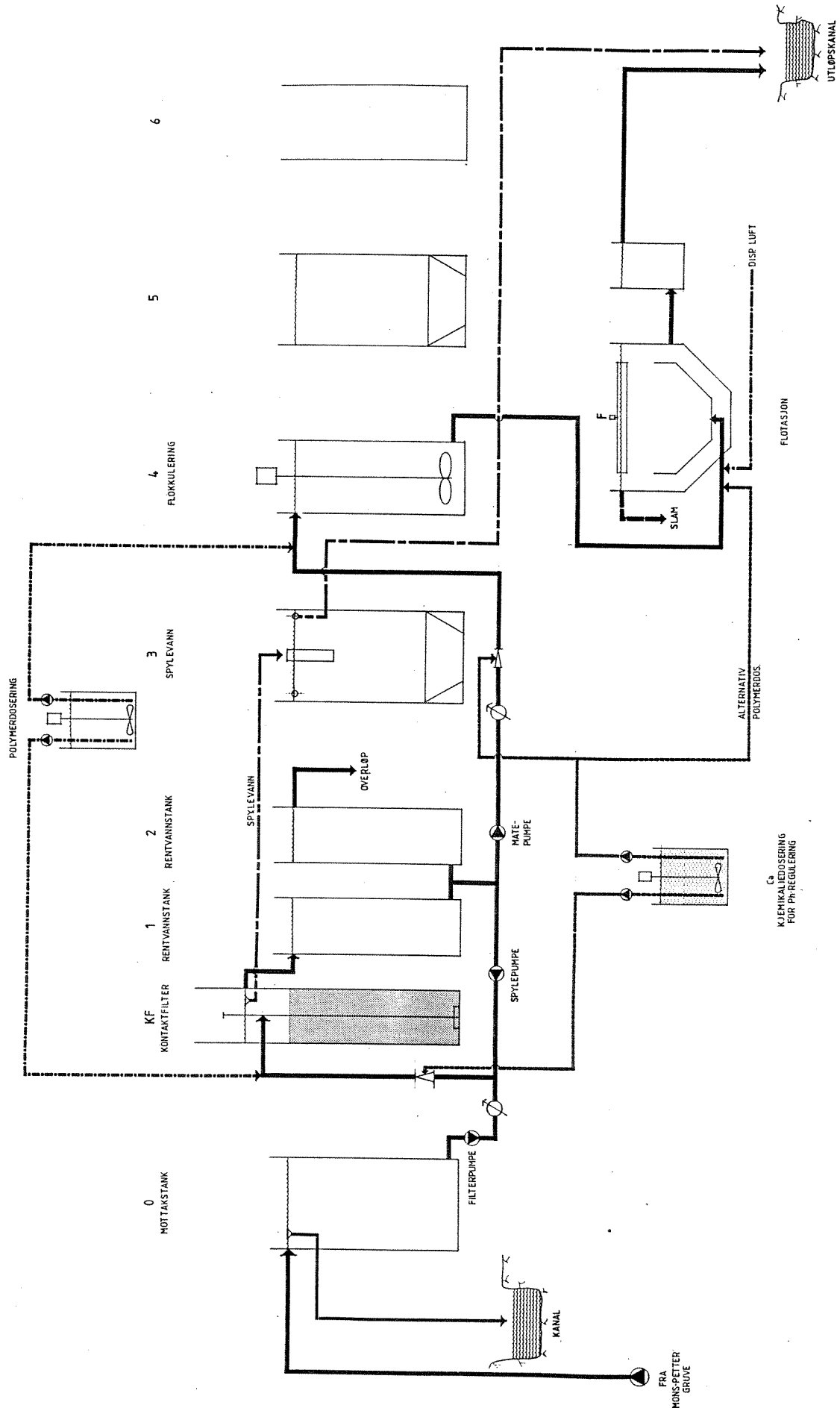
Figur 1. Oppbyggingen av det opprinnelige forsøksanlegget.



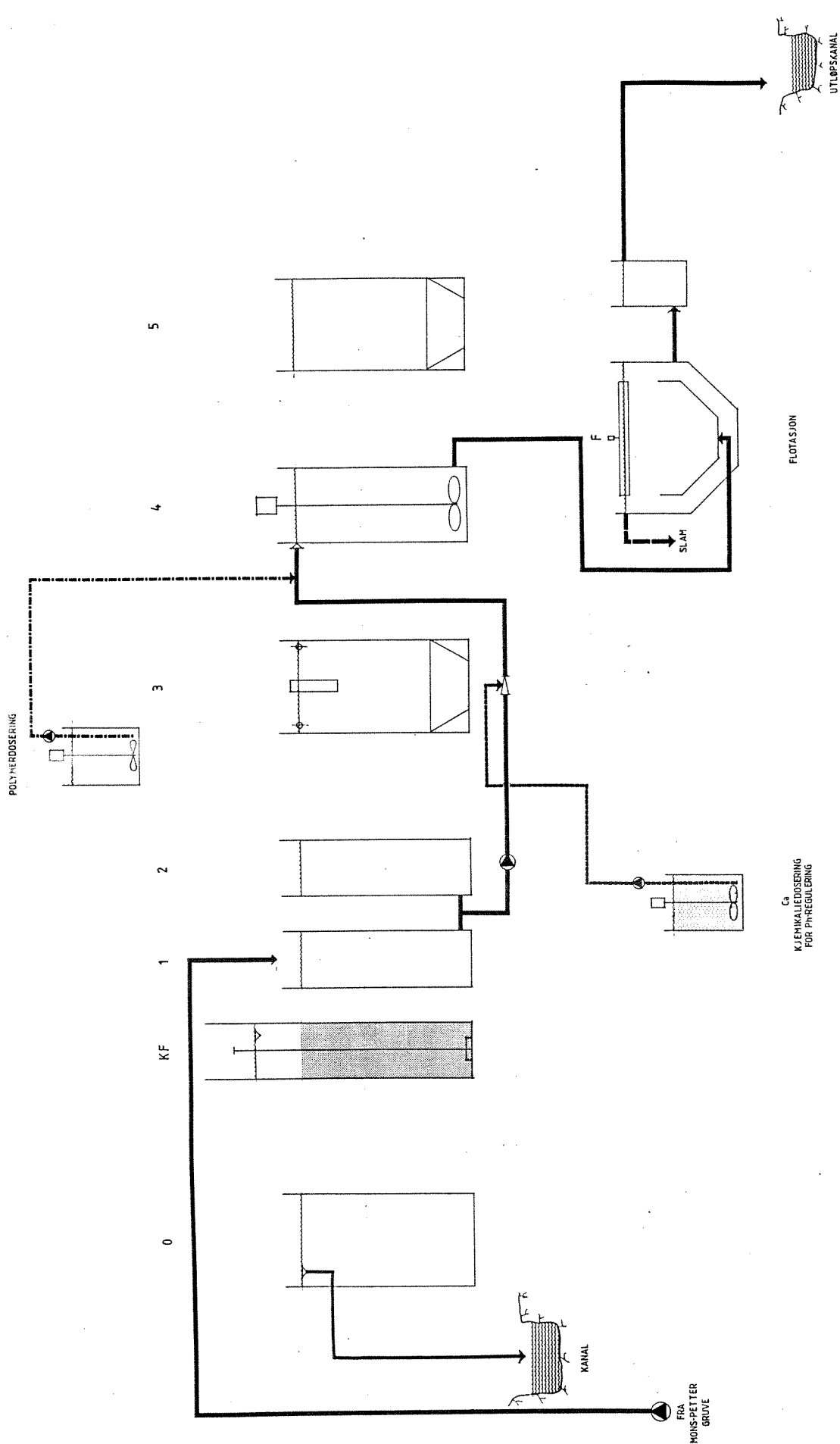
Figur 2. Prosess-skjema for det opprinnelige forsøksanlegg.



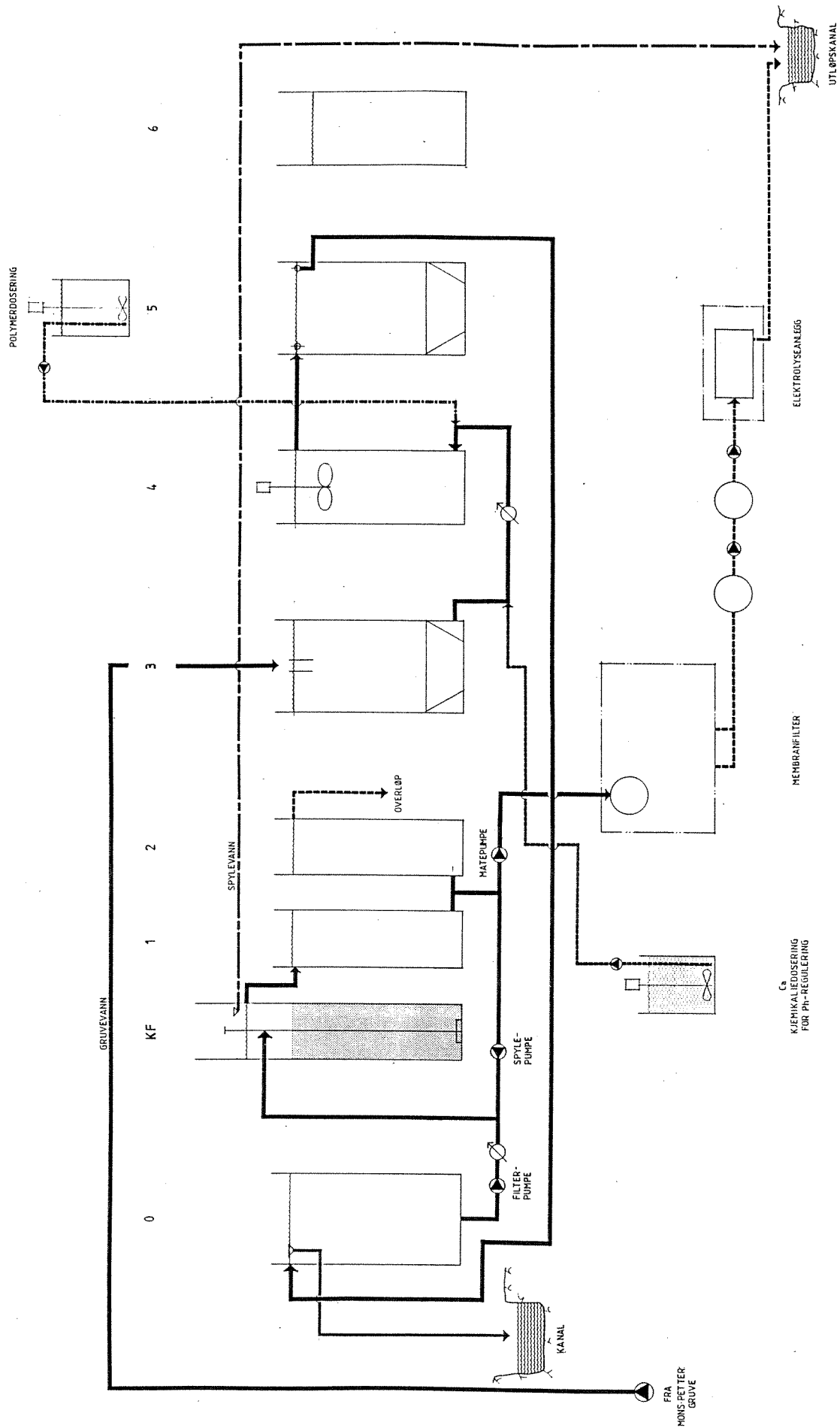
Figur 3. Prosesskombinasjon ved felling av jern på sandfilter og metallfelling ved flokkulering og sedimentering.



Figur 4. Prosesskombinasjon ved felling av jern på sandfilter og metallfelling ved flokkulering og slamseparasjon ved flotasjon.



Figur 5. Prosesskombinasjon ved felling av jern i flotasjonsanlegget.



Figur 6. Prosesskombinasjon ved felling av jern ved flokkulering og sedimentering med etterfølgende sandfiltrering samt membranfiltrering og elektrolyse.

Figur 3 viser prosesskombinasjonen ved felling av jern på sandfilteret (KF) og metallfelling ved flokkulering (4) og sedimentering (5). Tankene 1 og 2 ble benyttet som spylevannstanker for sandfilteret. Tank 3 ble benyttet som spyleslambasseng ved renspyling av sandfilteret.

Figur 4 viser prosesskombinasjonen ved felling av jern på sandfilteret (KF) og metallfelling ved flokkulering (4) og slamseparasjon ved flotasjon (F). Polymer ble dosert foran flokkuleringstanken og /eller foran flotasjonstanken. Tank 3 ble benyttet som spyleslambasseng ved renspyling av sandfilteret.

Figur 5 viser prosesskombinasjonen ved felling av jern i flotasjonsanlegget. Tank 1 og 2 ble benyttet som mottakstanker for gruvevann fra Mons-Petter gruve. Tank 4 ble benyttet som flokkuleringsenhet.

Figur 6 viser prosesskombinasjonen ved felling av jern ved flokkulering (tank 4) og sedimentering (tank 5) og etterfølgende filtrering i sandfilter (KF) samt membranfiltrering og elektrolyseanlegg. Tank 0 ble benyttet som pumpemagasin for sandfilteret, tank 3 som mottakstank for gruvevann og tank 1 og 3 som spylevannstanker for sandfilteret og matetanker til membranfilteranlegget.

3.3. Drift av prosessenhetene

Eksenterskruepumpen som var plassert i Mons Petter gruve, hadde en kapasitet på ca. 3 m³/h.

Med bakgrunn i erfaringer fra første forsøksfase (1993/94) ble hydraulisk belastning på anlegget valgt til 1,0-1,1 m³/h.

Ved denne belastning blir :

Oppholdstid i flokkuleringstank	: ca. 50 min
Oppholdtid i sedimenteringsenhet	: ca. 1,5 h
Flatebelastning i sedimenteringsenhet	: ca. 1,1 m/h
Flatebelastning i sandfilteret	: ca. 3,6 m/h

Matepumpens kapasitet til de ulike prosesskombinasjonene ble regulert med reguleringsventil på matepumpens trykkside. Pumpet vannmengde ble registrert i elektromagnetiske vannmålere.

I prosesskombinasjonenes mottakstanker ble gruvevannets pH og konduktivitet registrert. Konduktivitetsmålingene ble imidlertid sterkt forstyrret av at det over tid ble utfellinger på elektrodene, noe som ga gale verdier. Forholdsvis hyppig syrevask av elektrodene var nødvendig. Egen blandprøvetaker tok prøver av innkommende gruvevann (4 ganger i timen).

pH-regulerende kjemikalie ble dosert etter matepumpen i en statisk mikser. Doseringspumpens kapasitet ble automatisk styrt av signal fra pH-måleren. Pumpen arbeidet med fast innstilt slaglengde mens frekvensen varierte med signal fra pH-måleren. Dette muliggjorde konstant optimal pH i prosessen.

I tilløpsledningen til flokkuleringsenhetene ble det dosert polymer for å øke flokkenes sedimenteringsegenskaper. Polymerdoseringspumpen arbeidet med fast innstilt mengde i forhold til målt vannmengde. Flokkuleringsbassengene er utrustet med propellomrørere for optimal energiinn drivning i flokkuleringsprosessen. Hastigheten på omrørerne kunne reguleres trinnløst mellom 0-100 %. I flokkuleringstankene ble det foretatt kontinuerlig registrering av pH.

3.4. Instrumentering og prøvetaking

Anlegget ble overvåket med kontinuerlig registrering av følgende parametre (Kfr. figurene 3-6) :

pH i	: mottakstank
	: flokkulering jernfelling
	: flokkulering metallfelling
Konduktivitet i	: mottakstank
Turbiditet	: etter sandfilter
Vannmengde til	: flokkuleringstank metallfelling
	: flokkuleringstank jernfelling
	: sandfilter

Signaler fra instrumenter ble logget kontinuerlig av en datalogger.

Eget kontroll- og styringsskap sørget for el-forsyning til de ulike motoriserte driftsenhetene. I el-skapets front ble avlest vannmengder gjennom anlegget.

4. Gjennomføring

4.1. Kjemikalier

Til pH-regulering ble benyttet hydratkalk, $\text{Ca}(\text{OH})_2$ Franzefoss, som 4 % slurry.

Det ble dosert polymer til begge fellingstrinn. Som polymer ble benyttet en 0,1 % løsning av Zetag 32 som ble laget på stedet.

