



O-93038

Kjemisk rensing av tungmetallholdig gruvevann

I samarbeid med

CHK SIVILINGENIØR
CARL-H. KNUDSEN AS
RÅDGIVENDE INGENIØRER MRIF

NIVA - RAPPORT

Norsk institutt for vannforskning  NIVA

Prosjektnr.:	Undernr.:
O-93038	
Løpenr.:	Begr. distrib.:
3186	

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: KJEMISK RENSING AV TUNGMETALLHOLDIG GRUVEVANN	Dato: 30.11.94	Trykket: NIVA 1995
	Faggruppe: Miljøteknologi	
Forfatter(e): Iversen, Eigil Rune NIVA Arnesen, Rolf Tore NIVA Knudsen, Carl-Henrik CHK AS	Geografisk område: Nordland	
	Antall sider: 59	Opplag: 50

Oppdragsgiver: Statens forurensningstilsyn	Oppdragsg. ref.:
--	-------------------------

Ekstrakt: Det er gjennomført en undersøkelse av effekten av forskjellige fellingskjemikalier for rensing av tungmetallholdig gruvevann i pilotskala og i et kontinuerlig pilotanlegg. Anlegget er bygget for selektiv felling av metallslam ved at treverdige jern felles separat. Hensikten er å redusere behovet for spesialdeponi og åpne muligheten for gjenvinning for å redusere behovet for deponering av spesialavfall. Kalk er rimeligst for pH-regulering. Det oppnås et renere jernslam med soda eller lut, men driftskostnadene blir vesentlig større. Forsøkene er utført i Sulitjelma.
--

4 emneord, norske

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

4 emneord, engelske

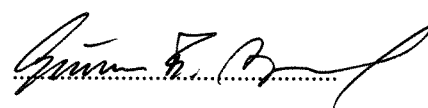
1. Heavy Metals
2. Treatment plant
3. Acid Mine Drainage
4. Pyrite mining

Prosjektleder



Eigil Rune Iversen

For administrasjonen



Gunnar Fr. Aasgaard

ISBN82-577-2652-4

Norsk institutt for vannforskning

O-93038

**Kjemisk rensing av tungmetallholdig
gruvevann**

Oslo 30. november 1994

Egil Rune Iversen NIVA
Rolf Tore Arnesen NIVA
Carl-Henrik Knudsen CHK AS

Forord

Prosjektet "Kjemisk rensing av tungmetallholdig gruvevann er gjennomført som et samarbeidprosjekt mellom Norsk institutt for vannforskning og Carl-Henrik Knudsen AS, Drammen. De praktiske forsøkene er gjennomført i Sulitjelma og med gruvevann fra Mons Petter gruve i Nordgruvefeltet. Prosjektet ville ikke ha vært gjennomførbart uten betydelig hjelp fra Sulitjelma Bergverk AS. Vi takker bedriften med adm. dir. Per Brevik og driftsing. Kjell Sture Hugaas for samarbeidet og all hjelp i forbindelse med fremskaffing av gruvevann og praktisk hjelp i forbindelse med tilrettelegging av forsøkene.

Oslo, 30.november 1994

*Eigil Rune Iversen
Prosjektleder*

Innhold

Forord.....	2
1. SAMMENDRAG.....	4
2. INNLEDNING.....	6
3. GRUNNLAG	8
3.1. Målsetting.....	8
3.2. Litteraturundersøkelser	8
3.3. Kjemisk felling av gruvevann	12
3.4. Praktiske erfaringer fra renseanlegg i drift i Sverige.....	15
4. FORSØKSANLEGGET	16
4.1 Plassering	16
4.2 Oppbygging og drift av forsøksanlegget.....	16
4.3 Instrumentering, prøvetaking.....	18
5. GJENNOMFØRING.....	22
5.1 pH-regulerende kjemikalier	22
5.2. Forsøksopplegg og analyser.....	22
5.3. Resultater	22
6. DISKUSJON AV RESULTATER.....	23
6.1. Kjemiske resultater	23
6.1.1 Jar-tester	23
6.1.2. Forbruk av fellingskjemikalier	23
6.1.3. Resultater fra kontinuerlig drift.....	24
6.1.4. Analyse av slam.....	26
6.1.5. Slammengder.....	28
6.1.6. Muligheter for gjenvinning	28
6.2. Drift av prosessenhetene	30
6.2.1. Hydraulisk belastning på anlegget	30
6.2.2. Mottakstank	30
6.2.3. Lufte- og blandingstank.....	30
6.2.4. Flokkuleringstanker (tank 2 og 4)	30
6.2.5. Sedimenteringsenhetene (tank 3 og 5)	31
6.2.6. Dosering av pH-regulerende kjemikalier	31
6.3. Driftsøkonomi	31
6.3.1. Forutsetninger.....	31
6.3.2. Kjemikaliekostnader beregnet på 1,0 mill m ³ /år	32
7. VIDERE ARBEID	33
8. VEDLEGG.....	34
8.1. Analyseresultater og figurer	35
8.2. Resultater for kontinuerlige registreringer.....	45
8.3. Vannkvalitet i gruvevann ved norske kisgruver	50
8.4. Besøk ved Främby Reningsverk i Falun	50
8.5. Befaring til renseanlegg ved Renströmgruva.....	55
8.6. Befaring til renseanlegg ved Laisvall gruve	56
8.7. Litteratur.....	57

1. SAMMENDRAG

Det er gjennomført et prosjekt med sikte på å belyse aktuelle problemstillinger vedrørende rensing av surt, tungmetallholdig gruvevann fra kisgruver. Prosjektet kan deles i to deler :

1. Undersøkelse av teoretisk grunnlag. Litteraturundersøkelser. Laboratorieundersøkelser.
2. Undersøkelser ved kontinuerlig drift i forsøksanlegg. Testing av resultater fra laboratorieforsøk.

I tillegg er det foretatt befaringer til tre renseanlegg som er i drift ved svenske gruver. De praktiske forsøkene er gjennomført i Sulitjelma og med gruvevann fra Mons Petter gruve. Renseanlegget som er benyttet tilsvarer 1:100 skala av et fullskala anlegg i Sulitjelma, som vi antar vil motta en gjennomsnittlig vannmengde på 115 m³/h eller totalt 1 mill. m³/år.

Resultatene fra kontinuerlig drift bekrefter resultatene fra laboratorieundersøkelsene:

- Det vil være mulig å foreta en selektiv felling av gruvevann i Sulitjelma med sikte på å produsere et rent jernslam i et eget prosessstrinn og de øvrige tungmetaller i et annet trinn.
- Dette gjør det mulig å stille mindre strenge krav til deponering av jernslam.
- Et jernfritt slam i annet trinn øker muligheten for å gjenvinne kobber og sink.

Det er imidlertid nødvendig å gjennomføre forsøk under mer stabile betingelser for å belyse disse muligheter tilfredsstillende. Det tekniske opplegget i denne undersøkelsen har vært forholdsvis enkelt m.h.t. kjemikalieinnblanding, prosesskontroll og styring da det innledningsvis ble antatt at gruvevannets kjemiske sammensetning varierte lite over tid. Det viste seg etter hvert at variasjonene likevel var så store at det er nødvendig å benytte pH-styrt kalkdosering for å oppnå stabile betingelser. Bortsett fra en del problemer den fuktige luften i gruva forårsaket for noe av det elektroniske utstyret i renseanlegget, virket opplegget tilfredsstillende under gjennomføringen av forsøkene. Det viste seg at slammet i renseanleggets annet trinn ble meget voluminøst. Trolig vil en annet slamutskillingsprosess som f.eks. flotasjon være bedre egnet for denne slamtypen.

Et fullskala renseanlegg vil produsere ca. 900 tonn jernslam og ca. 1400 tonn annet metallslam årlig.

Denne undersøkelsen tyder ikke på at det er mulig å produsere en jernklorid som er så ren m.h.t. andre tungmetaller som en del andre jernkloridkilder. I forhold til de kravene NORVAR har stilt til innhold av tungmetaller i jernklorid, vil det være mulig å overholde kravet til kobber, mens det synes vanskelig å overholde kravet til sink. Da porevannet i slammet inneholder uønskede tungmetaller, vil produksjon av en tilfredsstillende ren jernklorid forutsette en effektiv slamavvanningsprosess med et høyt tørrstoffinnhold i slammet som resultat. Det bør imidlertid gjennomføres forsøk over lengre tid med bedre driftskontroll og med en bedre slamavvanning for å ha et bedre grunnlag for å vurdere om jernslammet kan anvendes for produksjon av jernklorid til vannrensing.

Det er testet alternative kjemikalier for pH-regulering. Kalk faller rimeligst ut. Det er mulig å oppnå en tilfredsstillende selektiv felling ved å benytte kalk, men dette stiller store krav til pH-kontroll under utfellingen av jern idet pH-verdiene bør holdes i området 3,5-4,0 og helst så nære 3,5 som mulig. Forsøkene tyder på at det vil bli et renere jernslam ved å bruke soda eller kaustisk soda til pH-reguleringen, men kostnadene vil da øke betydelig.

Ved felling med kalk tyder ikke analyseresultatene for vann- og slamprøver på at det vil skje noen utfelling av gips til tross for overskridelse av løselighetsproduktet. Utfelling av gips bør studeres nærmere ved å gjøre forsøk på en annen gruvevannstype med høyere innhold av sulfat og kalsium.

Det vil bli foretatt en kostnadsutredning av alternative prosessløsninger i et etterfølgende prosjekt. I denne undersøkelsen er gjort greie for kjemikaliekostnadene ved de fellingsalternativer som er undersøkt. Samlede kjemikaliekostnader vil bli 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.

Erfaringene fra litteraturundersøkelser og fra befaringer til anlegg i drift i Sverige er at det er vanskelig å anbefale generelle retningslinjer for rensing av gruvevann. Som regel må man søke løsninger som er tilpasset lokale behov og muligheter. Et hvert gruveområde er et spesialtilfelle. Den løsning som er valgt i dette prosjektet, egner seg godt for en nedlagt gruve som Sulitjelma der jerninnholdet i gruvevannet hovedsaklig foreligger i treverdige form. For en gruve i drift kan prosessopplegg og avfallsdeponering forenkles vesentlig.

2. INNLEDNING

Forurensningsproblemene i forbindelse med gruvedrift etter kismineraler er mangesidige. Ved vurdering av forurensningsbegrensende tiltak vil en som regel ha flere forurensningskilder å ta stilling til og som krever forskjellige tiltak. Årsakene til den tungmetallforurensning man finner i slike områder er de samme og skyldes de forvitningsprosesser som finner sted på overflaten av kismineralene under innvirkning av vann og luft. De forurensningsbegrensende tiltak vil ha som strategi å redusere disse prosessene og begrense transporten av forurensningskomponenter til omgivelsene. I mange gruveområder er gruvevannet viktigste forurensningskilde. Ofte kan avrenningsforholdene i en gruve være så kompliserte at det er vanskelig å avgjøre hvorvidt forurensningstransporten ut av en gruve skyldes "ekte gruvevann" eller om den har andre kilder der avrenningen trenger inn i gruva.

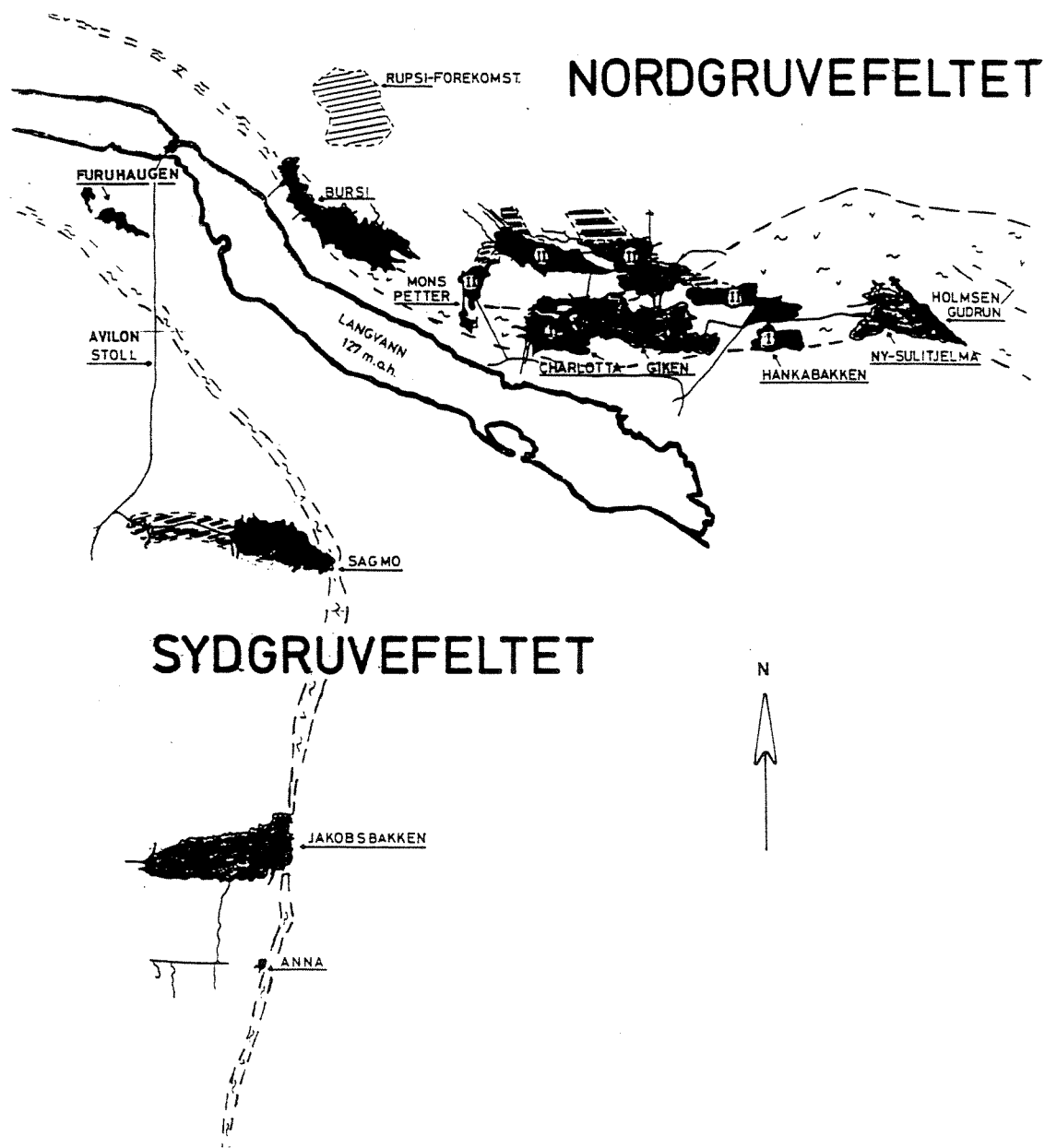
Mulighetene for å gjøre forurensningsbegrensende tiltak på gruvevannet vil i praksis være avhengig av type gruve (dagbrudd - underjordsgruve) og hvordan den er åpnet. Rensing av gruvevann vil i de fleste tilfeller være siste utvei etter at alternative tiltak for å løse problemene er vurdert eller gjennomført. Den største fordelen med et rensertiltak er at det som regel er meget effektivt. Normalt vil en ved kjemisk felling fjerne størrelsesorden 99 % av forurensningskomponentene (avsnitt 3.3). Ulempen er at det produseres et avfall som det stilles spesielle krav til deponeringen av, og at tiltaket må drives på ubestemt tid. Dessuten vil det påløpe årlige driftskostnader så lenge en ønsker å drive rensertiltaket. Levetiden på et renseanlegg vil dessuten være begrenset og i alminnelighet betydelig mindre enn varigheten på forurensningen.