Til forsøket med felling med sulfid ble det laget en doseringsløsning av 100 g/l Na_2S (ICI, flakes) i 0,1 N NaOH.

Doseringene ble foretatt med doseringspumper av membrantype med variabel innstillbar doseringsmengde.

4.2. Forsøksopplegg og analyser

Anlegget fra foregående prosjekt ble en del ombygget før forsøkene ble igangsatt. Den vesentligste endringen var at det ble montert et oppstrøms sandfilter etter renseanleggets første trinn.

I dette prosjektet ble undersøkelsene utført i fem perioder :

Periode	Forsøk
02.05 - 06.05.94	Ombygging. Direktefelling av jernslam på filteret
04.07 - 08.07.94	Forsøk med flotasjonscelle
28.08 - 31.08.94	Felling med sulfid
19.09 - 23.09.94	Konsentrering med RO-anlegg
09.10 - 14.10.94	Konsentrering med RO-anlegg. Elektrolyse

Prøveuttak ved de aktuelle prøvetakingssteder (se figurene 3-6) ble foretatt med automatiske blandprøvetakere. Prøvetakingsfrekvensen ble stilt på uttak hver 15. minutt.

Alle analyseresultater og resultater fra de kontinuerlige registreringer er samlet i vedlegget bak.

5. Vurdering av resultater

5.1. Kjemiske resultater

5.1.1. Første driftsperiode (02.05-06.05.94)

I første driftsperiode ble anlegget bygget om og sandfilter montert. Det ble startet forsøk med direktefelling av pH-regulert gruvevann til pH 3,5 på filteret. Vedlegg 1 viser vannkvaliteten til gruvevannet før kalktilsats. Det viste seg at filteret gikk tett etter kort tid. Slammengdene vurderes som altfor store til at direkte felling på filteret er egnet for denne vanntypen. Videre forsøk ble oppgitt og filteret rengjort før neste driftsperiode.

5.1.2. Andre driftsperiode (04.07-08.07.94)

I andre driftsperiode ble det utprøvet en flotasjonsenhet for slamutskilling ved renseanleggets første og andre trinn. Flotasjonscellen (MUSLINGEN[®]) ble utlånt fra Brødrene Dahl A/S. Også i denne perioden var driftsproblemer med sandfilteret og med det elektroniske utstyret for datalogging. Problemene forårsaket noe varierende vannkvalitet ved utløpet av filteret.

Analyseresultatene for gruvevannet er samlet i vedlegg 2 og for sandfiltrert vann vedlegg 3. Resultatene i vedlegg 3 viser at den kjemiske sammensetning til avløpet fra trinn 1 er svært avhengig av pH-verdien. Prosessen i trinn 1 stiller derfor store krav til pH-kontroll under kalkinnblandingen. Dette var også erfaringen fra foregående prosjekt. I den første driftstimen (vedlegg 3) hadde blandprøven fra utløpet av filteret en pH-verdi på 3,45. Jerninnholdet var lavt (4,1 mg/l), mens resultatene for kobber og sink tyder på en viss medfelling av disse metaller. Det er noe overraskende at kobberkonsentrasjonen falt så vidt mye fra 67-70 mg/l og til 51 mg/l ved utløpet av filteret ved en så lav pH-verdi som 3,45. I denne perioden varierte pH en del på begge sider av denne verdi. Fra tidligere erfaringer vet en at kobbertapet er merkbart når pH stiger over 3,5 ved felling med kalk. Dette kan være en forklaring på kobbertapet i den første timen. I de neste to timene falt pH noe igjen ved utløpet av filteret. Blandprøven hadde en pH-verdi på 2,84 som er i området hvor treverdige jern begynner å felles. Omkring halvparten av jerninnholdet passerer filteret, mens de øvrige tungmetallene forblir løst. I perioden 1130-1600 heves pH igjen til 3,21 i blandprøven. En ser at ca. 90 % av jernet er fjernet, mens de øvrige tungmetallene er løst. Fra 1600-1830 heves pH ytterligere til 3,88 i blandprøven. En ser at fjerningen av jern er effektiv, men tapet av kobber og sink er også av betydning.

Forsøkene kan tyde på at pH-verdier i området 3,3-3,5 er optimalt område dersom en ønsker å begrense kobbertapet mest mulig når kalk benyttes til pH-regulering. Ulempen var at flokkuleringen i trinn 1 var dårlig ved så lav pH-verdi som 3,3 med den polymeren som ble benyttet. Av praktiske årsaker ble det benyttet samme polymer til begge fellingstrinn. Ved pH-verdier under 4 er en utenfor optimalt virkeområde for denne polymeren.

Om ettermiddagen den 6.7 ble flotasjonscellen koblet til renseanleggets andre trinn og flotasjon av slam ble startet. Det viste seg at det var nødvendig å variere returvannføring og polymerdosering for å oppnå optimale betingelser ved utløpet av enheten. De beste resultater ble oppnådd ved en returvannføring på 100 %. Det ble tatt ut en stikkprøve ved utløpet klokken 1400 da prosessen syntes å virke tilfredsstillende. Resultatene i vedlegg 4 viser stort sett lave metallverdier i utslippsvannet tatt i betraktning at det ikke ble tid til å optimalisere driften ytterligere. Vårt inntrykk var at flotasjon var en velegnet prosess til å avvanne denne lette slamtypen. Vi antar derfor at det vil være mulig å redusere kobberinnholdet som ble påvist i denne ene stikkprøven (3,37 mg Cu/l) ytterligere og under det generelle utslippskrav på 1 mg/l.

På grunn av begrenset utlånstid for flotasjonsenheten, ble rensanlegget igjen bygget om for flotasjon av slam fra rensanleggets første trinn. Denne prosessen ble startet om kvelden den 7.07.94. Det ble benyttet samme polymer og retur vannføring. Første prøveuttak av vannfasen ble foretatt kl 2100. Resultatene i vedlegg 4 viser at pH-verdien var noe høy (4,19). Resultatene for kobber og sink viser et visst tap av disse metaller til slamfasen. Det er likevel overraskende at kobberverdien var såvidt høy som 50 mg/l til tross for at pH-verdien var over 4. Om morgenen den 8.07 ble det tatt en ny stikkprøve kl 0800. Til tross for at kalkdosen ble satt ned noe, var likevel pH økt til 4,4 i løpet av natten. Kobberverdien var likevel så høy som 64,6 mg/l, noe som tyder på et minimalt tap av kobber. Sinkutfellingen synes knapt å være målbar ved disse pH-verdier. Et par nye stikkprøver tatt før forsøket ble avsluttet kl 1000 bekreftet inntrykket.

I tabell 1 under er samlet resultatene for analyse av slamprøver. Prøvene ble tørket, veiet og oppløst i kons. saltsyre. Den første prøven er tatt ved flotasjon av slam fra rensanleggets andre trinn. Jerninnholdet er her for høyt, noe som har sammenheng med driftsproblemer som nevnt ovenfor. Av tørrstoffanalysen ser en at slammet har andre egenskaper enn slammet fra første trinn. Laveste kobberverdi i slammet fra første trinn ble bestemt til 4,4 g Cu/kg tørrstoff. Dette er høyere enn under forsøkene med kalkfelling i 1993 der en oppnådde som beste resultat 0,5-1 g Cu/kg tørrstoff. Driftstiden var denne gang svært kort og en hadde ikke anledning til å optimalisere prosessen m.h.t. slamproduksjonen. Det vil dessuten være mulig å senke kobberinnholdet ytterligere ved å avvanne slammet ved pressing eller sentrifugering. En vesentlig del av kobberinnholdet antas å følge med porevannet ved avvanningen.

Forsøkene med flotasjon av jernslam tyder på at kravet til pH under jernutfellingen ikke er så kritisk som resultatene for vanlig slamutskilling viser. Dette kan ha sammenheng med den korte tiden det tar fra fnokkene dannes til slammet er skilt ut. Dersom en tar sikte på å benytte slammet til produksjon av jernklorid, kan det være en fordel å benytte flotasjon til slamutskilling både på grunn av forhold nevnt ovenfor og på grunn av at en løper mindre risiko for å kontaminere større slammengder med kobber på grunn av driftsuhell. På grunn av den korte oppholdstiden er det lettere å føre løpende kontroll med slamproduksjonen, noe som er viktig når slammet skal være et produkt og ikke et avfall. En bør imidlertid prøve teknikken over lengre tid for å få en bedre dokumentasjon av flotasjonsprosessens fordeler.

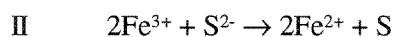
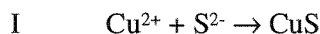
Tabell 1. Analyse av slamprøver tatt under flotasjonsforsøkene.

Prøve mrk.	Fe g/kg TS	Cu g/kg TS	Al g/kg TS	Zn g/kg TS	Ca g/kg TS	SO4 g/kg TS	TS %
7/7 start	162	111.3	55.4	73.74	47.5	113.9	9.2
7/7 1730	389	29.2	64.3	1.01	2.6	192.4	19.3
7/7 2200	387	23.2	57.4	0.64	2.4	183.6	20.7
8/7 0900	444	4.4	30.2	0.36	2.1	188.4	19.1
8/7 1000	473	7.7	40.7	0.35	2.3	199.7	17.2

5.1.3. Tredje driftsperiode (28.08-31.08.94)

I tredje driftsperiode ble det gjort forsøk med felling med sulfid. Hensikten var å foreta en selektiv felling av kobber som kobbersulfid. Ved å fjerne kobber fra gruvevannet vil ikke de resterende tungmetaller forårsake de samme toksiske effekter i vassdraget. Fordelen med et sulfidfellingsanlegg er at slammengdene teoretisk blir relativt beskjedne. Det eneste slammet som dannes skulle være kobbersulfid, som er en meget stabil forbindelse. Det vil kanskje være mulig å bli kvitt slammet ved å sende det til kobbersmelting ved en røster.

Ved dosering av natriumsulfid til denne type gruvevann som inneholder treverdige jern og kobber, vil disse to reaksjoner inntreffe :



Det vil således være konkurranse om sulfidionet mellom kobberionet og det treverdige jernionet. Det er mulig å foreta en teoretisk beregning av forløpet for de to reaksjoner og avgjøre hvilken reaksjon som først inntreffer. Det ble her valgt å utføre en jartest for å belyse forholdet. En liter gruvevann ble tilsatt økende mengder av en løsning av 20 g/l Na₂S. Det ble målt redoks-potensiale (Platinaelektrode med Ag/AgCl-referanselekt.) under tilsetningen. Resultatene er samlet i tabell 2.

Tabell 2. Tilsetning av sulfid til gruvevann fra Mons Petter gruve. Jar-test

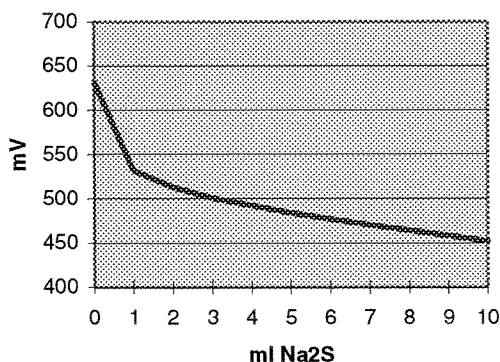
ml tilsatt av 20 g/l Na ₂ S	Eh i mV	mg Cu/l etter sed.
0	632	85.9
0.5	550	85.4
1	532	83.4
2	513	82.4
3	501	81.9
4	492	
5	487	81.1
6	477	
7	470	
8	464	
9	458	
10	452	74.1

Den teoretiske mengde sulfid som skal til for å felle ut alt kobber som CuS, kan beregnes til 8,5 ml av en 20 g/l løsning. Forsøkene viser at det meste av sulfiden blir brukt til å redusere jernet til toverdige form før nevneverdig kobber felles ut. Figur 7 viser forløpet av redokskurven.

Tabell 3. Tilsetning av 100 g/l sulfidløsning til 1l gruvevann fra Mons Petter gruve

Na ₂ S ml	Eh mV	Cu mg/l
0	530	63.4
2.5	422	0.18
5	122	0.06
10	-41	0.02
15	-150	0.02
20	-335	0.02

Titreering av gruvevann med sulfid



Figur 7. Måling av redoks-potensiale ved tilsetning av sulfid til gruvevann

Kurven viser et raskt potensialfall for deretter å anta et langsomt synkende forløp. Det synes å være vanskelig å benytte redokselektrode til å styre sulfiddoseringen. Det er imidlertid mulig at man etter hvert som man får erfaring, kan styre etter et fast potensiale hvor man har erfaring for at alt kobber er felt ut.

Av hensyn til doseringspumpenes kapasitet ble det valgt å kjøre med en sterkere sulfidløsning. En løsning av 100 g Na₂S/l ble laget. Av hensyn til stabilitet og for å forhindre lukt (og tap av sulfid som H₂S), ble sulfiden løst i 0,1 N NaOH. Sterkere lut var ikke mulig da det også måtte tas hensyn til at pH ikke måtte bli for høy etter sulfidtilsetning slik at det var fare for utfelling av FeS samt hydroksider av aluminium og sink. Det ble utført en ny jar-test med tilsetning av denne sterkere sulfidløsning til 1 liter gruvevann. Resultatene er samlet i tabell 3. Testen viser at en vil oppnå en tilfredsstillende kobberfelling med et sulfiddose på omkring 5 ml 100 g Na₂S/l pr. liter gruvevann. Redokspotensialet var da 122 mV.

Innholdet av aktiv sulfid i sulfidløsningen ble bestemt ved iodometrisk titrering (tilsetning av overskudd jodløsning og titrering av uforbrukt jod med tiosulfat). Det ble funnet at 100 g teknisk natriumsulfid inneholdt 24,8 g S²⁻ eller 60,3 g Na₂S.

Renseanlegget ble bygget om til direktefelling på sandfilteret. Fellingsprosessen ble startet den 30.08 kl 1230. Det ble startet med en belastning på 1,3 m³/h og en sulfidtilsetning på 1,85 l/h. Det ble utført kobberanalyser av utløpsvann fra filteret fortløpende v.h.a HACH-instrument (kolorimetrisk Cu-metode). Analysene ble senere kontrollert v.h.a. atomabsorpsjon. Det viste seg snart at det var vanskelig å holde en stabil belastning på filteret uten å stadig justere matepumpen. Etter at ventilen etter matepumpen var åpnet helt, ble det valgt å kjøre med denne belastning som var omkring 0,5 m³/h. Belastningen var langsomt synkende. Om morgenen den 31.08 sprakk plastslangen som tappet prøver fra innløpet av filteret på grunn av det store mottrykket. Videre filtrering ble oppgitt.

Analyseresultatene er samlet i vedleggene 6 og 7. Resultatene viser at det er mulig å foreta en selektiv felling av kobbersulfid i surt miljø ved hjelp av dosering av natriumsulfid. Da gruvevannets jerninnhold under våre forsøk forelå i treverdige form, ble forbruket av sulfid forholdsvis høyt. En annen og vesentlig ulempe var at filteret gikk fort tett trolig på grunn av at dannet elementært svovel la seg på sandkornene som et klebrig slam. Felling av kobber i gruvevann som inneholder betydelige mengder jern i treverdige form synes derfor ikke å være noen aktuell prosess. Under våre forsøk synes en passende doseringmengde å være 5 l av 100 g/l Na₂S

pr. m³ gruvevann. Dette gir et forbruk på 0,5 kg Na₂S/m³ gruvevann. Ved en antatt total gjennomsnittlig gruvevannsmengde på 115 m³/h blir forbruket i gjennomsnitt 57,5 kg Na₂S/h eller 504 tonn/år.

Med en kilopris på kr. 5,50 (i paller) blir den årlige kjemikaliekostnad ca. 2,8 mill.kr. Dersom jernet hadde vært toverdig ved utløpet av gruva, ville sulfidforbruket blitt vesentlig mindre idet sulfiden bare ville blitt forbrukt av kobberinnholdet i gruvevannet. Den årlige kjemikaliekostnad kan i et slikt tilfelle anslås til ca. 1 mill. kr.

5.1.4. Fjerde driftsperiode (19.09-23.09.94)

Denne driftsperioden hadde som målsetting å kjøre renseanleggets første trinn og produsere et jernfritt gruvevann som skulle konsentreres ved hjelp av omvendt osmoseteknikk (RO). Det skulle videre gjenvinnes kobber fra konsentratet fra osmoseanlegget v.h.a. elektrolyse. Osmoseanlegg ble leiet fra Millipore AB, mens elektrolyseanlegg ble leiet fra Permascand AB. Resultatene fra elektrolyseforsøkene er omtalt i avsnitt 5.3.