Valg av renseprosess og opplegg forøvrig vil i mange tilfeller være avhengig av om det pågår drift ved den aktuelle gruve eller ikke. Vanligvis vil en ved en gruve i drift velge et noe enklere renseopplegg enn ved en nedlagt gruve da en bl.a. ved avfallsdeponeringen ofte blander inn slam fra renseanlegget i avgangen eller benytter gruverom til dette formål. De fleste erfaringene fra renseanlegg ved kisgruver finnes ved gruver i drift. I Norge er det i første rekke ved nedlagte kisgruver at en har problemer med betydelige forurensningstilførsler fra selve gruvene. Ved noen lokaliteter er det gruvevannet som er største forurensningskilde samtidig som en har begrensede muligheter for reduksjoner i forurensningstilførslene uten bruk av renseanlegg.

Gruvevannets sammensetning kan variere betydelig fra lokalitet til lokalitet. I vedlegg 8.3 er samlet en del analysedata for noen gruvevannstyper i Norge. Valg av renseprosess og opplegg vil variere avhengig av vannstype og vannmengde. Det er således vanskelig å gi generelle retningslinjer for hvordan en bør rense et gruvevann, da valg av prosess vil være avhengig av en rekke forhold som sammensetning, vannmengder, deponeringsmuligheter, energikostnader etc.

I dette prosjektet tar en sikte på å belyse en del sentrale problemstillinger i forbindelse med rensing av gruvevann ved kisgruver. Det ble valgt å utføre forsøkene i Sulitjelma av flere årsaker. Tidligere undersøkelser (Iversen, 1990 og Iversen *et al*, 1991) har vist at forurensningsproblemene i Sulitjelma i første rekke skyldes store tilførsler av tungmetallholdig gruvevann fra Nordgruvefeltet (fig.1). Det forurensede gruvevannet skyldes hovedsaklig tilførsler fra områder under dagen. Det arbeides med tiltak for å redusere gruvevannsmengdene og sette områder under vann for å redusere omfanget av forvitningsprosessene. Da det neppe er aktuelt eller praktisk mulig å sette alle gruvene i Nordgruvefeltet under vann, er det sannsynlig at de resterende gruverom fortsatt vil produsere sur, tungmetallholdig avrenning. Materialtransporten fra gruva når den får overløp (6a-stoll), er idag ikke mulig å kvantifisere da den er avhengig av en rekke forhold som en ikke har tilstrekkelig kunnskap om.

Som forsøksvann er benyttet gruvevann fra en av gruvene, Mons Petter gruve, som har en sammensetning som er representativ for gruvevannkvaliteten i Nordgruvefeltet og er typisk for en gruve som er drevet på kobber, sink og svovelkis. Forsøkene er utført under kontinuerlig drift i et anlegg i ca. 1:100 målestokk av et antatt helskala anlegg i Sulitjelma, som vi antar vil motta en gjennomsnittlig vannmengde på 115 m³/h eller 1 mill. m³/år.



Figur 1. Kartskisse over gruveområdene i Sulitjelma

3. GRUNNLAG

3.1. Målsetting

Målsettingen med prosjektet har vært å gi en oversikt over aktuelle problemstillinger i forbindelse med rensing av metallholdig dremsvann fra kisgruver og å prøve ut aktuelle renseprosesser på furensert dremsvann fra gruvene i Sulitjelma. Prosjektet omfatter litteraturundersøkelser og innhenting av erfaringer fra anlegg i drift ved svenske gruveområder. Det er utført forsøk i laboratorieskala og utprøving av resultater fra laboratorieforsøkene ved kontinuerlig drift i et forsøksanlegg.

De vanligste metallene i gruvevann fra kisgruver er jern, aluminium, kobber og sink. I tillegg kommer ofte mindre mengder bly, kadmium, nikkel, kobolt og mangan samt en rekke andre spormetaller. I forsøkene skulle det legges spesiell vekt på å undersøke i hvilken grad det var mulig å foreta fellingen i to trinn i et kontinuerlig anlegg for å oppnå et så rent jernslam som mulig i første trinn. En slik prosess antas å ha en rekke miljømessige fordeler :

- Reduserte slammengder/deponikostnader ved at et rent jernslam ikke behøves deponert på spesialdeponi.
- Det er mulig å lage jernklorid (fellingskjemikalie) av et rent jernhydroksidslam, noe som igjen reduserer avfallsmengdene fra renseanlegget.
- Når jernet er fjernet fra gruvevannet, åpner dette for oppkonsentreringsteknikker med hensikt å gjenvinne f.eks. kobber og sink, noe som reduserer behovet for slamdeponier ytterligere.

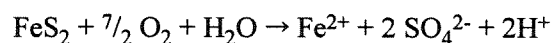
Hovedformålet med pilotforsøkene i Sulitjelma har vært å undersøke dimensjoneringsgrunnlaget for et fullskala renseanlegg og å gi svar på følgende :

- Ulike kjemikaliers egnethet for pH-regulering, som kalk (lesket kalk, hydratkalk), knust dolomitt, soda, kaustisk soda og magnesiumoksid.
- Krav til reaksjonsbetingelser for å få til så god fraksjonert felling som mulig.
- Gipsutfelling i prosessen.
- Kartlegge slammets innhold av tungmetaller og vurdere mulighetene for gjenvinning.
- Utprøve hensiktsmessig utstyr for kjemikalieinnblanding, prosesskontroll og styring.

3.2. Litteraturundersøkelser

Det er publisert mye om rensing av gruvevann i form av artikler, monografier og bibliografier om rensing av surt gruvevann (A(cid) M(ine) D(rainage)). Det sure gruvevannet skyldes at sulfidminerale forvitrer ved innvirkning av luftens oksygen, og sulfidene oksideres til metallsulfater og svovelsyre.

Reaksjonen som skjer kan i prinsipp beskrives ved følgende likning:



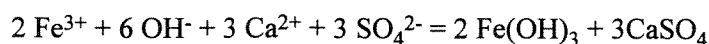
Reaksjonen foregår både i avfall fra gruver som driver på metallsulfider f.eks. kobber, sink, bly og andre sulfidminerale og i avfall fra kullgruver der sulfidminerale finnes innesluttet i kullene.

En stor del av den litteratur som finnes om surt gruvevann og rensing av det er derfor knyttet til kullgruver. Avrenning fra kullgruver inneholder imidlertid lite eller ingen andre forurensninger enn jern og syre, mens avrenningen fra metallsulfid-gruvene ofte inneholder andre metaller som kobber, kadmium, bly, sink etc.

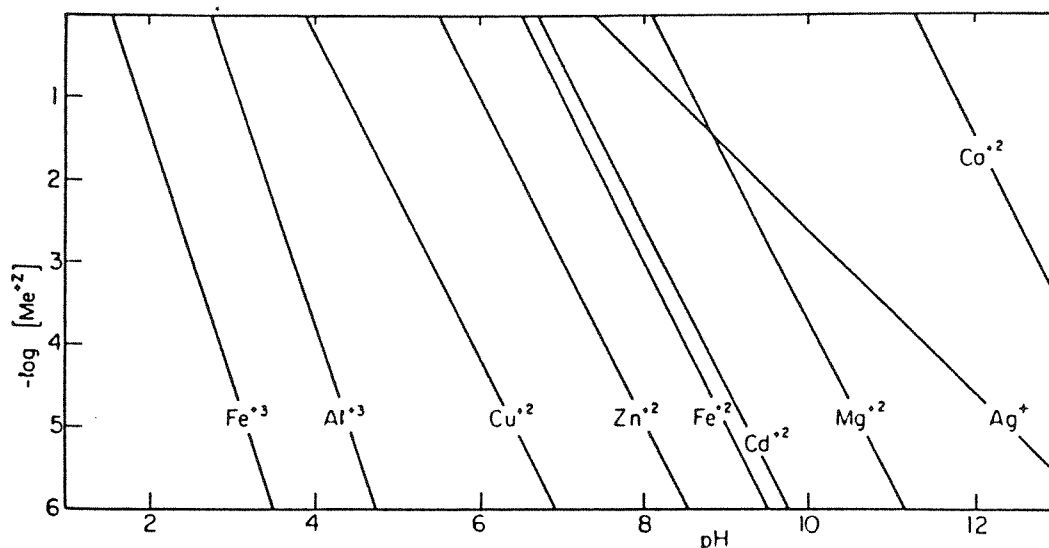
Mange av de metodene for rensing av gruvevann som er beskrevet kan i prinsipp benyttes på begge typer vann. Vannets innhold av syre må nøytraliseres, og innholdet av jern og andre metaller må fjernes.