Renseanlegget ble startet om ettermiddagen den 20.09.94. Analyse av blandprøver fra renseanleggets enheter er samlet i vedleggene 8-10.

Det første døgnet viste det seg, som under tidligere forsøk, at det var vanskelig å holde så stabile pH-verdier som ønskelig ved utløpet av sedimenteringstanken. Problemet ble løst ved å flytte pH-elektroden som styrte kalkdosen fra røråpningen der vannet kommer inn i flokkuleringstanken, til et stykke ut i tanken i overflaten. Fra klokken 1600 den 21.09 var driften meget stabil. Etter å ha justert set-punktet for kalkdoseringen til pH 3,75 var pH nær konstant og varierende i området 3,4-3,5 ved utløpet av sandfilteret. Ved utløpet av sedimenteringstanken var pH-variasjonene noe større med variasjoner i området 3,4-3,7 som likevel var en betydelig forbedring i forhold til tidligere driftsperioder.

Vedlegg 9 som viser resultatene for prøver som ble tatt ved utløpet av sedimenteringstanken, viser at et visst jerntap er tilstede. Beste jernverdi var 9,1 mg/l som er ca. 5 % av inngående jernmengde. Gjennomsnitt var 24 mg/l som er ca. 14 % av inngående mengde. Resultatet kan sannsynligvis forbedres betydelig ved å anvende en bedre polymer. Ved å benytte et sandfilter som etterpolering faller jernkonsentrasjonen i utgående vann fra trinn 1 til 1,8 mg/l i gjennomsnitt. Laveste verdi ble målt til 0,5 mg/l. Det ble ikke undersøkt i hvilken form restjernet forelå, enten som utfelt eller løst treverdig jern eller som toverdige jernioner.

Når det gjelder kobber, er det vanskelig å sammenligne enkeltprøver p.g.a. den lange oppholdstiden i prosessenhetene. Ved å sammenligne middelveidene for prøver tatt av utløpet ved sedimenteringstanken med middelveidene for gruvevannet synes det å være et kobbertap på ca. 6 % i sedimenteringstanken. Sandfilteret synes å holde tilbake ytterligere 1 % kobber. Ca. 8 % av sulfatmengden i gruvevannet synes også å felles ut i 1. trinn, sannsynligvis som gips. Gipsutfellingen bekreftes ved at kalsiumkonsentrasjonen avtar med ca 4 % etter filtrering. For de andre metallene er resultatene mer usikre p.g.a. lavere konsentrasjoner. Resultatene tyder imidlertid på en viss medfelling av aluminium i 1. trinn idet ca 16 % av midlere aluminiuminnhold i gruvevannet fjernes fram til utløpet av sandfilteret.

Osmoseanlegget ble igangsatt med oppsamlet vann fra sandfilteret. Etter å ha utført kapasitetstester med osmoseanlegget oppsto en lekkasje i et stålrør, noe som gjorde at forsøkene måtte stanses da det ikke var mulig å oppnå høyt nok trykk. Det ble derfor nødvendig å gjøre et nytt forsøk senere etter en reparasjon.

5.1.5. Femte driftsperiode (09.10-14.10.94)

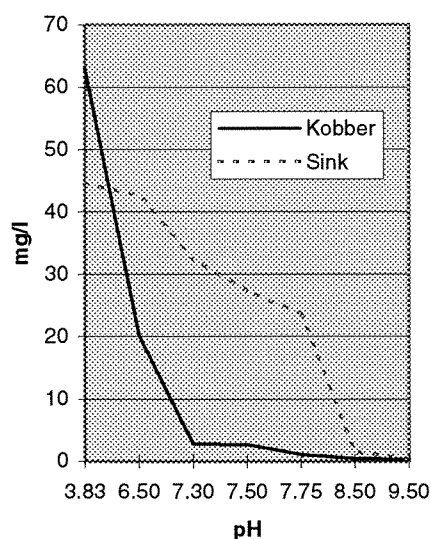
Erfaringene fra foregående driftsperiode gjorde at det var enkelt å etablere stabile forhold i anlegget. Målsettingen var å produsere et vann som hadde så lite jerninnhold som mulig og samtidig unngå tap av kobber. Prosessen var operativ om ettermiddagen den 10.10.94. Analyseresultatene fra forsøkene er samlet i vedleggene 11-13.

Resultatene for prøvene fra utløpet av sedimenteringstanken viste en mer stabil vannkvaliteten enn foregående driftperiode. Resultatene for jern viser at 92 % av jernmengden i inngående vann ble felt ut i sedimenteringstanken. Kobbertapet var også mindre denne gang , og var på ca. 4 %. Ca. 20 % av aluminiuminnholdet i gruvevannet felles ut ved pH 3,5.

Da det også denne gangen oppsto driftsproblemer med membrananlegget, ble forsøkene avsluttet den 12.10. Fra kvelden den 11.10 ble pH hevet gradvis slik at pH i sedimenteringstanken var omkring 4 om morgenen den 12.10. Denne pH-hevingen synes å ha liten effekt på kobbertapet. Det var heller intet målbart tap av kobber gjennom sandfilteret dersom en legger middelverdiene til grunn. Det er vanskelig å gi noen god forklaring på hvorfor resultatene var bedre denne gang i forhold til foregående periode. En mulig forklaring kan være at kalkdoseringen var mer optimal og pH-betingelsene under jernutfellingen varierte meget lite og bare med noen hundredeler. Gipsutfellingen var også mindre enn i september.

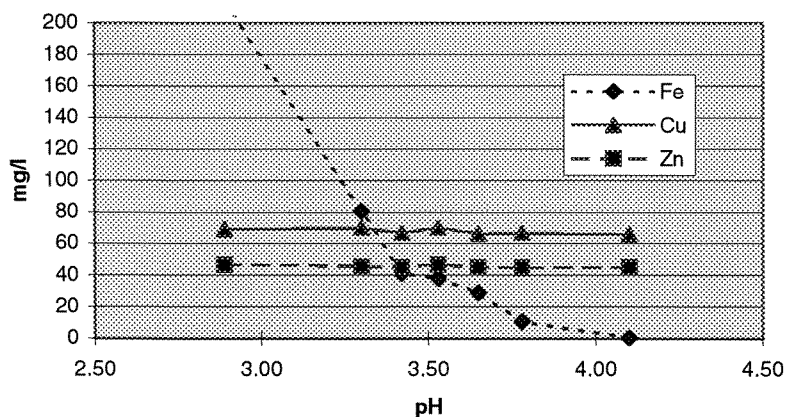
Det ble til slutt utført to jartester. I den ene ble utfellingen i pH-området 3,3-4 undersøkt ved felling med kalk. I den andre testen ble det utført fellingsforsøk med vann fra overløp av sandfilteret for å bestemme optimal pH for kjemisk felling i renseanleggets andre trinn ved felling med kalk. Resultatene er samlet i vedleggene 14 og 15 og gitt en grafisk fremstilling i figurene 8 og 9.

Resultatene viser en viss medfelling av kobber når pH går over 3,5. Når pH går opp mot 4, øker også medfellingen av aluminium betydelig. I renseanleggets andre trinn bør pH holdes omkring 9-9,5 for å oppnå optimal metallutfelling.



Figur 8. Felling av jernfritt vann fra trinn 1 med kalk i området 6,5-9,5

Jar-test gruvevann



Figur 9. Jar-test av gruvevann. Felling med kalk i området 3,3-4,1

5.1.6. Analyse av slamprøver fra fjerde og femte driftsperiode

Under de to siste driftsperioder ble det tatt ut stikkprøver ved tapping av slam. Slamprøvene ble avvannet ved avsugning på laboratoriefilter. En del av filterkaken ble oppløst i saltsyre, mens den resterende del ble benyttet til bestemmelse av tørrstoffinnhold. Analyseresultatene er samlet i tabell 4 under.

Tabell 4. Analyse av jernslam (trinn 1) ved felling med kalk.

Prøve mrk.	Fe g/kg TS	Cu g/kg TS	Al g/kg TS	Zn g/kg TS	Ca g/kg TS	SO ₄ g/kg TS	TS %
Slam 21/9 0800	429	44.8	31.9	14.54	22.0	133	19.6
Slam 21/9 1430	626	6.4	27.5	0.59	2.7	217	17.4
Slam 22/9 2230	622	3.0	1.7	0.18	1.3	124	29.2
Slam 22/9 0800	517	2.0	1.7	0.18	1.3	119	25.6
Slam 22/9 1800	550	2.2	0.8	0.13	1.0	102	34.8
Slam 23/9 0930	491	4.8	13.7	0.42	3.2	153	24.3
Slam 12/10 1100	508	1.1	3.3	0.16	1.4	165	29.2
Slam 13/10 0900	493	1.2	11.9	0.26	2.1	158	22.6

Resultatene viser tydelig at de problemer som var med pH-kontroll innledningsvis i september, førte til en kraftig økning i kobberinnholdet i slammet. Etter at driften ble forbedret om ettermiddagen den 21.09, sank kobberinnholdet betydelig. Forsøkene i oktober ble utført under stabile betingelser, og pH under jernutfellingen varierte kun med noen hundredeler i området 3,4-3,5. En ser da også at kobberinnholdet falt vesentlig. Ved en bedre avvanning kan kobberinnholdet i slammet sannsynligvis reduseres ytterligere.

Slamanalysene viser at maksimal tillatt pH ved felling med kalk vil være 3,5 dersom en har som målsetting å produsere et jernslam som inneholder minst mulig kobber. Dette setter store krav til driften av anlegget og spesielt til kalibreringen av pH-elektroden.

5.2. Konsentrering ved hjelp av omvendt osmose

Membranprosesser som ultrafiltrering og omvendt osmose har funnet anvendelse innenfor en rekke områder når det gjelder vannrensing og gjenvinning. Anvendelse av disse prosessene er normalt dyrere enn tradisjonelle metoder. De største fordelene er at prosessene åpner for gjenvinning av en rekke produkter uten anvendelse av kjemikalier. Prosessene brukes i første rekke som metoder for avsalting og rensing av drikkevann og til konsentrering/gjenvinning av produkter innenfor legemiddel- og næringsmiddelindustrien.

Det finnes en rekke litteraturreferanser på anvendelse av omvendt osmose ved rensing av gruvevann (Ekengren, 1982). Teknikken har imidlertid vært benyttet til andre formål enn slik prosessen er tenkt i Sulitjelma. Ofte har målsettingen vært å gjenvinne vann og sende konsentratet videre til kjemisk felling med utfelling av hydroksidslam. Driftsproblemene er imidlertid de samme som ved rensing av vann i Sulitjelma. Det er rapportert at innhold av jern og utfelling av gips vil forårsake driftsproblemer. Ved vår prosess i Sulitjelma tar vi sikte på å fjerne mest mulig av jernet før konsentreringen starter. Ved konvensjonell felling er det ikke påvist noen gipsutfelling av betydning, men ved en konsentrering vil en få gipsutfelling i konsentratet. Gruvevannet har en kobberkonsentrasjon på 60-80 mg/l. Av hensyn til gjenvinningsgraden under elektrolysen av konsentratet bør en minst oppnå en konsentrering på 10 ganger.

Det ble tatt kontakt med Millipore AB Process Division i Stockholm, Sverige for å undersøke mulighetene for å låne et pilotanlegg til formålet. Millipore leverer en rekke anlegg til forskjellige formål over hele verden og har en intern database vedr. erfaringer og anvendelse av teknikken. Det ble oversendt noe vann for utprøving i laboratorieskala. Senere ble et pilotanlegg utlånt fra Millipore's forskningsavdeling i Molsheim, Frankrike. Membrantypen ble valgt av Millipore ut fra de opplysninger som forelå om vanntypen. Pilotanlegget (Helicon-RO) var av en slik størrelse at resultatene var oppskalerbare til helskala anlegg. Filterpatronen hadde et areale på 6 m². Mottakstanken hadde et volum på 100 l. På grunn av uforutsette driftsproblemer ble forsøkene senere fortsatt i et mindre laboratoriesystem (Pro-Scale) på NIVA med jernfritt gruvevann som ble tatt med fra Sulitjelma. Laboratorieanlegget hadde et filterareale på 0,3 m². Mottakstankens volum var på 3 l. Forsøkene ble utført i samarbeid med Kåre Larsson, Millipore AB. Vi gjengir i avsnittene 5.2.1. og 5.2.2. et ekstrakt av rapporten fra Millipore.

5.2.1. Prinsippbeskrivelse

Systemet arbeider etter prinsippene for membranteknisk separering. De to væsker holdes adskilt med en membran som har slike egenskaper at den kan slippe igjennom visse komponenter eller partikler. De to delstrømmer som dannes kalles :

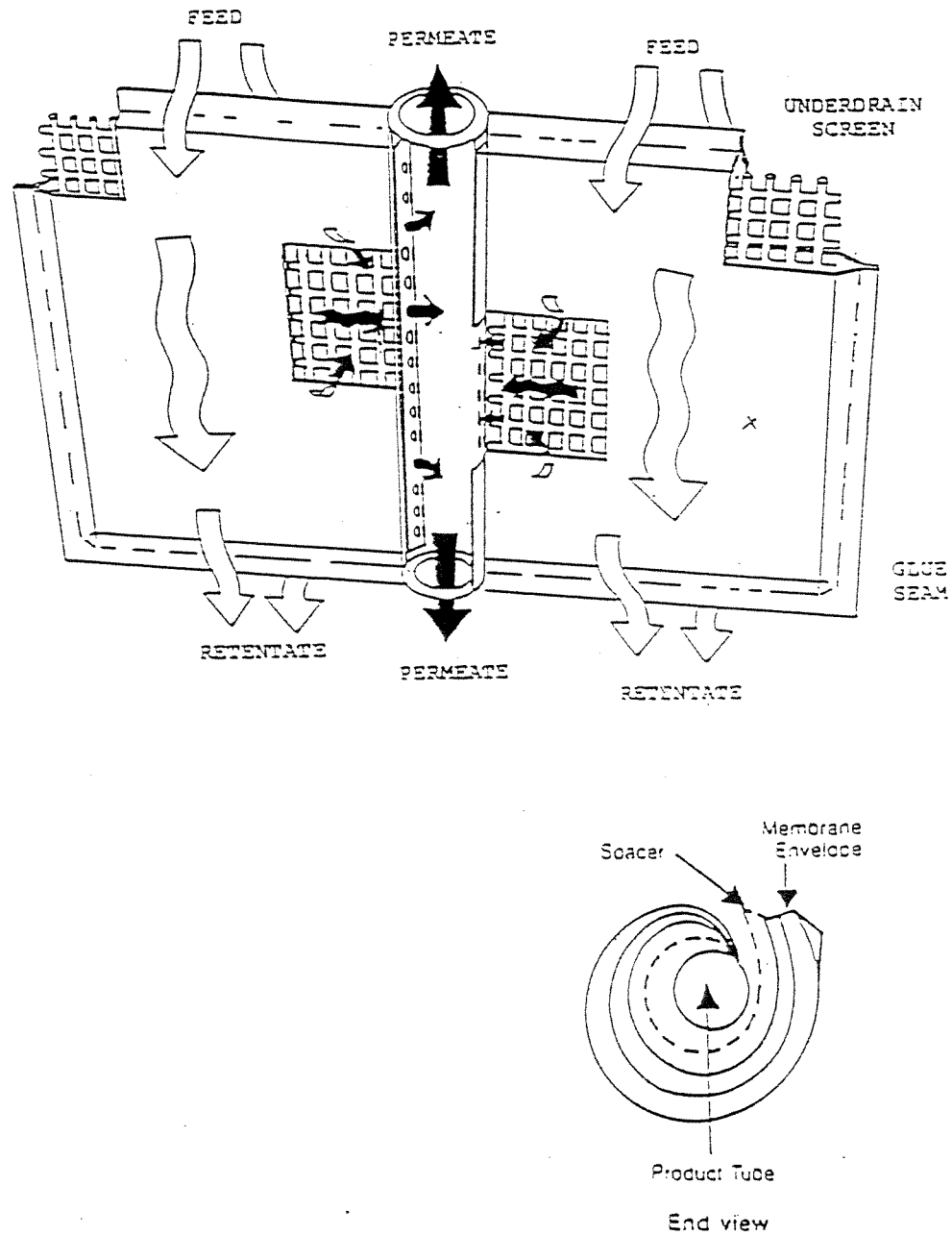
- Retentat : Det som ikke passerer gjennom membranen
- Permeat : Det som passerer gjennom membranen

Det finnes forskjellige membranprosesser. Forskjellen mellom prosessene beror på ulike membranmaterialer, den drivende kraften og hastigheten. Den grunnleggende forskjellen er at membranene har ulike poreåpninger. En skiller mellom omvendt osmose (RO), ultrafiltrering (UF) og membranfiltrering (MF). I våre forsøk er benyttet en RO-membran. RO-membranen separerer på molekylvekten og ladningen til de enkelte molekyler. En membran med "cut off" molekylvekt 100 innebærer at molekyler med molekylvekt mindre enn 100 passerer gjennom membranen, men i visse tilfeller kan de holdes tilbake på grunn av ladningen. Separasjonsevnen til en RO-membran defineres som NaCl-retensjonen i %.