Teoretisk finnes flere mulige metoder for rensing av surt gruvevann, men i praksis har først og fremst tilsetning av ulike typer av alkali vært aktuelt, og det finnes en rekke slike anlegg i drift bl.a. i Canada (Arnesen 1988) og Sverige (Vedlegg 8.4-6).

Ved rensingen benyttes ofte brent kalk eller hydratkalk, og reaksjonen kan beskrives ved følgende likning:



Av likningen fremgår det at det dannes jern(III)hydroksid og kalsiumsulfat (gips) i prosessen. Dette er tungt løselige forbindelser, som kan fjernes evt. som bunnfall. Her er jern valgt som eksempel, men samme reaksjon skjer med de andre metaller, f.eks. kobber, bly, sink, nikkel og aluminium avhengig av pH i løsningen. Figur 2 viser sammenhengen mellom pH og løseligheten av de ulike metallhydroksidene.



Figur 2 Løselighet av oksider og hydroksider.

Fri metallionkonsentrasjon i likevekt med faste forbindelser som funksjon av pH. (Stumm and Morgan 1981)

Det fremgår av figuren at treverdig jern felles ved betydelig lavere pH-verdier enn de øvrige metallene. Allerede mellom pH 3,0 og 4,0 er teoretisk maksimal konsentrasjon av oppløst jern mindre enn 0,1 mg/l.

For toverdig jern er løseligheten betydelig høyere i dette pH-området, og for at fellingen av jern skal foregå effektivt, er det helt nødvendig at hovedmengden av jern foreligger i treverdig form når rensingen foregår ved felling som hydroksid.

I litteraturen er dette forholdet mellom toverdig og treverdig jern gitt mye oppmerksomhet. En meget inngående undersøkelse ble gjort i 1969 (Singer and Stumm). Arbeidet viser at oksidasjonen av jern(II) til jern(III) skjer meget langsomt ved pH-verdier under 6,5. Ved pH 7,0 er halveringstiden for jern(II) i løsninger 4 minutter, mens den ved pH 3,5 er av størrelsesorden år.

Også andre artikler beskriver oksidasjonen av toverdig jern til treverdig. For dette formål benyttes mest luftens oksygen, men det er også eksempler på at andre oksidasjonsmidler er forsøkt. Cole *et al.* (1977) beskriver forsøk med oksidasjon av gruvevann fra en kullgruve med hydrogenperoksid. Det er derved mulig å redusere oppholdstid og dimensjoner på tekniske innstallasjoner og dermed kapitalbehov for oksidasjonstrinnet i en renseprosess. Til gjengjeld kreves kontinuerlig tilsetning av kjemikalier i prosessen.

Betydningen av hvor raskt og hvordan oksygen overføres i oksidasjonen av gruvevann er inngående behandlet av Hustwit, Ackerman and Erickson (1992). De konkluderer med at den ionavhengige modellen for Fe(II) oksidasjon ikke gjelder ved de høye konsentrasjonene av jern(II) som finnes i mange gruvevann. Det som synes å begrense oksidasjonshastigheten er tilgang på oksygen. Det er med andre ord viktig å legge vekt på teknologien for lufttilførslen ved oksidasjon av gruvevann.

Tekniske løsninger for hvordan oksidasjonen kan foregå, er bl.a. beskrevet av Ackman and Kleinman (1984). De foreslo en "statisk mixer" hvor kalk og oksygen tilføres gruvevannet. Mixerens utforming fører til en kraftig agitasjon, som er nødvendig for å oppnå en effektiv prosess.

Allerede i 1944 beskriver en rapport fra US. Bureau of Mines (Wartman and Robertson) forsøk i laboratorieskala med rensing av gruvevann ved kjemisk felling. Fellingmidlene var kalk, kalkstein, sulfid og SO₂ og sementering av kobber på jern, og hensikten var først og fremst å vurdere mulighetene for å produsere kobber fra gruvevann. Konklusjonen fra disse undersøkelsene var at det undersøkte gruvevannet inneholdt så mye treverdig jern til at ingen av prosessene ble lønnsomme, men at det var mulig å ta ut kobber fra vannet.

Det er gjort flere litteraturundersøkelser om rensing av surt gruvevann.

SINTEF utførte i 1976 en undersøkelse av metoder for rensing av gruvevann (Skoglund). Blant de vurderte metodene er felling med kalk og kalkstein nevnt.

Særlig to undersøkelser er av interesse (Tanemura *et al.* 1972 og Podut 1973). Disse arbeidene beskriver gjenvinning av sink, kopper og mangan fra gruvevann ved bl.a. fraksjonert felling med kalk.

IVL i Sverige gjorde i 1980 (Ekengren) en gjennomgang av 21 ulike gruvevann. Med utgangspunkt i litteraturstudier ble muligheten for rensing vurdert teknisk og økonomisk. Rapporten omtaler også utførte laboratorieforsøk bl.a. med sulfidfelling.

Et kanadisk arbeid (Harrison 1969) gjennomgår forskning og utvikling som har foregått i de foregående 20 år i USA på nøytralisasjon og rensing av surt gruvevann. Kjemiske egenskaper for gruvevann og kalkstein er diskutert og metoder for dosering av kalkstein er behandlet. Problemer ved deponering av slam er også omtalt. Rapporten konkluderer med at gruvevann fra flere kanadiske gruver egner seg for slik behandling.

Selv om Pugsley *et al.* (1970) har undersøkt noen sterkt sure (pH 1,5) gruvevann i Rocky Mountains i Colorado, er forslag til rensing teoretiske og basert på litteraturstudier. Det foreslås at pH i vannet heves til 3,5 for å fjerne jern hvoretter de øvrige metallene fjernes trinnvis med sulfidfelling.

Den vanligste metoden for rensing av surt gruvevann er ved tilsetning av kalk eller kalkstein i et enkelt trinn. Ved bruk av kalk heves pH i tilfelle til ca. 9 - 10 som gir en effektiv utfelling av de fleste aktuelle metallene. Med kalkstein er det ikke mulig å oppnå så høy pH, og den brukes mest der det er lite eller ingen andre tungmetaller enn jern i vannet.

Felling med kalk alene er omtalt av Bates *et al.* (1984), Draper and McHugh (1972), Gerald and Kaplan (1967), Huck *et al.* (1974, 1975 og 1978) og Maree *et al.* (1992).

Bruk av kalkstein er inngående beskrevet i en rapport fra EPA (1971). Ellers har Ford (1974) gjort en undersøkelse av en rekke typer kalkstein med henblikk på bruk i renseanlegg for gruvevann.

Kombinasjon av kalkstein og kalk har også vært vanlig ved rensing av surt gruvevann. Gruvevannet tilsettes da finknust kalkstein, hvoretter pH justeres til ønsket verdi med kalk. Omtale av dette finnes i: Deul (1967), McDonald and Grandt (1981) og Tanumura *et al.* (1972). Et hovedmotiv for bruk av kalkstein er å få ned kjemikaliekostnadene. I tillegg kan tilsetningen av kalkstein gi en bedre kontroll over pH i prosessen.

Mange av de refererte arbeidene beskriver prosesser for rensing av gruvevann der kalkstein og kalk tilsettes trinnvis, ofte i kombinasjon med resirkulering av slam. Bosman (1983) nevner at en slik resirkulering av slam ("the high density sludge process") reduserer slamvolumet i betydelig grad. Han mener også at prosessen blir mer fleksibel ved å benytte flotasjon i stedet for sedimentasjon.

Huck *et al.* (1974) beskriver drift av et pilotanlegg der nøytralisering med kalk foregår i to trinn. McDonald og Grandt (1981) anbefaler også resirkulering av slam ved felling av gruvevann, noe som sies å gi bedre økonomi i prosessen. Wilmoth (1978) kombinerer felling med kalkstein og hydratkalk, slik at kjemikaliekostnadene reduseres med 30 % i forhold til en kalkfelling i ett trinn. Ved resirkulering av slam ved en ren kalkfelling, viste det seg at man oppnådde omtrent de samme besparelser.