RO-membranen er laget av et tynt lag (0,4 µm) av polymerfilm som er lagt utenpå et porøst støttemateriale. Den tynne filmen er spesifikk for de respektive filterleverandørene og har

spesifikke egenskaper avhengig av overflate og separasjonsevne. Egenskapene er for en stor del basert på materialvalget som også påvirker fluks og filterkarakteristikk. Oppbyggingen av støttematerialet er viktig for membranens egenskaper. Jo mere nøyaktig støttematerialet er i sin struktur, dess mindre risiko er det for såkalte "pin holes" som kan forårsake unøyaktig separasjon og til og med lekkasje.

En måte å bygge opp membranen på er å bygge den som en spiralformet patron slik som figur 10 viser. Patronen består av flere membraner som er festet til senterrøret. Membranen vikles rundt senterrøret og det sammenrullede filteret plasseres i en plasthylse som holder membranen på plass. Spiralformede patroner gir en stor filteroverflate med bra egenskaper. Dessuten er det forholdsvis lett å holde membranen ren og oppskalere den.



Figur 10. Prinsipp for tangensiell filtrering og oppbygging av filterpatron (Millipore AB).

5.2.2. Resultater fra forsøk

I forsøkene ble det benyttet en Nanomax™ 90 membran som har en "cut off"-verdi på 100. Membranen er laget av polyamid. Membranens livslengde påvirkes av klor, mens jern og kalsium (gips) påvirker fluksen ved at utfellinger settes av på filteroverflaten med fare for at utfellingen kan sette seg fast på membranen. Med den vanntypen som testes i våre forsøk, vil klor ikke være tilstede. Det legges også stor innsats i å fjerne mest mulig av jernet ved å ha en god kontroll med pH under utfellingen og foreta en etterpolering av klarfasen etter sedimentering ved hjelp av sandfiltrering. Jerninnholdet i filtratet har ligget i området 0,5-1 mg/l. Det egentlige problemet med membranfiltrering av denne type vann vil således bli dannelsen og utfellingen av gips fra konsentratet. Forsøkene tok derfor i første rekke sikte på å vurdere effektene av gipsutfellingen.

Forsøkene ble startet med å kontrollere fluksen ved forskjellige trykk, 10, 20, 30 og 40 bar. Hensikten var å gi en oppfatning om størrelsen på fluksen ved ulike trykk og bedømme eventuell fouling på membranen (avsetning av partikler eller ioner på membranoverflaten). Testen ble gjort med den temperaturen det jernfrie gruvevannet hadde (10°C). Testen viste at fluksen var lineær med trykket. Noen fouling kunne ikke påvises. Av andre forhold som ble undersøkt, var forholdet mellom konduktivitet og antall konsentreringer, temperaturen og fluksen, antall konsentreringer og fluksen og konduktiviteten i retentatet og permeatet.

Forsøkene viste at temperaturen påvirker fluksen i stor grad. Ved å kjøre en batch-vis konsentrering med en starttemperatur på 6,5°C avtar fluksen etter en tid. Ved 6 gangers konsentrering kan en observere utfelling av gips. Da er temperaturen 25°C. Temperaturen fortsetter å øke og fluksen kommer tilbake igjen. Det var tydelig at dannelsen av gips vil bli et driftsproblem. Selve membrankonstruksjon bør trolig også endres. Med den patronen som ble benyttet, hadde gipsutfellingen lett for å sette seg av i åpningene i støtteleplaten på enden av patronen. Det er nødvendig å endre konstruksjonen for å lette renholdet.

Det ble utført forsøk med rengjøring av membranen. For rengjøring av membranen ble det funnet at det bør benyttes to rengjøringsmidler, P3-Ultrasil 10 (alkalisk detergent) og P3-Ultrasil 75 (sterkt fosforsur/salpetersur vaskeløsning). Det ble funnet at kalsiumkonsentrasjonen ikke bør overstige ca. 16 g/m² filteroverflate dersom en skal gjenopprette samme fluks etter en vaskeprosess. Dette innebærer at man ikke bør konsentrere mer enn ca. 10-20 ganger for å unngå problemer med membranens levetid. Med vanntypen i Sulitjelma fører dette til en kobberkonsentrasjon i konsentratet i området 500-1000 mg/l, noe som er et tilfredsstillende område å arbeide i med den type elektrolyseapparat som er aktuelt. Ut fra de forsøkene som ble utført, har vi kommet fra til følgende driftsbetingelser :

Kalsiumkonsentrasjon i konsentrat	: Maks. 5 g/l eller 17 X konsentrert
Arbeidstemperatur	: Over 30°C
Crossflow (hastighet over membranen)	: 5 l/m ² /min
Trykk	: 25 bar
Fluks	: 40 l/m ² /h

I et helskala anlegg med en belastning på 115 m³/h vil dette kreve en filteroverflate på 2850 m².

Hvordan et helskala anlegg skal bygges opp, er også et spørsmål som må utredes nærmere før man bygger et slikt anlegg. Vi vil foreløpig foreslå et system med parallellkoblede moduler, der hver enkelt modul filtrerer i serie. Det foreslås at systemet bygges opp med 18 filtermoduler à 192 m² der 2 moduler til enhver tid er til rengjøring. Samlet filterareal blir 3456 m². Konsentreringen foretas trinnvis. I et slikt system vil kobberkonsentrasjonen i filtratene øke etter hvert som konsentre-

ringen øker. Det vil imidlertid være mulig å bygge opp modulene slik at retensjonen holdes i området 97-99 %. Dette gir følgende prosessdata :

Inngående vannmengde	: 114 m ³ /h
Trykk	: 25 bar
Fluks	: 40 l/m ² /h
Filtrat	: 107 m ³ /h
Konsentrat	: 7 m ³ /h
Crossflow	: 57600 l/h/modul
Antal konsentreringer	: 17 ggr. = 1 g Cu/l = 7,1 kg/h
Retensjon	: 97.99 %

Anlegget styres v.h.a. 4 parametre :

Konduktiviteten angir hvor mange konsentreringer som er gjort og når konsentrat skal gå til elektrolyse. Er konduktiviteten for høy, stenges filtratventilen og en fortykning oppnås og utfelling av gips forhindres. Er verdien for lav, stenges ventilen for inngående vann og en økt konsentrering oppnås.

Trykk og fluks er begge parametre som gir et mål for gjentetting av membranen, d.v.s. når gipsutfellingen har blitt for stor eller om membranen er tett til av andre komponenter som påvirker filtrerbarheten.

ΔP, angir hvor mye kanalene i filterpatronen tetter igjen, d.v.s. når forskjellen mellom inngående og utgående trykk er maks. tillatt 0,82 bar/patron.

Disse forsøkene er bare å betrakte som innledende og ment som en demonstrasjon på teknikken. Før et eventuelt helskala anlegg skal konstrueres, bør det gjennomføres et prosjekt for å kartlegge alle forhold som har betydning for en riktig drift også fra en økonomisk synsvinkel. Det kan f.eks. i denne sammenheng ha betydning for totalkostnadene å vurdere soda eller lut til pH-reguleringen da disse kjemikalierne vil redusere gipsdannelsen kraftig og følgelig øke levetiden på de dyre membranene.

På grunn av lekkasje i en ståldel måtte forsøkene i Sulitjelma avbrytes før en nådde målsettingen om å lage en konsentratmengde som ville gi noen kilo kobber i utbytte. Det ble imidlertid produsert ca. 100 l konsentrat med et kobberinnhold på 727 mg/l. Dette ble benyttet til et elektrolyseforsøk.

5.3. Gjenvinning av kobber ved hjelp av elektrolyse

5.3.1. Bakgrunn

Det foreligger en rekke litteraturreferanser på forsøk som har vært gjort vedrørende elektrolyse av gruvevann fra kisgruver. Denne teknologien har imidlertid hittil funnet liten anvendelse som forurensningsbegrensende tiltak innenfor gruveindustrien. Årsakene til dette er flere. Elektrolyse anvendes i første rekke for gjenvinning av metaller der utgangskonsentrasjonen er noen gram pr. liter. Det er også en fordel om løsningen inneholder få metaller utenom det metall som skal gjenvinnes. I et gruvevann fra en kisgruve har en ofte med en rekke metaller å gjøre. Ved elektrolyse av slikt vann kan metallene delta i sidereaksjoner som senker strømutbyttet betydelig. Et av de metallene som har stor betydning i denne sammenheng, er jern i treverdig form. I en vanlig elektrolysecelle vil strømutbyttet ved elektrolyse av kobber bli sterkt redusert avhengig av gruvevannets innhold av treverdig jern ved at det går med strøm til å redusere jernet til toverdig form. Et annet problem er at en ofte har med en situasjon å gjøre der vannmengdene er betydelig og kobberkonsentrasjonene relativt lave og i området 10-100 mg/l. Det vil være mulig også å utføre elektrolyse ved disse konsentrasjonsnivåer. Ulempen er at elektrolysen vil ta svært lang tid på grunn av at transporten av metallioner til katodeoverflaten avtar sterkt etterhvert som elektrolytten utarmes med metallioner. Ved konsentrasjonsnivåer under et gram pr. liter er en nødt til å benytte spesielle katoder for å oppnå et tilfredsstillende strømutbytte. I den senere tid er det utviklet slike spesielle katoder som særlig har funnet anvendelse innenfor overflatebehandlingsindustrien i forbindelse med gjenvinning av metaller fra skyllevann og brukte prosessbad. Det er for slike formål utviklet spesielle katoder som er effektive ved metallkonsentrasjoner langt under 1 g/l. Den største fordelene med en elektrolyseprosess er at det produseres metaller som har en verdi og kan videreanvendes. Ved alternativ behandling i et konvensjonelt renseanlegg produseres et spesialavfall som må deponeres på spesialdeponi. Selv om elektrolyse av f.eks. kobber med dagens metall- og energipriser aldri vil bli lønnsomt, kan likevel metallverdien gi et mindre bidrag til å redusere kostnadene med rens tiltaket.

En av hensiktene med å utprøve en slik renseprosess som i dette prosjektet, var at ved å fjerne jernet i gruvevannet i et separat trinn, åpner dette for å foreta en gjenvinning v.h.a. elektrolyse mer effektivt. Det vil fortsatt være nødvendig å foreta en konsentrering av metallene i det resterende vann. I dette prosjektet har en valgt å teste et membranfiltreringsanlegg til dette formål. Av andre teknikker som er egnet for konsentrering er væskeekstraksjon, ionebytte og kjemisk felling. Sistnevnte metode vil imidlertid gjøre bruk av ytterligere kjemikalier og kreve et nytt rensetrinn i anlegget.

For å teste en elektrolyseprosess valgte vi å prøve ut et elektrolyseanlegg som er kommersielt tilgjengelig og som er konstruert for å gjenvinne metaller fra avfallsvæsker fra overflatebehandlingsindustri. En del vanntyper innen denne bransjen har ofte en sammensetning som ligner på gruvevannets sammensetning.

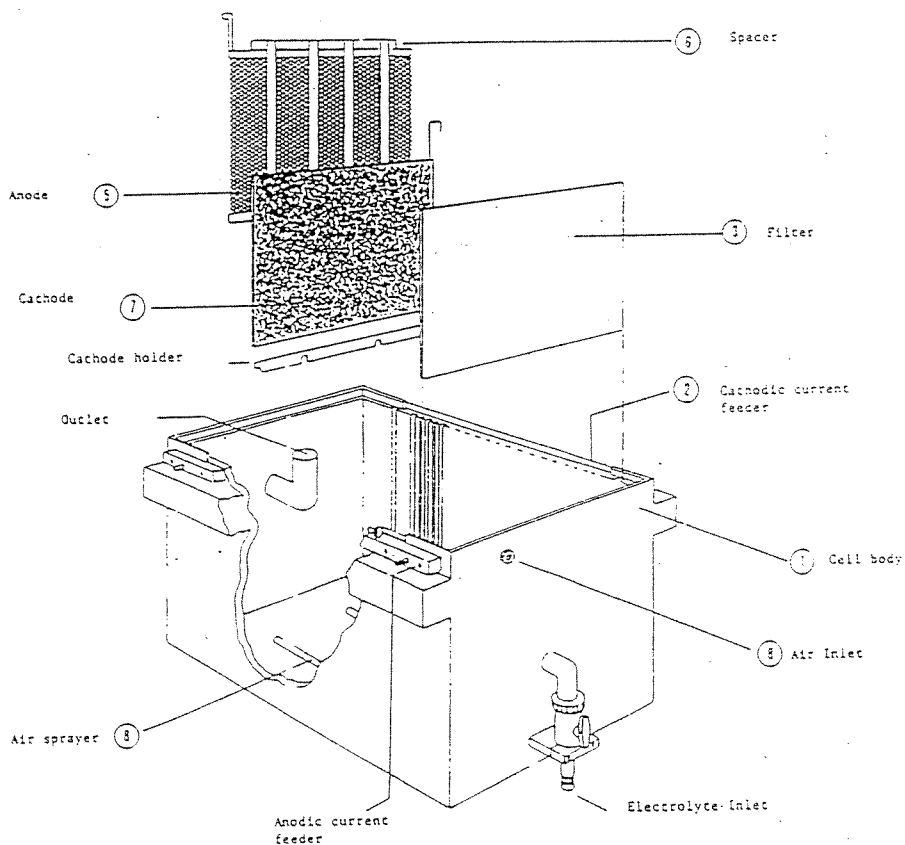
5.3.2. Beskrivelse av elektrolyseanlegget

Elektrolyseanlegget som ble benyttet (RETEC), ble utlånt fra Permascand AB, Ljungaværk i Sverige. Elektrolysecelle og elektroder er spesielt utviklet for å gjenvinne metaller fra industriavløp. I litteraturen (Palmer *et al*, 1987) er rapportert en rekke anvendelser. Det unike ved dette anlegget ligger i konstruksjonen av elektrodene. Anoden er laget av titan som er gitt et katalytisk belegg for at det ikke skal dannes noe slam i cellen. Katoden er laget av plastskum som er belagt med et tynt lag av metall (kobber under våre forsøk). Overflaten blir derved meget stor, ca. 15 ganger større aktiv overflate enn ved en plan katode. Dette gjør at effektiviteten er høy også ved lave metallkonsentrasjoner. Flere anode/katodepar er montert etter hverandre i cellen og en kraftig pumpe sørger for god sirkulasjon gjennom cellen. Når katodene er mettet med metall, byttes de ut uten at gjenvinningsprosessen avbrytes. Figur 11 viser elektrolysecellens konstruksjon.

I våre forsøk ble den minste av elektrolysecellene som leveres testet (RETEC 6). Noen tekniske data for cellen :

Volum	: Ca. 80 l
Antall katoder	: 6 stk.
Antall anoder	: 7 stk.
Katodedimensjon	: 46x38 cm
Overflate pr. katode	: 15,5 dm ²
Total katodeoverflate	: 105 dm ²
Maks. strømstyrke pr. celle	: 100 A
Strømtetthet ved våre forsøk	: 0,67 A/dm ²

Ved en kobberkonsentrasjon på minimum 1 g/l oppgir leverandøren en effektivitet på 119 g Cu/h.



Figur 11. Elektrolysecellens konstruksjon (Permascand AB).