Det er også beskrevet forsøk i renseanlegg der det tilsettes soda eller karbondioksid sammen med kalk. Det er ikke alltid gitt noen begrunnelse for dette valget, men bl. a. Long *et al.* (1977) benytter soda for å redusere hårdheten i vannet etter felling. Dette er spesielt av betydning dersom rensed vann skal benyttes som vannforsyning til industri eller husholdning. En annen fordel kan være at noen metaller gir slam med bedre sedimenteringsegenskaper og som lettere lar seg avvanne (Patterson 1977).

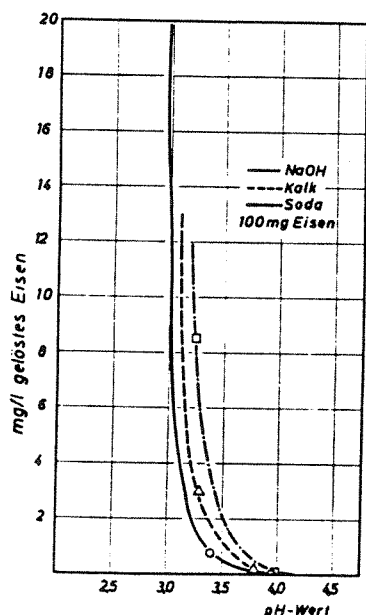
I alle de ovennevnte undersøkelser der det foregår felling av metallhydroksider er det benyttet polymertilsetning for å bedre utfelling og avvanning av slam. Huck *et al.* (1977) har sett nærmere på hvordan bruk av polymer kan bedre enhetsoperasjonene ved rensing av surt gruvevann.

3.3. Kjemisk felling av gruvevann

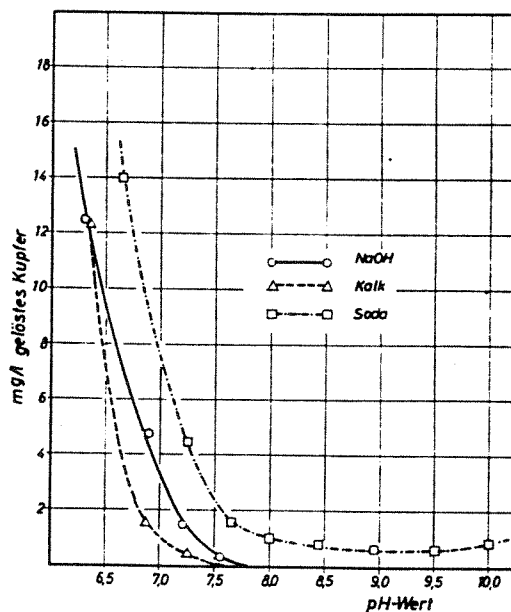
Gruvevannets kjemiske sammensetning i en kisgruve kan variere betydelig. De største problemene ved kisgruver i Norge er knyttet til gruver med surt gruvevann og som har vært drevet på svovelkis, kobber og sink. Hovedkomponentene i slikt gruvevann er kobber, sink, jern, kadmium, nikkel, mangan, sulfat, kalsium, magnesium, aluminium foruten varierende mengder av en rekke andre metaller som bly, kobolt, arsen m.fl. De komponenter som har størst betydning i renseteknisk sammenheng er jern, kobber, sink, aluminium, sulfat og kalsium. I det følgende vil en gi en kortfattet oversikt over fellingsbetingelsene for de enkelte komponenter.

Jern.

Jern finnes både som toverdig og treverdlig i gruvevann. Det er ikke praktisk å felle ut jernet som toverdlig da slamhåndteringen er problematisk. Slammet er dessuten ustabil ved at det oksiderer lett til treverdlig og under oksidasjonen dannes dessuten syre. Jernutfellingen skjer derfor utelukkende ved at toverdlig jern først oksideres til treverdlig ved høy pH-verdi (f.eks. pH 8,5). Oksidasjonshastigheten er pH-avhengig og går som tidligere nevnt meget tregt med fallende pH. Dersom jernet på forhånd er treverdlig, kan det felles ut allerede i sur løsning. Treverdlig jernhydroksid begynner å felles ut allerede ved pH 2,8 ved felling med lut, kalk eller soda. Ved pH 3,5 er utfellingen optimal. Figur 3 viser forløpet av fellingskurvene for treverdlig jern fra en sulfatholdig løsning der en feller med lut, kalkmelk eller soda.



Figur 3. Felling av jern med lut, kalkmelk eller soda (Hartinger, 1976)



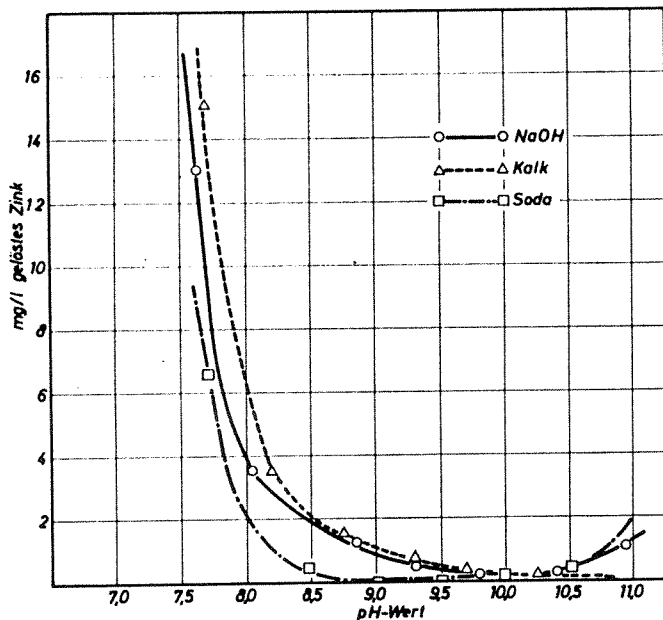
Figur 4. Felling av kobber med lut, kalkmelk eller soda (Hartinger, 1976)

Kobber.

Kobber foreligger som toverdige ioner i gruvevann. Utfellingen av kobber er noe forskjellig avhengig av hvilket fellingsmiddel som benyttes. Figur 4 viser forløpet av fellingskurvene for kobber når en benytter lut, kalkmelk eller soda. Kobber begynner å felles ut allerede ved pH-verdier litt under 6. Optimal felling skjer ved verdier over 7,5.

Sink.

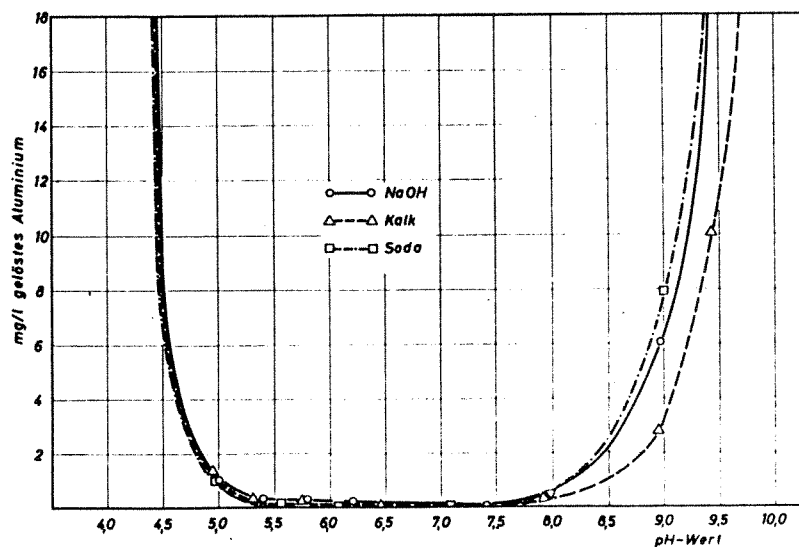
Ved felling av sink (fig. 5) med de samme kjemikalier skjer den første utfelling i området pH 7,4-7,6. Optimal felling med soda (pH>8,5) oppnås ved en noe lavere verdi enn for kalk eller lut (pH>9,5). Det er også viktig å legge merke til at ved felling med lut eller soda går sink i løsnig igjen når pH passerer 10 ved at det dannes sinkationer, $Zn(OH)_4^{2-}$. Ved felling med kalk unngår en slike problemer da sink felles som tungt løselig kalsiumsinkat, $Ca(Zn(OH)_4)$.



Figur 5. Felling av sink med lut, kalkmelk eller soda (Hartinger, 1976)

Aluminium.

Ved felling av aluminium med de samme kjemikalier, skjer den første utfelling ved pH-verdier omkring 4,5. Av figur 6 ser en at aluminium kan felles ut tilfredsstillende i pH-området 5-8. En regner optimal pH til 6,5. Ved pH-verdier over 8 ser en aluminium går i løsnig igjen på samme måte som sink ved at det dannes aluminationer, $Al(OH)_4^-$. En ser også at optimalt pH-område for aluminium kan utvides noe ved å benytte kalk som fellingsmiddel.



Figur 6. Felling av aluminium med lut, kalkmelk eller soda (Hartinger, 1976).

Andre metaller.

Metallene nikkell og kadmium, som kan forekomme i mindre mengder i gruvevann, krever forholdsvis høye pH-verdier for å oppnå optimal felling. Optimal felling for nikkell ligger ved pH-verdier over 9,3, mens for kadmium ligger verdier på 10. For metallene kobolt, mangan og magnesium begynner fellingen ved pH-verdiene 6,8, 8,7 og 10,5. Optimal felling oppnås ved verdier over 9,2, 10,5 og 11,5 (Hartinger, 1976).

Sulfat.

Sulfat forekommer i sterkt varierende mengder i gruvevann. I det sure miljøet løses også varierende mengder kalsium ut fra bergartsmineralene. Ved felling med kalk kan løselighetsproduktet for gips overskrides slik at en også får utfelling av gips, $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, i tillegg til metallhydroksidslammet. Mengder av gipsslam vil avhenge av gruvevannets innhold av kalsium- og sulfationer. Løselighetsproduktet for gips er $6,1 \cdot 10^{-5}$.

3.4. Praktiske erfaringer fra renseanlegg i drift i Sverige

I tillegg til gjennomgang av litteratur vedrørende rensing av gruvevann fra kisgruver, ble det i dette prosjektet foretatt befaringer til renseanlegg som er i drift ved svenske gruveområder for å se på bakgrunnen til at man har valgt å rense gruvevann og hvilke løsninger man har valgt. Det er foretatt besøk ved renseanleggene ved Falu gruva i Falun og ved renseanleggene ved to av Bolidens gruver, Renströmsgruvan nær Boliden og Laisvall gruve. Rapporter fra befaringsene er samlet i vedlegg 8.4-6 bak i rapporten.

Bakgrunnen for at man foretar rensing av gruvevann fra Falu gruve er at det opprinnelige kommunale renseanlegget i Falun, som var et biologisk renseanlegg, ikke greide å produsere et slam som kunne anvendes til jordforbedringsformål på grunn av for høyt tungmetallinnhold. Årsaken til dette var at det var umulig å forhindre infiltrasjon av forurenset sigevann fra gruveavfall i byen inn på det kommunale nettet. Man valgte derfor å bygge om anlegget til et kjemisk fellingsanlegg der man benytter gruvevann som fellingskjemikalium. Gruvevannet fra Falu gruve inneholder en større jernmengde enn den som skal til for å behandle det kommunale avløpsvann. Det benyttes kalk til pH-regulering. Gruvevannet inneholder mye toverdige jern som oksideres til treverdige i luftbassenger. Renseanlegget har vært i drift siden 1986 og har vært modifisert flere ganger. De største problemene har vært knyttet til slamavvanningen. For tiden benyttes sentrifugering til avvanning av slam. Tidligere ble benyttet en stor kammerfilterpresse. Det er anlagt et spesialdeponi i tilknytning til den kommunale fyllplass. Sigevann fra deponiet føres tilbake til renseanlegget. Hensikten med renseanlegget er å løse to problemer, rensing av de kommunale avløp og å redusere tungmetalltilførslene til vassdraget Dalälven.

Ved Renströmgruva, som er en sinkgruve, har man bygget et renseanlegg for å tilfredsstille myndighetenes krav til sinkutslipp til vassdraget. Gruvevannet inneholder forholdsvis lite sink, ca. 2 mg/l. Effektiviteten blir derfor dårlig. Det benyttes kalk som fellingskjemikalie. Anlegget er konvensjonelt bygget og benytter lamellsedimentering i slamavvanningen. Det foretas etterpolering i sandfiltre før utslipp til resipient. Tynnslammet fortykkes i utvendig basseng. Slammet tas ut periodevis og deponeres på avgangsdeponiet i Boliden. Det er forutsetningen at renseanlegget også skal ta hånd om gruvevann fra en gruve i nærheten som nettopp er åpnet og som forventes å produsere surt gruvevann etter en tid.

Renseanlegget ved Laisvall blygruve benytter en annen løsning for rensing av sitt avløpsvann. Myndighetene har kun satt krav til utslipp av bly fra gruveområdet. De mest forurensete vanntypene føres til renseanlegget der bly felles ut som sulfid v.h.a. felling med natriumsulfid. Sulfidløsning lages på stedet ved å løse natriumsulfid i natronlut. Det benyttes direktefiltrering på oppstrøms sandfilter (kontaktfiltrering). Driften av anlegget er automatisk. Ved spyling av filterne samles slammet i et mottaksbasseng i gruva. Herfra pumpes tynnslammet videre til et stort basseng i gruva for sedimentering. Bassenget har tilstrekkelig kapasitet også for å tjene som deponi i gruvas driftstid.

4. FORSØKSANLEGGET

4.1 Plassering

Forsøksanlegget ble plassert i en del av hovedstollen, ved verkstedet ca. 200 m innenfor gruvas hovedinngang. Det var tilgang til tele- og elforsyning samt rent vann på stedet. Avløp fra forsøksanlegget ble ledet til nærliggende avløpskanal der det ble blandet med annet gruvevann 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 gruva og ble pumpet med aksentrørskruerpumpe i lukket ledning til forsøksanleggets mottakstank (tank 0, se fig. 7-9) Overføringsledningens lengde var ca. 1800 m og med en høydeforskjell på ca. 60 meter.

Pumpet vannmengde til mottakstanken var alltid større enn videregående vannmengde til forsøksanlegget. Vann som ikke ble benyttet, gikk i et fast overløp til avløpskanalen. Dette medførte konstant vannivå i mottakstanken og stabile driftsforhold for forsøksanleggets matepumpe (kfr.fig. 7-9).

4.2 Oppbygging og drift 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. Lay-out for forsøksanlegget er vist i fig. 8 (plan) og fig 9 (snitt).

Prosesstankenes anvendelse og dimensjoner er:

A. Mottakstank	Pos. 0
Lufte- og blandingstank	Pos. 1
Sedimenteringstank	Pos. 3 og 5
B. Flokkuleringstank	Pos. 2 og 4
Utløpstank	Pos. 6
Slamtanker	Pos. S1 og S2
A. <u>$\varnothing 1200, H=2000$</u>	$A = 1,13 \text{ m}^2$ areal $h = 1,80 \text{ m}$ vanddyb $V_{\text{luft}} = 2,0 \text{ m}^3$ vannvolum $V_{\text{sed}} = 1,7 \text{ m}^3$ volum sed.bass.
B. <u>$\varnothing 800, H=2000$</u>	$A = 0,5 \text{ m}^2$ areal $h = 1,8 \text{ m}$ vanddyb $V_{\text{tot}} = 0,9 \text{ m}^3$ vannvolum

Gruvevann fra mottakstanken (tank 0) pumpes med matepumpe til luft- og blandingstanken

(tank 1). Matepumpens kapasitet reguleres med reguleringsventil på matepumpens trykkside. Nivå-vippe i mottakstanken blokkerer matepumpen ved lavt nivå i mottakstanken i tilfelle svikt i tilførsel av gruvevann. Pumpet vannmengde til tank 1 registreres av en elektromagnetisk vannmåler.