5.3.3. Resultater

På grunn av driftsuhell med mebrananlegget ble det ikke produsert mer enn ca. 80 liter konsentrat. Dette ble fortynnet med andre konsentratrester fra innledende forsøk med testing av membrananlegget. Ialt ble samlet ca. 100 liter konsentrat med en kobberkonsentrasjon på 552 mg/l. Denne mengden ble fylt over i elektrolysecellen og elektrolyse igangsatt. Etterpå ble det utført elektrolyse av det jernfrie gruvevannet (1000 l) uten konsentrering. Resultatene er samlet i tabellene 5 og 6.

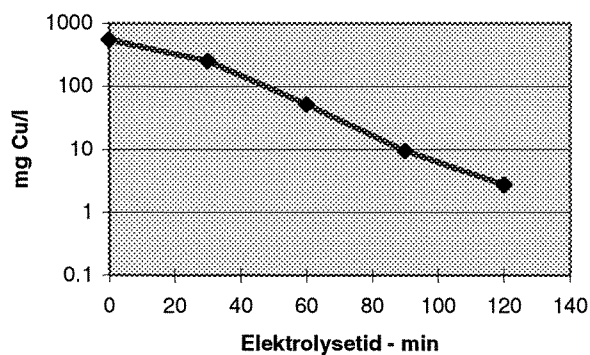
Tabell 5. Analyseresultater. Elektrolyse av konsentrat 13.10.94

Elektrolysetid min	Strøm A	Spenning V	Kobber mg/l
0			552
30	70	2,8	253
60	70	3,0	51,8
90	70	3,2	9,44
120	70	3,2	2,74

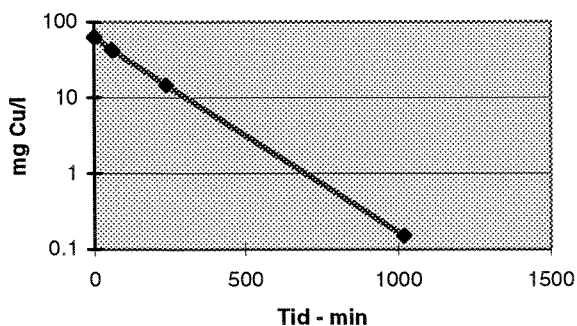
Tabell 6. Elektrolyse av jernfritt gruvevann 13.10.94

Elektrolysetid min	Strøm A	Spenning V	Kobber mg/l
0	70	5,8	63,3
60	70	5,5	42,4
240	70	5,0	14,7
1020	70	4,8	0,15

Resultatene er avbildet grafisk i figurene 12 og 13.



Figur 12. Elektrolyse av konsentrat



Figur 13. Elektrolyse av jernfritt gruvevann

Hvis en har som målsetting å kjøre elektrolysen til kobberkonsentrasjonen er 1 mg/l (generelt utslippskrav), blir effektutbyttet 115 g Cu/kWh ved elektrolyse av konsentratet. Strømutbyttet blir 30 %.

Ved elektrolyse av gruvevann til samme konsentrasjon blir effektutbyttet 14 g Cu/kWh. Strømutbyttet blir her betydelig lavere : 3,7 %.

Dessverre ble det ikke anledning til å kjøre anlegget med en høyere kobberkonsentrasjon enn 550 mg/l. Forsøkene viser imidlertid at det er nødvendig å konsentrere gruvevannet i Sulitjelma med en faktor på minimum 10 for å oppnå et rimelig strømutbytte ved elektrolysen. Ved bruk av RO-teknikk til konsentreringen syntes det realistisk å oppnå en konsentrering på mellom 10 og 20 ganger.

6. Kostnadsvurderinger

Et fullskala behandlingsanlegg for gruvevann forutsettes å behandle 115 m³/h eller 1 mill m³/år. Aktuelle prosesskombinasjoner kan være :

Alt. 1

- Felling av jern i trinn 1. Filtrering
- Felling av metaller i trinn 2
- Deponering av jernslam
til deponi eller
produksjon av jernklorid
- Konsentrering av metallslam
avvanning til deponi eller
viderebehandling for metallgjenvinning
- Elektrolyseanlegg for oppkonsentrert metallfase

Alt. 2

- Felling av jern i trinn 1. Filtrering
- Konsentrering av metaller i trinn 2 med omvendt osmose
- Disponering av jernslam
til deponi eller
produksjon av jernklorid
- Elektrolyseanlegg for konsentrert metallfase

Alt. 3

- Felling av alle metaller i ett trinn. Sedimentering, filtrering
- Deponering av hydroksidslam på spesialdeponi
- Drift av deponi

Med utgangspunkt i ovenstående er det utført en grov kostnadsanalyse for investeringer og drift av delprosessene, samt en totalvurdering av et komplett behandlingsanlegg for de alternative prosessene.

6.1. Fellingsanlegg for jernslam

Prosessenehetene vil være :

1. Pumping av gruvevann
2. Flokkulering og sedimentering, evt. flotasjon, samt filtrering
3. Slambehandling : pumping, fortykking
4. Avvanning av jernslam
5. Doseringanlegg for alkali (kalk)
6. El- og styringsutrustning. Overvåking

Investeringskostnader for prosessutrustning.

Det er forutsatt to parallelle vannbehandlingslinjer à ca. 58 m³/h.

1. Pumpeanlegg	Kr. 100.000
2. Vannbehandling	Kr. 2.000.000
3. Slampumper, fortykker	Kr. 400.000
4. Slamavanning	Kr. 500.000
5. Doseringsanlegg	Kr. 300.000
6. El- og styringsutrustning	Kr. 600.000

Sum investeringskostnader	Kr. 3.900.000

Driftskostnader

Til driftskostnader regnes energikostnader til drift av anlegget samt kjemikaliekostnader for kalk og polymer.

Energibehovet til drift av anlegget, pumping, drift av prosessenheter og slambehandling er overslagsmessig beregnet til 100.000 kWh/år. Med en lokal strømpris på 20 øre/kWh blir energikostnadene kr. 20.000 på årsbasis.

Kjemikaliekostnadene for pH-regulering med hydratkalk er tidligere beregnet til ca. kr. 270.000/år i trinn 1.

Kostnadene for polymer er antatt til ca. kr. 10.000/år.

Sum driftskostnader i trinn 1 : Kr. 300.000/år.

6.2. Fellingsanlegg for metallslam

Prosesseenhetene vil være :

1. Flokkulering og flotasjon
2. Slambehandling : pumping, fortykking
3. Doseringsanlegg for alkali
4. El- og styringsutrustning. Overvåking

Pkt. 3 og 4 samordnes med pkt. 6.1.5 og 6.1.6.

Investeringskostnader for pumpeutrustning.

Det er forutsatt to parallelle vannbehandlingslinjer à 58 m³/h.

1. Vannbehandling	Kr. 1.600.000
2. Slampumping, fortykking	Kr. 400.000
3. Doseringsanlegg (merkostnad)	Kr. 100.000
4. El- og styringsutrustning (merkostn.)	Kr. 400.000

Sum investeringskostnader	Kr. 2.500.000

Driftskostnader

Til driftskostnader regnes energikostnader til drift av anlegget samt kjemikaliekostnader for kalk og polymer.

Energibehovet til drift av anlegget, prosessenheter og slambehandling er overslagsmessig beregnet til 50.000 kWh/år. Med en lokal strømpris på 20 øre/kWh blir energikostnadene kr. 10.000 på årsbasis.

Kjemikaliekostnadene for pH-regulering med hydratkalk i trinn 2 er tidligere beregnet til kr. 320.000/år.

Kostnadene for polymer er antatt til kr. 10.000/år.

Sum driftskostnader i trinn 2 : Kr. 330.000/år.

6.3. Fellinganlegg for metallhydroksider i ett trinn

Prosesseenhetene vil være :

1. Pumping av gruvevann
2. Flokkulering, sedimentering og filtrering
3. Slambehandling : pumping, fortykking
4. Avvanning av hydroksidslam
5. Doseringsanlegg for alkali (kalk)
6. El- og styringsutrustning, overvåking

Investeringskostnader for prosessutrustning

Det er forutsatt to parallelle vannbehandlingslinjer à ca 58 m³/h.

1. Pumpeanlegg	:	Kr. 100.000
2. Vannbehandling	:	Kr. 2.200.000
3. Slampumper, fortykker	:	Kr. 600.000
4. Slamavvanning	:	Kr. 700.000
5. Doseringsanlegg	:	Kr. 300.000
6. El- og styringsutrustning	:	Kr. 700.000

Sum investeringskostnader	:	Kr. 4.600.000

Driftskostnader

Til driftskostnadene regnes energikostnader til drift av anlegget samt kjemikaliekostnader for kalk og polymer.

Energi kostnader til drift av anlegget, pumping drift av prosessenheter og slambehandling er overslagsmessig beregnet til 150.000 kWh/år.

Med en lokal strømpris på 20 øre/kWh blir energikostnadene kr. 30.000 på årsbasis

Kjemikaliekostnader for pH-regulering med hydratkalk er beregnet til ca. 590.000 kr./år.

Kostnadene til polymer er anslått til ca. 10.000 kr./år.

Samlede driftskostnader blir således : Kr. 630.000 pr. år

6.4. RO-anlegg

Det er mottatt et tilbud fra Millipore AB med følgende kostnadsoverslag :

Forutsetninger

Inngående vann : - Det meste av jernet er utfelt
: - Intet fritt klor
: - Kalsium-konsentrasjon på ca. 290 mg/l
: - Konduktivitet ca. 200 mS/m

Temperatur : 30°C
Crossflow : 5 l/m²/h
Trykk : 25 bar
Fluks : 40 l/m²/h
ΔP : Maks. 0,86 bar/filter(32 m²)

Kostnadsoverslag

System. Matepumper, rør	: Kr. 2 600 000.-
Filtermoduler, 18 stk	: Kr. 6 480 000.-
Cip	: Kr. 2 000 000.-
Data	: Kr. 600 000.-

System totalt: Parallell	: Kr.11 680 000.-
Serie (25 % større filteroverflate)	: Kr.13 080 000.-
Filterkostnader (Kostnader for 2 år):	
Parallell	: Kr. 3 780 000.-
Serie	: Kr. 840 000.-
Totale kostnader: Serie	: Kr.15 460 000.-
Parallell	: Kr.17 700 000.-

Driftskostnader

El-forbruk: 30 kW pr. modul. 18 moduler. D.v.s. 600 kW
Årsforbruk 5.3 mill. kWh à kr. 0,20 : Kr. 1 000 000.-

Kostnadsoverslaget er basert på et anlegg til medisinsk bruk. I dette tilfelle kan en stille andre krav til valg av materialer og konstruksjon av anlegget. Et opplegg hvor Millipore tegner anlegget og et norsk evt. svenskt firma står for montasje vil føre til vesentlig lavere kostnader. Membran-kostnadene vil imidlertid bli de samme.

6.5. Elektrolyseanlegg

Et opplegg for gjenvinning av kobber (evt. sink) ved hjelp av elektrolyse kan baseres på to alternative løsninger :

1. Fortykking av metallslam og oppløsning i svovelsyre. Elektrolyse av syreuttrekk
2. Oppkonsentrering v.h.a. RO-teknikk. Elektrolyse av konsentrat

6.5.1. Gjenvinning fra slam fra fellingsanlegg for metallslam (pkt. 6.2)

Prosessen omfatter følgende enheter:

1. Utlutningsanlegg for metallhydroksidslam
2. Pumpeanlegg, ledninger
3. Elektrolyseenhet
4. El- og styringsutrustning, overvåking

Investeringskostnader for prosessutrustning

Det er forutsatt 4 parallelle linjer for elektrolyseanlegget

1. Utlutningsanlegg	Kr. 200.000
2. Pumpeanlegg, ledninger	Kr. 100.000
3. Elektrolyseanlegg	Kr. 400.000
4. El- og styringsutrustning	Kr. 300.000

Sum investeringskostnader	Kr.1.000.000

6.5.2. Konsentrat fra RO-anlegg

Prosessen omfatter følgende enheter :

1. Pumpeanlegg,ledninger
2. Elektrolyseenhet
3. El- og styringsutrustning. Overvåking

Investeringskostnader for prosessutrustning

1. Pumpeanlegg, ledninger	Kr. 100.000
2. Elektrolyseanlegg	Kr. 400.000
3. El- og styringsutrustning	Kr. 300.000

Sum investeringskostnader	Kr. 800.000

6.5.3. Driftskostnader

Til driftskostnadene regner en effektforbruk og elektrodeforbruk. Dersom en som et eksempel regner at en oppkonsentrerer til et kobberinnhold av 500-600 mg/l og regner et strømbytte på 30 %, kan en regne med å ta ut ca. 100g Cu/kWh. Med en årsproduksjon på 35 tonn kobber blir effektforbruket 350.000 kWh.

Med en lokal strømpris på 20 øre/kWh blir energikostnadene kr. 70.000 på årsbasis. Dersom en også velger å ta ut sink, vil en i tillegg få tilsvarende energikostnader. I disse undersøkelsene har vi imidlertid ikke erfaringsmateriale fra sinkgjenvinning.

Dersom en baserer seg på et elektrolyseanlegg av samme type som benyttet i våre forsøk, vil en også få en katodekostnad som på det nåværende tidspunkt er vanskelig å beregne uten optimaliseringsforsøk over lengre tid. Det finnes imidlertid anlegg med en annen katodetype (roterende sylinder) med omtrent samme virkningsgrad. Her vil elektrodekostnadene bli neglisjerbare. I våre beregninger har vi derfor ikke tatt hensyn til slike kostnader.

6.6. Samlet kostnadsvurdering

Vi gjør i det følgende en samlet vurdering av kostnadene i forbindelse med de ulike alternativer.

6.6.1. Alternativ 1

Investeringskostnader

Fellingsanlegg for jernslam	: Kr. 3.900.000
Fellingsanlegg for metallslam	: Kr. 2.500.000

Sum fellingsanlegg	: Kr. 6.400.000
Elektrolyseanlegg	: Kr. 1.000.000

Sum alternativ 1	: Kr. 7.400.000

Driftskostnader

Fellingsanlegg for jernslam	Kr./år	: 300.000
Fellingsanlegg for metallslam	Kr./år	: 330.000

Sum fellingsanlegg	Kr./år	: 630.000
Elektrolyseanlegg (Cu-gjenv.)	Kr./år	: 70.000

Sum alternativ 1	Kr./år	: 700.000

Sum alternativ 1 med Cu og Zn-gjenvinning Kr./år : Kr. 800.000

6.6.2. Alternativ 2

Investeringskostnader

Fellingsanlegg for jernslam	: Kr. 3.900.000
RO-anlegg	: Kr. 13.000.000
Elektrolyseanlegg	: Kr. 800.000

Sum alternativ 2	: Kr. 17.700.000

Driftskostnader

Fellingsanlegg for jernslam	Kr./år	: 300.000
Drift RO-anlegg	Kr./år	: 1.000.000
Membrankostnader	Kr./år	: 420.000

Sum vannbehandling	Kr./år	: 1.720.000
Elektrolyseanlegg (Cu-gjenvinning)	Kr./år	: 70.000

Sum alternativ 2	Kr./år	: 1.790.000

Med sinkgjenvinning i tillegg blir de årlige driftskostnadene ca. kr. 1.900.000

6.6.3. Alternativ 3

Investeringskostnader

Fellingsanlegg for metallhydroksidslam : Kr. 4.600.000

Driftskostnader

Drift av fellingsanlegg for metallhydroksidslam : Kr./år 630.000

Til driftskostnadene for alternativ 1-3 kommer kostnader for driftspersonale samt vedlikeholdskostnader og generelle driftskostnader. Til alternativ 3 kommer i tillegg driftskostnader for transport av slam til deponi samt drift av slamdeponi. Sistnevnte kostnader er ikke mulig å anslå på det nåværende tidspunkt.

Nødvendige byggkostnader er ikke beregnet, men antas å være tilnærmet lik for alle alternativer.

7. Samlet vurdering og videre arbeid

7.1. Innledning

Gruvevann fra kisgruver kan ha en svært forskjellig sammensetning. Dersom et rens tiltak er eneste mulige løsning for å oppnå ønsket vannkvalitet i resipienten, vil valg av prosess i mange tilfeller være avhengig av gruvevannets sammensetning. Valg av løsning kan også tildels være avhengig av om en har å gjøre med en gruve i drift eller en nedlagt gruve. En gruve under drift vil som regel velge en enklere teknisk løsning særlig når det gjelder slambehandling og avfallsdeponering. For en nedlagt gruve er situasjonen annerledes. Beliggenheten kan i mange tilfeller gjøre et valg av en rens teknisk løsning utenkelig. Det viktigste argumentet mot et rens anlegg er trolig det faktum at ved de lokaliteter i Norge der et rens anlegg er mest aktuelt, vil et slikt anlegg måtte drives i svært lang tid med de ulemper det innebærer når det gjelder finansiering av drift og vedlikehold og ikke minst deponering av hydroksidslam på ubestemt tid. Ved de to prosjektene som NIVA har gjennomført i Sulitjelma, har en forsøkt å se på hva en rens teknisk løsning vil innebære når det gjelder valg av prosess og kostnader og å vurdere alternative løsninger der en forsøker å gjenvinne metaller fra gruvevannet.

7.2. Selektiv felling av treverdig jern

Gruvevannet i Nordgruvefeltet i Sulitjelma har en slik sammenstning at det muliggjør en selektiv felling av tungmetaller der en skiller jern fra de øvrige tungmetaller. Jernet er i treverdig form og vannet inneholder relativt mye kobber i forhold til jern. Innledningsvis ble det testet noen forskjellige alkali for å felle ut treverdig jernhydroksid selektivt ved lav pH (3,5). Av kostnadseffektive årsaker ble det funnet at hydratkalk var best egnet. Hensikten med å foreta en selektiv felling av jernhydroksid er delvis å produsere et slam som en kan stille mindre strenge krav til m.h.t. deponering. En annen mulighet er at dersom slammet er tilstrekkelig rent, d.v.s. har et tilstrekkelig lavt innhold av andre tungmetaller, kan en produsere jernklorid av slammet ved å løse det i saltsyre. Jernklorid kan benyttes som fellingsreagens ved rensing av kommunal kloakk. Den mengde jernklorid som eventuelt kan produseres av slammet i Sulitjelma vil imidlertid være vesentlig større enn det lokale behov. Det er forøvrig idag intet rens anlegg med kjemisk felling av kommunal kloakk i Fauske kommune.

Ut fra tidligere avrenningsundersøkelser (Iversen 1990, 1991) kan beregnes at ved å lage jernklorid av den samlede avrenning av jern fra Nordgruvefeltet, vil man oppnå en jernkloridmengde på ca 900 m³/år med 12 % Fe. Denne mengden er nok til å rens en avløpsvannsmengde som tilsvarer størrelsesorden 10.000 personekvivalenter. Dersom man således velger en rens teknisk løsning i Sulitjelma med selektiv felling av jern, vil man sannsynligvis også måtte deponere det meste av jernslammet. En slik prosess stiller imidlertid meget store krav til kontroll med pH-målingene idet det ikke kan tillates så store avvik fra pH 3,5 ved felling med kalk dersom en skal oppnå tilfredsstillende renhet på jernslammet. Vårt pilotanlegg var tradisjonelt bygget opp m.h.t. slamutskilling. Det ble også gjort et kortvarig forsøk med å foreta jernutskillingen v.h.a. flotasjon. Resultatene fra dette forsøket tyder på at en kan stille noe romsligere krav m.h.t. optimalt pH-område. Dette kan ha sammenheng med den vesentlig kortere oppholdstiden i et flotasjonsanlegg. Det bør imidlertid gjøres ytterligere forsøk over lengre tid for å bekrefte forholdet. Etter vår vurdering vil det sannsynligvis være en fordel å foreta utskilling av jernslam i et anlegg med kortest mulig oppholdstid. En unngår derved at unødig store mengder jernslam får for høyt kobberinnhold under ugunstige driftsbetingelser som f.eks. følge av uriktige pH-verdier.

Under våre forsøk hadde vi ikke anledning til å avvanne jernslammet. Da porevannet i jernslammet også inneholder de øvrige metaller i gruvevannet, vil det være en fordel å produsere et slam med høyest mulig tørrstoffinnhold for å oppnå at slammet blir så rent som mulig.

Dersom man fjerner jern fra gruvevannet, åpner dette mulighetene for å gjenvinne kobber og eventuelt sink. Det finnes idag elektrolyseanlegg som er kommersielt tilgjengelig for gjenvinning av kobber og sink fra slikt vann. For å oppnå et så godt strømutbytte som mulig, bør imidlertid gruvevannet konsentreres med en faktor på minst 10. Det vil si at en bør ha en kobberkonsentrasjon på minst 500 mg/l. Årsaken til at det er nødvendig å fjerne det treverdige jernet, er at det meste av strømmen ellers ville gått med til å redusere treverdige jern til toverdige. I en gruve hvor gruvevannet i det vesentligste inneholder toverdige jern, kan en således foreta elektrolysen direkte dersom kobberkonsentrasjonen er tilstrekkelig høy. Dersom det viser seg nødvendig å konsentrere slikt vann for å kunne foreta elektrolysen, vil dette være meget problematisk. Ved en kjemisk konsentrering foretatt ved pH-heving og fortykning av slam vil det være stor fare for oksidasjon av jernet, noe som senere vil føre til betydelig økning av strømforbruket. Konsentrering v.h.a. omvendt osmose vil også bli problematisk på grunn av jerninnholdet.

Dersom man har et gruvevann hvor jernet både foreligger som treverdige og toverdige, noe som er en vanlig situasjon ved flere norske kisgruver, vil en slik prosess som anvendt ved våre forsøk i Sulitjelma være problematisk uten først å oksidere alt toverdige jern. Da man er henvist til å oksidere toverdige jern ved så lav pH-verdi som pH 3,5-4, vil en oksidasjon med luft trolig gå alt for langsomt til at den kan foretas i et renseanlegg. Det vil være nødvendig å benytte kraftigere oksidasjonsmidler som rent oksygen, ozon, peroksid etc. Dette vil igjen være kostnadsdrivende. Det bør utføres forsøk med rensing av en slik vanntype.

Dersom gruvevannet i det vesentligste inneholder toverdige jern, kan et alternativ være å foreta en selektiv felling av kobber som sulfid ved dosering av natriumsulfid under sure betingelser. Vanligvis er det kobberet i drensvannet som forårsaker de toksiske effektene på laksefisk i resipienten. En selektiv fjerning av kobber kan derfor være tenkelig dersom en bare ønsker å bedre forholdene for resipientens fiskebestand. Ved våre forsøk i Sulitjelma ble det foretatt en felling med sulfid. Da jerninnholdet i gruvevannet i Mons Petter gruve hovedsaklig forelå i treverdige form, viste det seg at sulfidmengden som ble dosert først ble forbrukt av de treverdige jernioner som ble redusert til toverdige form før en fikk utfelling av kobbersulfid. Da natriumsulfid er et forholdsvis dyrt kjemikalium, er dette reagenset lite egnet til å rense en slik vanntype som i Mons Petter gruve. Når gruveene i Nordgruvefeltet får overløp, kan jernets oksidasjonstrinn ha endret seg, noe som vil få betydning for et eventuelt valg av renseprosess. Ved felling av kobbersulfid fra gruvevann der jernet i utgangspunktet er toverdige, vil fellingen trolig kunne foretas ved direktefelling på sandfilteret. Et slikt anlegg i drift ble forøvrig besøkt i foregående prosjekt (Laisvall, Sverige. Felling av PbS, Iversen *et al*, 1994). Dersom gruvevannet inneholder treverdige jern, vil sulfid gå med til reduksjon av jern samtidig som en får dannet elementært svovel. Slik svovelutfelling ga under våre forsøk betydelige driftsforstyrrelser i sandfilteret. Det er derfor å anbefale at kjemisk felling med sulfid kun foretas i gruvevannstyper der jernet foreligger i toverdige form.

7.3. Konsentrering v.h.a. omvendt osmose

Etter at jernet var felt ut, ble det gjort forsøk med kjemisk konsentrering av de resterende tungmetaller og med konsentrering ved hjelp av omvendt osmose. Omvendt osmose er en teknologi som har funnet anvendelse innenfor en rekke områder. Teknikken benyttes særlig innenfor forskjellig prosessindustri der en tar sikte på spesielt verdifulle produkter som f.eks. innenfor legemiddelindustrien. Av andre anvendelser kan nevnes avsalting av sjøvann og rensing av drikkevann. Den største fordelen med denne teknikken er at det ikke benyttes kjemikalier og at den

er driftssikker, lett å automatisere og krever lite tilsyn i den daglige drift. Våre forsøk viste at teknikken var anvendbar. Det var realistisk å oppnå en oppkonsentrering i området 10-20 ganger og det ble produsert et konsentrat som det ble kjørt elektrolyse av kobber på. Forsøkene var imidlertid for kortvarige for å få fullstendig oversikt over driftsproblemer som kan dukke opp på lang sikt. Det er nødvendig å kjøre pilotanlegg over lengre tid for å vurdere f.eks. levetid på membraner, noe som vil ha avgjørende betydning for driftskostnadene. Teknikken har ennå ikke funnet anvendelse for slike formål som våre forsøk tok sikte på. Det vil derfor være nødvendig å utvikle et anlegg spesielt for våre formål. Dette kan redusere investeringskostnadene betydelig.

7.4. Konsentrering ved fortykking av hydroksidslam

Konsentrering ved kjemisk felling og fortykking av slam er kjent teknologi. Slammet fra renseanleggets andre trinn er meget lett. Etter forsøk ble det vurdert slik at en flotasjonsprosess var best egnet til å foreta slamutskillingen. Det ble ikke foretatt forsøk med utluting av metaller fra slammet. I forhold til konsentrering med RO-teknikk vil en få økte kjemikaliekostnader. Bruk av ytterligere kalk for å heve pH til 9 førte ikke til noen utfelling av gips av betydning. En bør være oppmerksom på at en ved eventuelle endringer i gruvevannets sammensetning ved at sulfat- eller kalsiumkonsentrasjonene blir høyere, kan disse endringer lett føre til vesentlige økninger i slamproduksjonen ved at gips felles ut. Utfelling av gips i anlegget kan også føre til økte vedlikeholdskostnader. Enkelte gruvevannstyper i Norge har et så høyt sulfatinnhold at gips vil utgjøre største andelen i slammet ved felling med kalk.

7.5. Elektrolyse

Når det gjelder valg av elektrolyseutstyr, er det flere typer anlegg å velge mellom. I våre forsøk ble det benyttet et anlegg med en katodetype som besto av plastskum belagt med kobber for å oppnå en stor overflate. Det var utelukkende praktiske årsaker til at vi valgte denne typen. Før en velger elektrodetype, bør en gjøre forsøk med flere typer anlegg.

7.6. Økonomi

Når det gjelder økonomiske forhold, viser våre beregninger at man får de laveste investeringskostnadene dersom man går inn for et tradisjonelt renseanlegg med felling av hydroksidslam i ett trinn (alt. 3). I våre kostnadsoverslag har vi imidlertid ikke tatt med kostnader i forbindelse med deponering av slam. Vanligvis stilles det spesielle krav til deponiets utforming når denne type avfall skal deponeres. Ved utendørs deponi bør bl.a. sigevann samles opp og føres tilbake til renseanlegget. I Sulitjelma kan landskapsmessige forhold gjøre det nødvendig å foreta deponering under dagen, f.eks. i gruva. Disse forhold samt det langsiktige perspektiv driften av renseanlegget skal foregå i, gjør det meget vanskelig å beregne de virkelige kostnadene ved dette alternativ. Både investerings- og driftskostnader vil trolig øke betydelig når en tar med deponeringskostnadene.

Med en to-trinns felling med gjenvinning av kobber og sink fra renseanleggets andre trinn (alt. 1) er tilsynelatende investeringskostnadene vesentlig høyere enn ved foregående alternativ. Driftskostnadene er omtrent av samme størrelsesorden. Når man tar med alle kostnader i alt. 3, vil forskjellen mellom de to alternativer avta betydelig. Det må imidlertid bemerkes at alternativene ikke er direkte sammenlignbare da renseseffekten er forskjellig. Med et prosessopplegg som under våre forsøk, vil alternativ 3 gi det reneste avløpsvannet idet en i alternativ 1 bare tar ut kobber, sink og jern og sender de resterende metaller (aluminium, mangan og spor av nikkel og kadmium) til

avløp. Dessuten vil kobber- og sinkinnholdet i avløpet fra elektrolysen være noe høyere enn fra et kjemisk fellingsanlegg. Det vil imidlertid være mulig å foreta en fullrensing av avløpet fra alternativ 1, men dette vil øke kostnadene igjen. Ut fra lokale forhold i resipienten (Langvatn) vil det neppe ha noen praktisk betydning om nevnte metaller sendes til avløp da tilførslene av disse elementer til Langvatn fra før er stor og at det er en reduksjon av kobbertilførslene som er av størst betydning for å oppnå en bedret vannkvalitet. I positiv retning teller også at en ikke produserer spesialavfall av tungmetallene kobber og sink. I metallisk form er det lett å få kobber og sink omsatt. Når man tar hensyn til metallverdien, vil denne redusere driftskostnadene ved et gjenvinningsanlegg betydelig. Dette skyldes at gruvevannet i Nordgruvefeltet inneholder forholdsvis mye kobber og sink i forhold til jern. Med et slikt gruvevann som fra Mons Petter gruve tyder resultatene på at det er mer gunstig å foreta en gjenvinning av kobber og sink enn å utføre en tradisjonell rensing i et kalkfellingsanlegg med deponering av hydroksidslam. Dersom det er mulig å utnytte metallene lokalt til en eller annen produksjon, kan dette gi et nettobidrag til lokalsamfunnet, noe som kan gi en ytterligere reduksjon i driftskostnadene. Hvor stor metallproduksjonen vil bli, vil avhenge av hvor mye avrenning det lykkes å samle opp. I våre regnestykker har vi tatt utgangspunkt i materialtransporten fra Nordgruvefeltet i 1991.

Konsentrering med omvendt osmoseteknikk (alt. 2) synes i øyeblikket å være en meget dyr teknikk. De kostnadsoverslag som er gitt her, gir imidlertid ikke teknikken full rettferdighet. Ved å utvikle teknikken videre slik at den passer den lokale vanntypen, kan kostnadene sikkert reduseres vesentlig. Driftskostnadene synes likevel å bli betydelige idet en opererer under store trykk, noe som gir store energikostnader ved drift av pumpene. Energitalet i form av varme kan delvis gjenvinnes og benyttes til å varme opp inngående vann. Dette vil gi mindre driftsproblemer ved at gipsutfellingen avtar. Derved kan konsentreringen økes slik at strømutbyttet også øker under elektrolysen. Det vil av disse grunner være nødvendig å utføre mer omfattende undersøkelser for å gi en fullstendig kostnadsoversikt over dette alternativ, samt å optimalisere prosessen der en tar hensyn til alle forhold som har betydning for kostnadseffektiviteten.

Det finnes flere konsentreringsteknikker som kan tenkes anvendt for gjenvinning av metaller fra dreinsvann fra kisgruver. Av slike teknikker kan bl.a. nevnes ionebytterteknikk og ekstraksjonsteknikk (væske/væskeekstraksjon). I dette prosjektet er slike teknikker ikke vurdert. Tidligere har slik teknologi vært betraktet som forholdsvis kostbar for behandling av vann som det her er snakk om. Det ville likevel vært av interesse å foreta forsøk i pilotskala for å få en oversikt over muligheter og driftsøkonomi ved anvendelse av slik teknologi.

7.7. Konklusjoner for Sulitjelma

Når det gjelder forholdene i Sulitjelma og mulige veivalg, er det riktigst først å se effekten av de tiltak som er iverksatt. Ved å foreta en vannfylling av gruvene i Nordgruvefeltet, vil trolig materialtransport og konsentrasjoner i det fremtidige overløpsvann endre seg i positiv retning. Når overløpet skjer, bør det foretas en vurdering av gruvevannets sammensetning og mengder over noen tid før en tar stilling til om ytterligere tiltak er nødvendig. Siden den fremtidige materialtransporten fra gruvene sannsynligvis vil bli lavere, vil også investerings- og driftskostnader i forbindelse med et rensiltak bli lavere. Metallproduksjonen vil derved også bli vesentlig lavere og den får mindre økonomisk betydning for driften av rensanlegget. Det vil derfor ikke være naturlig å ta stilling til et eventuelt valg av rensprosess før en kjenner gruvevannets fremtidige sammensetning.

Når en tar alle forhold i betraktning, tyder våre anslag på at det i Sulitjelma kan være fordelaktig å gjenvinne kobber og sink fremfor å foreta en tradisjonell rensing med slamdeponering.