I mottakstanken registreres gruvevannets pH og konduktivitet (ledningsevne). Egen prøvetaker tar kontinuerlig prøver av innkommende gruvevann. I en statisk mikser på pumpeledningen til tank 1 doseres pH-regulerende kjemikalie. I tank 1 registreres pH kontinuerlig. I denne fase av forsøket styres doseringspumpenes kapasitet manuelt, slik at pH etter kjemikalietilsetningen er innenfor optimalt prosessområde (pH ca. 3,5).

I luften- og oksidasjonstanken tilsettes oksygen (luft) med en blåsemaskin (høytrykksvifte). Luften tilføres vannet ved et perforert rør i tankens nedre del. Hensikten med luftinnblåsing er dels omrøringseffekt, dels eventuell oksidasjon av toverdig jern til treverdig.

Fra luften- og oksidasjonstanken ledes vannet med selvfall gjennom hele forsøksanlegget. Fra luften- og blandingstanken ledes vannet til en flokkuleringsenhet for oppbygging av avsettbare fnokker av jernhydroksid. På tilløpsledningen til flokkuleringsenheten doseres polymer for å øke fnokkenes sedimenteringsegenskaper. Flokkuleringstanken er utrustet med propellomrører for optimal energiinnføring i flokkuleringsprosessen. Omrørerens hastighet kan reguleres trinnløst mellom 0-100%.

I flokkuleringstanken registreres pH kontinuerlig. Fra flokkuleringsenheten ledes vannet til en sedimenteringsenhet for avskilling av jernhydroksidslam. Avsatt slam pumpes intermittert til en oppsamlingstank. Pumping av slam er tidsstyrt. I slamtanken tas jevnlig prøver av slammet. Prøvetaker sørger for kontinuerlig prøvetaking av vann ved utløp av sedimenteringsenheten. Behandlet vann fra sedimenteringsenheten ledes til en ny flokkuleringsenhet. Vannmengde registreres kontinuerlig i en elektromagnetisk vannmåler. På tilløpsledningen tilsettes ytterligere pH-regulerende kjemikalier i en statisk mikser, samt polymer for fnokkforsterkning. I flokkuleringstanken registreres vannets pH kontinuerlig. Dosering av pH-regulerende kjemikalier skjer med manuell styrt doseringspumpe slik at vannets pH ligger innenfor optimalt prosessområde (pH 8,5-9,5).

Flokkuleringstanken er utrustet med propellomrører for optimal energiinnføring i flokkuleringsprosessen. Omrørerens hastighet kan reguleres trinnløst mellom 0-100%.

I flokkuleringsenheten bygges opp avsetningsbare fnokker av metallslam, i hovedsak Al, Cu og Zn. Fra flokkuleringsenheten ledes vannet til en sedimenteringstank for avskilling av metallhydroksidslam. Avsatt slam pumpes jevnlig til en oppsamlingstank for metallslam. Pumping av slam er tidsstyrt. I slamtanken tas jevnlig prøver av slammet. Prøvetakeren sørger for kontinuerlig prøvetaking av vann fra sedimenteringsenheten.

Fra sedimenteringsenheten ledes behandlet vann til et utløpskammer. Utgående vannmengde registreres i en elektromagnetisk vannmåler. I utløpstanken registreres vannets turbiditet, pH og konduktivitet.

4.3 Instrumentering, prøvetaking

Anlegget overvåkes med kontinuerlig registrering av følgende parametre (kfr. fig. 7):

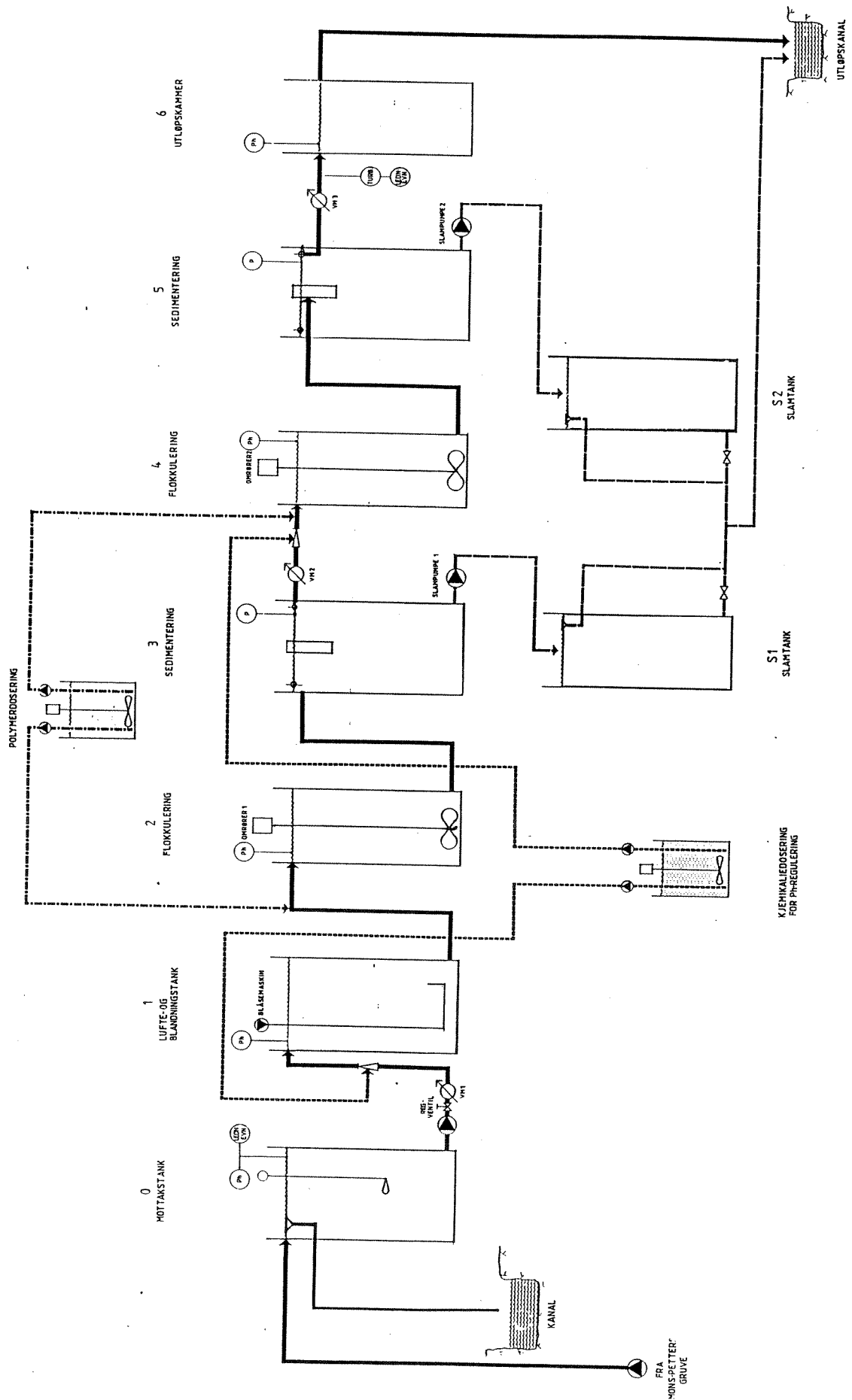
<u>pH i</u>	- mottakstank - luften- og blandingstank - flokkuleringstank jernfelling - flokkuleringstank metallfelling - utløpstank
<u>ledningsevne i</u>	- mottakstank - utløpstank
<u>turbiditet i</u>	- utløpstank
<u>vannmengde til</u>	- luften- og blandingstank - flokkuleringstank metallfelling - utgående vannmengde.