8. Litteratur

Ekeningren, Ø. 1982. Alternativ teknik för behandling av metallhaltiga gruvvatten - adsorpsjon, elektrolys, jonbyte, membranteknik, mikrobiell rening och vätskeextraktion. IVL-rapport. 112 s.

Iversen, E.R., Arnesen, R.T. og Knudsen, C-H. 1994. Kjemisk rensing av tungmetallholdig gruvevann. NIVA-rapport O-93038, L.nr. 3186. 59 s.

Iversen, E.R., 1990. Sulitjelma Bergverk A.S. Kontrollundersøkelser 1988-89. NIVA-rapport O-88012, L.nr. 2411. 37 s.

Iversen, E.R., Knudsen, C-H. og Høydahl, Ø., 1991. Sulitjelma Bergverk A.S. Tiltak for å begrense tungmetallforurensning. NIVA-rapport, O-91092, L.nr. 2643. 38 s.

Palmer, S.A.K., Breton, M.A., Nunno, T.J., Sullivan, D.M. og Surprenant, N.F. 1987. Technical Resource Document: Treatment Technologies for Metal/cyanide-containing Wastes. Vol III. Alliance Technologies Corporation, Bedford, MA, US. EPA/600/2-87/106. Desember 1987.

VEDLEGG

Vedlegg 1. Analyseresultater. Gruvevann. Blandprøver 3.-5.5.94

Dato	Anm.	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Ni mg/l	Si mg/l
03.05.94		1683	165	61.2	37.1	251	80.3	57.3	0.20	0.68	0.10	11.6
05.05.94		1740	163	63.0	39.6	271	85.9	59.8	0.20	0.68	0.06	11.9
05.05.94	Sandfiltr.	1720	165	63.3	42.6	253	86.0	59.9	0.21	0.67	0.06	12.6

Vedlegg 2. Analyseresultater. Gruvevann. Blandprøver 6.-7.7.94

Dato	Kl	pH	Kond mS/m	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Ni mg/l	Si mg/l
06.07.94	0830-0930	2.70	212	1329	154	54.4	30.9	168	70.9	44.8	0.16	0.51	0.14	10.1
	0930-1130	2.71	214	1299	151	55.0	30.0	163	69.3	45.6	0.18	0.54	0.14	10.1
	1130-1600	2.71	214	1287	152	53.4	29.4	152	67.1	45.7	0.17	0.48	0.14	10.3
	1600-1830	2.70	216	1290	153	52.5	29.3	150	67.7	39.1	0.16	0.50	<0.05	9.77
	1830-2200	2.71	216	1305	153	53.8	29.8	161	68.1	45.7	0.15	0.40	0.08	10.4
07.07.94	2200-0800	2.72	217	1299	153	54.2	29.0	153	67.5	45.4	0.15	0.50	<0.05	10.1

Vedlegg 3. Analyseresultater. Utløp sandfilter 6.7.94

Dato	Kl	pH	Kond mS/m	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Ni mg/l	Si mg/l
06.07.94	0830-0930	3.45	172	1117	211	51.8	48.4	4.1	51.2	39.9	0.10	0.51	0.15	21.3
	0930-1130	2.84	217	1278	231	54.6	30.3	73.0	67.5	46.1	0.14	0.50	0.07	10.2
	1130-1600	3.21	201	1305	302	56.0	25.9	14.2	67.2	45.8	0.16	0.71	0.11	9.68
	1600-1830	3.88	198	1338	406	52.9	8.78	1.5	30.8	37.1	0.10	0.44	0.09	5.57

Vedlegg 4. Analyseresultater. Forsøk med flotasjonscelle. Flotasjon etter trinn 2. Avløpsvann

Dato	Kl	pH	Kond mS/m	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Ni mg/l	Si mg/l
06.07.94	1400	9.10	164	1009	404	14.5	2.35	1.13	3.37	0.18	<0.05	<0.10	<0.05	0.20

Vedlegg 5. Analyseresultater. Forsøk med flotasjonscelle. Flotasjon etter trinn 1. Vannprøver

Dato	Kl	pH	Kond mS/m	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Ni mg/l	Si mg/l
07.07.94	2100	4.19	188	1213	354	52.8	6.85	6.7	50.6	40.1	0.15	0.51	<0.05	6.81
08.07.94	800	4.42	192	1302	330	53.7	25.6	11.3	64.6	45.6	0.16	0.53	0.09	9.57
	930	4.28	186	1287	341	55.8	18.0	6.4	62.8	44.6	0.15	0.55	<0.05	8.36
	1000	4.36	188	1180	322	52.2	12.0	5.5	56.2	44.1	0.15	0.58	<0.05	7.89
	inn 0800	4.42	191	1314	359	53.9	29.0	171	66.3	44.6	0.16	0.5	0.11	10.4

Vedlegg 6. Analyseresultater. Felling med Na₂S. Gruvevann. Blandprøver 30.-31.08.94

Dato	Kl	pH	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Ni mg/l	Si mg/l
30.08.94	1230-1630	2.57	1683	182	64.0	37.2	320	81.0	53.8	0.20	0.60	0.11	13.0
30.08.94	1630-2030	2.66	1689	178	64.0	38.2	234	85.0	54.8	0.20	0.61	0.09	12.1
30.08.94	2030-0800	2.59	1683	168	64.0	37.2	231	83.0	59.3	0.22	0.66	0.13	12.8

Vedlegg 7. Analyseresultater. felling med Na₂S. Utløp sandfilter etter sulfidfelling.
Stikkprøver 30.-31.08.94.

Dato	Kl	pH	Eh mV	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Ni mg/l	Si mg/l
30.08.94	1430	2.73		165	59	32.6	173	64.0	53.6	0.18	0.60	0.13	11.7
30.08.94	1530	2.85	530	163	57	31.9	178	60.0	51.5	0.18	0.58	0.11	11.4
30.08.94	1630	3.02	326	188	62	37.9	190	68.0	50.8	0.17	0.57	0.05	11.5
30.08.94	1730	3.05	312	178	63	36.8	189	66.0	55.8	0.18	0.63	0.09	12.4
30.08.94	1830	3.1	260	166	61	34.4	212	51.0	56.4	0.18	0.63	0.10	12.1
30.08.94	2030	3.41	176	171	63	32.6	222	4.62	51.2	0.08	0.55	0.08	10.9
31.08.94	0830	3.68	112	167	64	29.7	232	0.48	44.1	0.03	0.58	0.06	11.3

Vedlegg 8. Analyseresultater. Gruvevann. Blandprøver 20.-23.09.94

Dato	Kl	pH	Kond mS/m	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Ni mg/l	Si mg/l
20.09.94	1330-1600	2.84	210	1362	156	55.3	27.7	171	67.4	47.6	0.19	0.57	<0,05	10.3
	1600-1900	2.83	212	1377	159	56.3	28.7	179	68.4	47.1	0.20	0.57	0.10	10.1
	1900-2230	2.82	217	1434	155	57.4	29.5	195	70.2	49.2	0.21	0.57	0.12	10.5
20.-21.09.94	2230-0830	2.83	214	1422	161	56.1	28.8	186	68.2	48.1	0.20	0.58	0.09	10.2
21.09.94	0830-1200	2.82	210	1413	171	54.0	33.8	170	76.1	47.0	0.20	0.55	0.08	10.2
	1200-1500	2.84	210	1413	165	52.1	31.1	166	72.1	45.4	0.20	0.54	<0,05	10.0
	1500-1800	2.70	205	1431	163	53.5	30.3	177	70.8	48.7	0.14	0.53	0.13	10.7
	1800-2230	2.72	213	1392	165	52.6	29.2	170	71.0	47.7	0.14	0.58	<0,05	10.2
21.-22.09.94	2230-0730	2.72	210	1329	166	52.5	29.0	155	69.5	48.0	0.11	0.52	<0,05	11.3
22.09.94	0730-1200	2.72	213	1317	164	51.6	29.8	160	70.2	47.4	0.13	0.56	<0,05	10.6
	1200-1800	2.71	211	1422	160	58.1	32.7	193	73.0	50.0	0.16	0.58	<0,05	10.9
22.-23.09.94	1800-0930	2.71	220	1452	158	59.3	31.4	202	72.2	51.4	0.12	0.61	<0,05	11.4
Middelverdi		2.77	212	1397	162	54.9	30.2	177	70.8	48.1	0.17	0.56	0.06	10.5
Maks.verdi		2.84	220	1452	171	59.3	33.8	202	76.1	51.4	0.21	0.61	0.13	11.4
Min.verdi		2.70	205	1317	155	51.6	27.7	155	67.4	45.4	0.11	0.52	<0,05	10.0

Vedlegg 9. Analyseresultater. Utløp sedimenteringstank trinn 1. Blandprøver 20.-23.09.94

Dato	KI	pH	Kond mS/m	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Ni mg/l	Si mg/l
20.09.94	1330-1600	3.86	193	1278	353	52.8	23.7	16.0	69.4	46.9	0.20	0.55	0.12	8.85
	1600-1900	3.99	192	1168	322	51.7	19.4	9.1	58.4	44.9	0.20	0.50	0.07	8.28
	1900-2230	3.85	196	1440	391	55.0	25.6	13.2	71.4	46.2	0.20	0.44	0.12	8.59
20.-21.09.94	2230-0830	3.85	196	1317	338	51.6	23.7	32.0	67.8	48.3	0.21	0.56	0.13	9.20
21.09.94	0830-1200	3.59	199	1296	301	56.1	30.7	20.6	72.4	48.7	0.22	0.56	0.15	10.0
	1200-1500	3.25	198	1263	295	55.5	25.1	22.6	63.7	46.9	0.15	0.49	0.10	9.65
	1500-1800	3.32	198	1296	309	56.1	24.8	14.0	63.3	47.1	0.15	0.50	0.08	9.49
	1800-2230	3.42	197	1281	302	54.8	23.6	11.4	62.7	47.3	0.15	0.53	0.14	9.36
21.-22.09.94	2230-0730	3.50	193	1240	300	53.6	23.2	43.7	59.7	45.0	0.13	0.47	0.11	9.04
22.09.94	0730-1200	3.58	195	1332	321	56.8	23.8	11.4	64.5	45.8	0.14	0.51	0.06	8.68
	1200-1800	3.67	198	1350	323	57.5	30.2	17.5	71.8	44.6	0.13	0.51	0.13	8.61
22.-23.09.94	1800-0930	3.73	203	1386	334	58.6	27.2	75.1	69.0	46.9	0.14	0.52	0.09	9.31
Middelverdi		3.63	197	1304	324	55.0	25.1	24	66.2	46.6	0.17	0.51	0.11	9.09
Maks.verdi		3.99	203	1440	391	58.6	30.7	75	72.4	48.7	0.22	0.56	0.15	10.0
Min.verdi		3.25	192	1168	295	51.6	19.4	9	58.4	44.6	0.13	0.44	0.06	8.28

Vedlegg 10. Analyseresultater. Overløp sandfilter etter trinn 1. Blandprøver 20-23.09.94

Dato	KI	pH	Kond mS/m	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Ni mg/l	Si mg/l
20.09.94	1900	3.43	189	1228	310	51.0	19.3	1.03	56.8	51.5	0.16	0.50	0.09	9.35
	1900-2230	3.54	195	1287	333	53.3	18.7	0.54	59.0	58.9	0.18	0.42	0.06	10.60
21.09.94	0900-1100	3.62	194	1293	324	55.1	25.9	0.59	68.5	51.2	0.21	0.57	0.14	10.40
	1100-1200	3.50	174	1341	311	55.5	30.3	1.81	70.7	56.5	0.21	0.57	0.11	11.60
	1200-1500	3.33	196	1308	303	53.7	29.1	2.82	67.8	48.2	0.17	0.50	0.08	10.30
	1500-2230	3.22	197	1299	304	52.3	28.2	4.46	65.8	51.7	0.20	0.57	0.21	10.70
21.-22.09.94	2230-0730	3.34	200	1332	314	51.4	27.6	2.18	66.8	46.0	0.18	0.51	0.14	9.41
22.09.94	0730-1200	3.41	195	1219	299	49.4	24.9	1.01	63.0	43.4	0.17	0.49	0.15	8.77
	1200-1800	3.50	192	1204	310	49.8	28.7	1.77	65.8	45.5	0.19	0.53	0.17	9.53
22.-23.09.94	1800-0930	3.52	197	1299	324	54.0	27.4	1.26	64.3	46.3	0.19	0.57	0.12	9.21
Middelverdi		3.44	193	1281	313	52.6	26.0	1.75	64.9	49.9	0.19	0.52	0.13	9.99
Maks.verdi		3.62	200	1341	333	55.5	30.3	4.46	70.7	58.9	0.21	0.57	0.21	11.60
Min.verdi		3.22	174	1204	299	49.4	18.7	0.54	56.8	43.4	0.16	0.42	0.06	8.77

Vedlegg 11. Analyseresultater. Gruvevann. Blandprøver 10.-12.10.94

Dato	Kl	pH	Kond mS/m	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Si mg/l
10.10.94	1500-1800	2.67	210	1296	150	54.4	29.3	156	68.5	44.9	0.15	0.50	10.20
	1800-2200	2.73	200	1246	149	52.6	27.5	152	62.8	43.2	0.15	0.49	9.85
11.10.94	2200-0800	2.75	199	1249	149	51.9	26.9	152	61.7	42.8	0.12	0.50	10.00
	0800-1100	2.75	198	1222	146	51.8	26.5	145	61.3	42.1	0.13	0.48	9.53
	1100-1500	2.75	197	1222	148	50.7	25.8	144	60.8	41.5	0.12	0.49	9.70
	1500-1900	2.72	196	1207	149	50.9	26.0	143	62.6	42.3	0.10	0.51	10.10
	1900-2300	2.85	203	1269	148	52.6	28.0	159	64.0	44.1	0.17	0.56	10.30
12.10.94	2300-0900	2.85	206	1383	147	55.8	30.2	184	70.2	47.1	0.16	0.59	11.00
	0900-1600	2.86	200	1335	147	54.8	29.4	176	67.5	46.6	0.17	0.55	10.70
	1600-2000	2.92	197	1284	149	53.4	27.9	165	64.7	44.4	0.16	0.54	10.40
Middel		2.79	201	1271	148	52.9	27.8	158	64.4	43.9	0.14	0.52	10.18
Maks.		2.92	210	1383	150	55.8	30.2	184	70.2	47.1	0.17	0.59	11.00
Min.verdi		2.67	196	1207	146	50.7	25.8	143	60.8	41.5	0.10	0.48	9.53

Vedlegg 12. Analyseresultater. Utløp sedimenteringstank trinn 1. Blandprøver 10.-12.10.94

Dato	Kl	pH	Kond mS/m	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Si mg/l
10.10.94	1500-1800	3.46	184	1177	290	52.3	25.0	19.7	65.4	43.6	0.10	0.52	9.54
	1800-2200	3.44	183	1174	286	52.5	23.8	15.0	59.6	42.5	0.22	0.53	9.54
11.10.94	2200-0800	3.47	182	1165	290	50.9	23.2	14.2	58.9	42.0	0.15	0.51	8.54
	0800-1100	3.54	181	1174	287	51.5	23.1	13.1	58.6	41.6	0.16	0.52	8.22
	1100-1500	3.62	179	1177	286	50.9	22.1	11.8	57.5	43.7	0.19	0.47	8.56
	1500-1900	3.60	177	1132	285	50.4	21.8	10.0	60.9	41.7	0.17	0.48	8.32
	1900-2300	3.86	178	1162	295	51.9	22.7	10.6	60.0	42.5	0.16	0.48	8.44
12.10.94	2300-0900	4.05	183	1257	322	54.8	22.8	9.6	65.4	45.2	0.15	0.51	9.60
	0900-1600	3.98	187	1284	318	54.7	24.5	10.0	66.9	44.1	0.13	0.47	9.05
	1600-2000	4.01	177	1213	302	52.5	23.3	9.5	63.0	42.9	0.12	0.47	8.55
Middel		3.70	181	1192	296	52.2	23.2	12.3	61.6	43.0	0.16	0.50	8.84
Maks.ver.		4.05	187	1284	322	54.8	25.0	19.7	66.9	45.2	0.22	0.53	9.60
Min.verdi		3.44	177	1132	285	50.4	21.8	9.5	57.5	41.6	0.10	0.47	8.22

Vedlegg 13. Analyseresultater. Overløp sandfilter etter trinn 1. Blandprøver 10.-12-10.94

Dato	Kl	pH	Kond mS/m	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Si mg/l
10.10.94	1900-2200	3.66	181	1198	282	52.6	24.3	3.18	70.0	42.9	0.17	0.53	9.13
11.10.94	2200-0800	3.51	183	1168	279	51.3	22.9	1.37	59.3	41.6	0.15	0.53	8.94
	0800-1100	3.49	184	1159	282	50.4	21.8	1.14	57.9	41.5	0.13	0.49	8.91
	1100-1500	3.50	182	1147	279	50.4	21.7	0.75	56.3	41.0	0.16	0.53	8.51
	1500-1900	3.50	180	1138	281	50.0	21.0	0.50	56.3	41.3	0.16	0.49	8.51
	1900-2300	3.72	176	1132	284	51.1	22.2	0.62	66.5	41.3	0.13	0.54	8.37
12.10.94	2300-0900	3.79	186	1225	313	54.2	22.4	0.43	62.0	44.5	0.16	0.53	8.79
	0900-1600	3.88	190	1266	321	56.3	23.2	0.29	65.7	45.5	0.15	0.54	8.81
	1600-2000	3.91	180	1237	305	54.0	24.2	0.19	64.4	44.8	0.13	0.54	9.19
Middelverdi		3.66	182	1186	292	52.3	22.6	0.94	62.0	42.7	0.15	0.52	8.80
Maks.verd		3.91	190	1266	321	56.3	24.3	3.18	70.0	45.5	0.17	0.54	9.19
Min.verdi		3.49	176	1132	279	50.0	21.0	0.19	56.3	41.0	0.13	0.49	8.37

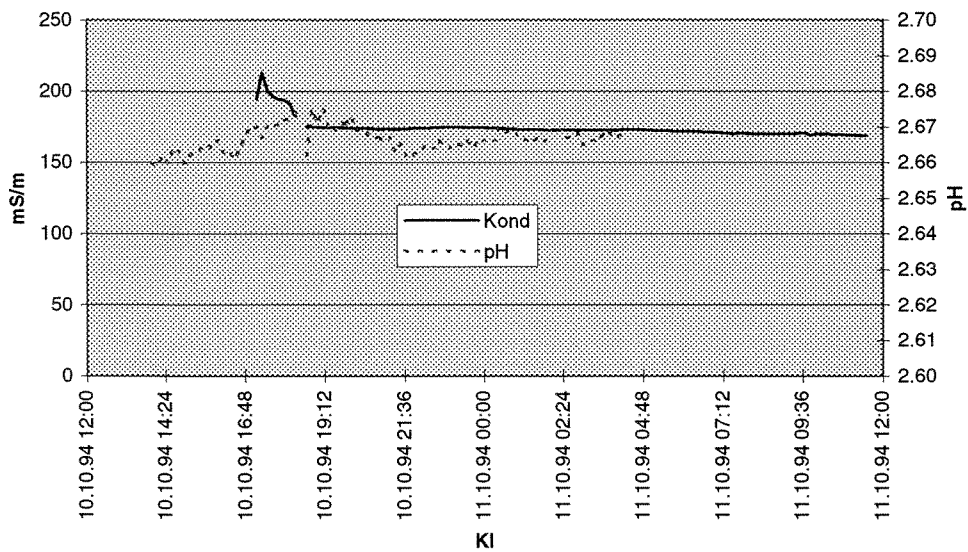
Vedlegg 14. Analyseresultater. Jar-test. Vann fra overløp sandfilter (pH 3,83). Felling med 4% Ca(OH)₂

pH	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Si mg/l
3.83	1263	323	55.4	22.4	0.59	63.2	44.5	0.17	0.51	10.5
6.50	1225	389	55.0	0.30	<0,01	20.1	42.6	0.11	0.46	7.50
7.30	1225	408	54.4	<0,01	<0,01	2.75	32.6	0.13	0.44	5.73
7.50	1216	410	52.8	<0,01	<0,01	2.70	27.4	0.12	0.35	5.57
7.75	1237	420	52.0	<0,01	<0,01	1.05	23.6	0.12	0.39	5.15
8.50	1222	433	51.6	<0,01	<0,01	0.40	1.55	0.05	0.08	2.02
9.50	1216	434	48.6	<0,01	<0,01	0.25	0.29	<0,01	<0,02	0.63

Vedlegg 15. Analyseresultater. Jar-test. Felling av gruvevann med 4 % Ca(OH)₂.

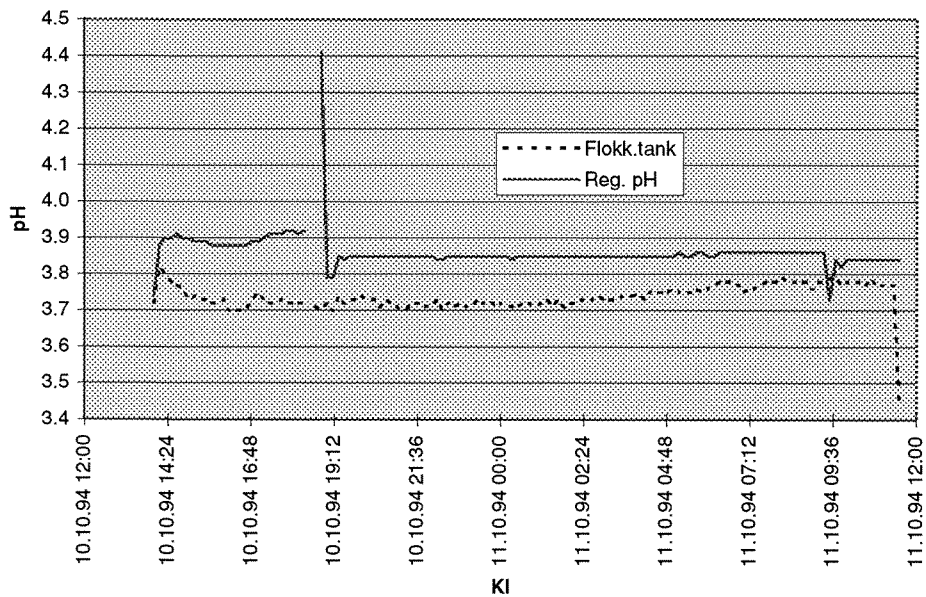
pH	SO ₄ mg/l	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Co mg/l	Si mg/l
2.89	1395	147	56.0	30.3	214	69.1	46.6	0.16	0.58	10.60
3.30	1329	243	55.6	29.0	80.6	69.8	45.7	0.17	0.55	10.00
3.42	1305	279	54.5	27.9	41.2	66.8	45.0	0.16	0.57	9.55
3.53	1269	293	55.9	28.9	38.0	70.0	46.7	0.19	0.60	10.40
3.65	1278	299	56.4	27.3	28.9	66.2	44.9	0.19	0.53	9.66
3.78	1275	315	55.9	26.0	10.7	66.6	44.6	0.18	0.59	9.10
4.10	1269	321	55.9	24.1	0.44	65.8	45.0	0.15	0.53	8.95

Gruvevann - pH og Kond.



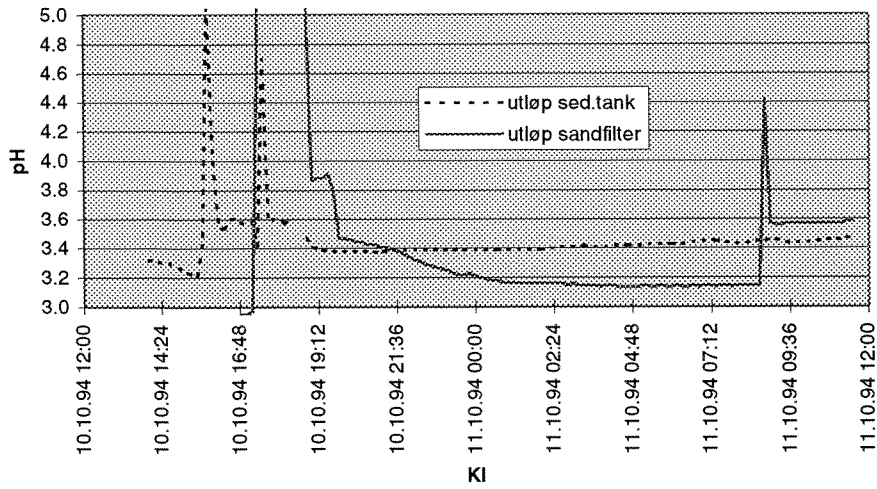
Vedlegg 16. Kontinuerlige registreringer 10.-11.10.94

pH ved målepunkter



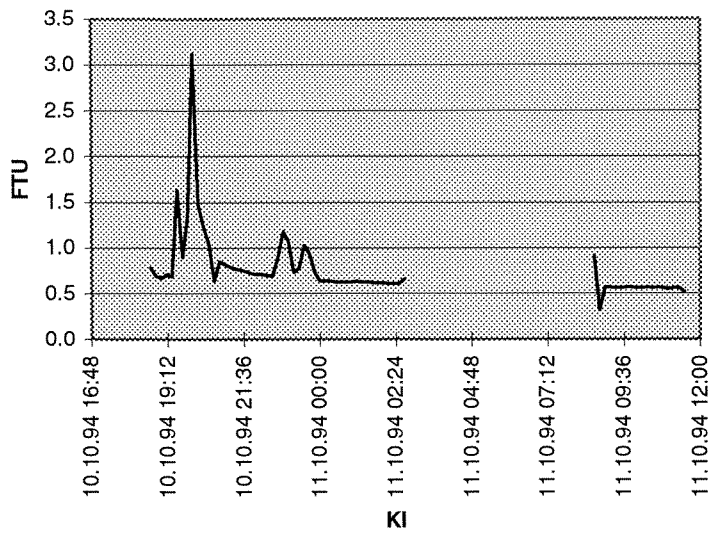
Vedlegg 17. Kontinuerlige registreringer 10.-11.10.94

pH ved målepunkter



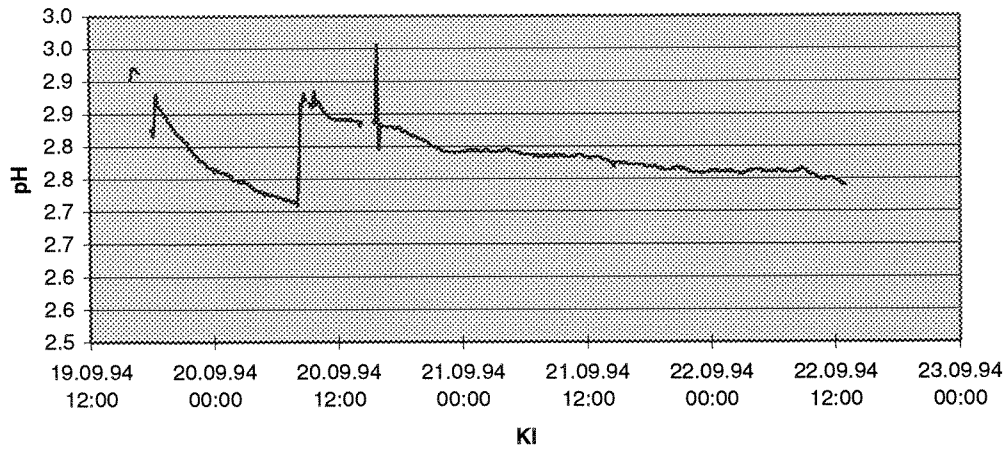
Vedlegg 18. Kontinuerlige registreringer 10.-11.10.94

Utløp sandfilter - turbiditet



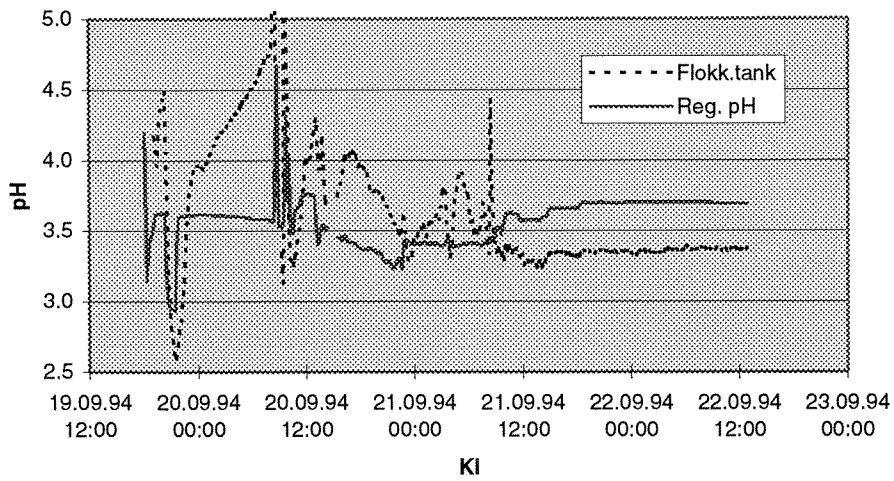
Vedlegg 19. Kontinuerlige registreringer 10.-11.10.94

Gruvevann pH



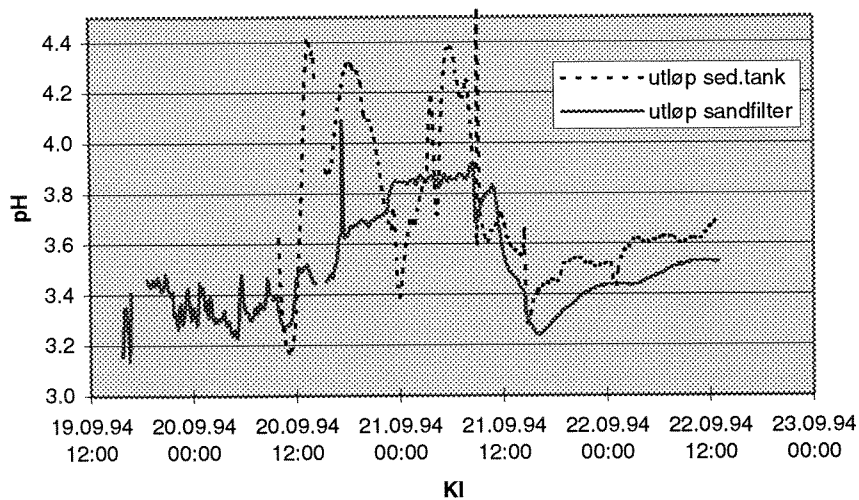
Vedlegg 20. Kontinuerlige registreringer 19.-23.09.94

pH ved målepunkter



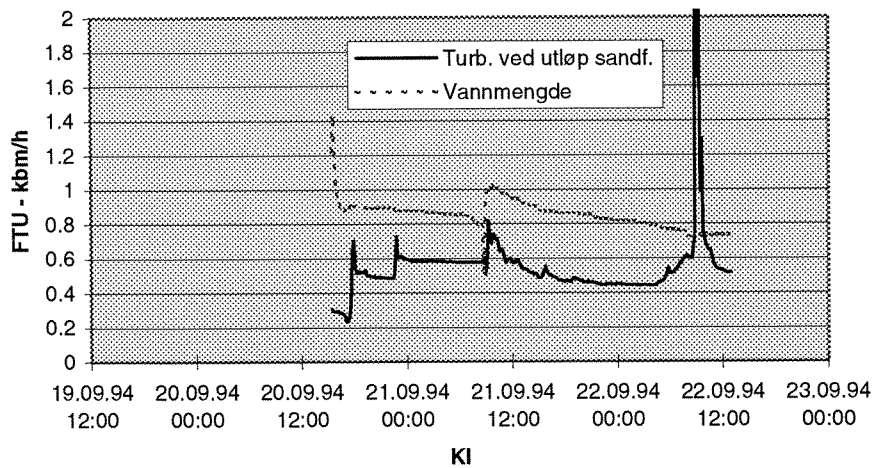
Vedlegg 21. Kontinuerlige registreringer 19.-23.09.94

pH ved målepunkter



Vedlegg 22. Kontinuerlige registreringer 19.-23.09.94

Sandfilter. Belastning - turbiditet



Vedlegg 23. Kontinuerlige registreringer 19.-23.09.94

Norsk institutt for vannforskning

Postboks 173 Kjelsås
0411 Oslo

Telefon: 22 18 51 00
Telefax: 22 18 52 00

Ved bestilling av rapporten,
oppgi løpenummer 3375-95.

ISBN 82-577-2904-3