Automatisk prøvetakere tar kontinuerlig prøver i

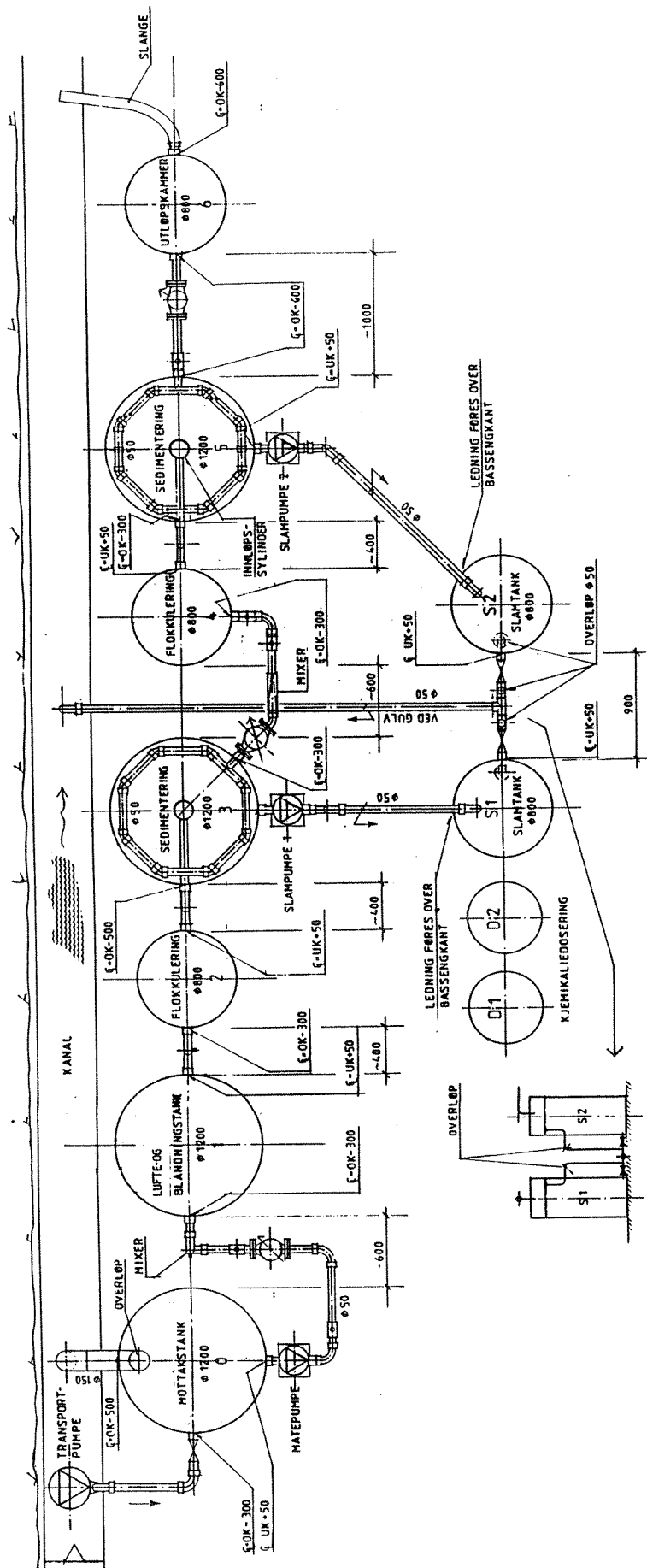
- mottakstank
- sedimenteringstank trinn 1
- sedimenteringstank trinn 2

Signalene fra instrumentene logges kontinuerlig av en datalogger som også kan spilles av via telefon. I tillegg tas stikkprøver av råvann, behandlet vann fra begge delprosessene samt slam fra begge slamtankene.

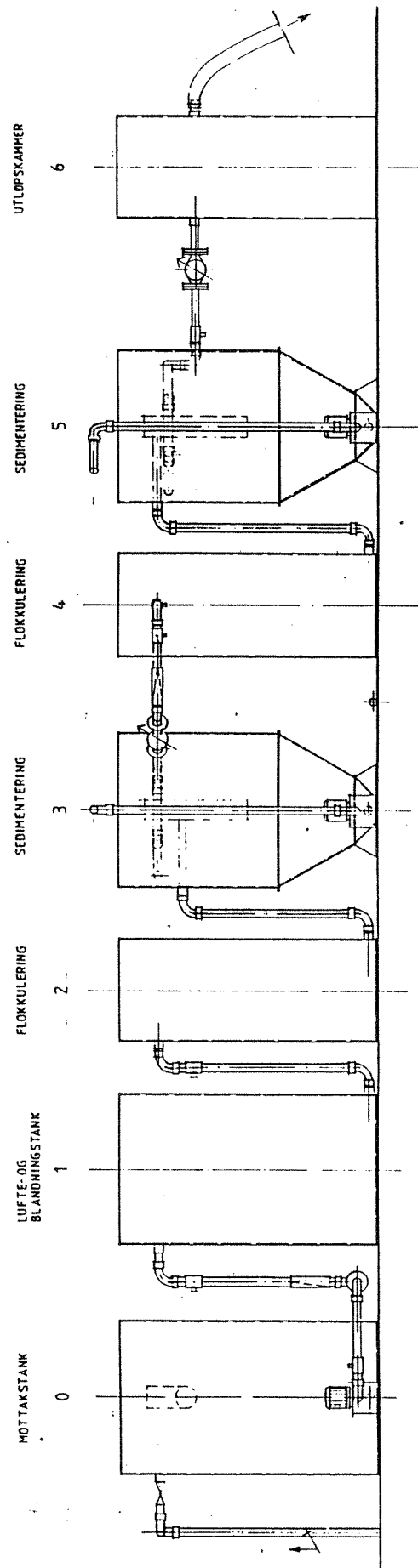
Eget kontroll- og styringsskap sørger for el-forsyning til de ulike motoriserte driftsenhetene. I el-skapets front avleses vannmengder gjennom anlegget, omrørernes omdreiningshastighet samt slampumpenes driftstid. Datalogger med modem og telefon var plassert i kontrollskapet.



Figur 7. Prosesskjema forsøksanlegg.



Figur 8. Forsøksanlegg - Plan.



SNITT
1:20

Figur 9. Forsøksanlegg - Snitt.

5. GJENNOMFØRING

5.1 pH-regulerende kjemikalier

Forsøkene ble gjennomført med følgende pH-regulerende kjemikalier:

CaO	brent kalk, som 2-4% kalk-slurry. Lesking i blandetanken før dosering.
Ca(OH) ₂	kalkhydrat, som 4% slurry
NaOH	kaustisk soda, som 1N løsning
CaCO ₃	som finmalt 5% dolomitt-slurry. Hammerfall 61% CaO-ekvivalenter, 13% Mg.
MgO	magnesiumoksid, som 3,1% slurry
Na ₂ CO ₃	soda, som 0,5M løsning

Kjemikaliene på kalsium- og magnesiumbasis ble dosert som slurry og på natriumbasis som løsning. Slurry henholdsvis løsning ble produsert i egen doseringstank med omrøring. Doseringen ble foretatt med doseringspumper av membrantype med variabel innstillbar doseringsmengde.

5.2. Forsøksopplegg og analyser

Etter at anlegget ble satt sammen i juli måned, ble selve forsøkene gjennomført i fire perioder høsten 1993. Periodene hadde ca. en ukes varighet. I første forsøksuke i perioden 11/8-20/8-93 ble anlegget igangsatt og det ble utført felling i to trinn med CaO (5%) som fellingskjemikalie. Det samme opplegget ble fulgt i den andre forsøksuken i perioden 13/9-17/9-93. Det ble også her benyttet CaO til pH-reguleringen, men i en tynnere løsning (2 %). I tredje forsøksuke, 11/10-15/10-93, ble det gjort forsøk med MgO som fellingskjemikalie. Det ble benyttet 3% løsning. I fjerde forsøksuke fra 29/11-3/12-93 ble flere fellingskjemikalier testet : 5% dolomittslurry, 1N NaOH, 0,5 M Na₂CO₃ og 4% hydratkalk. I forsøkperiodene ble det utført titreringer med fellingskjemikaliene for å ha grunnlag for optimal drift for doseringspumpene og det ble utført jar-tester.

Det ble benyttet automatiske prøvetakere for tillaging av blandprøver ved de aktuelle prøvetakingsstedene (figurene 7-9). Prøvefrekvensen ble stilt på uttak hvert 15. minutt. Prøvetakingsperioden ble variert etter behov.

Ved analyse av prøvene ble pH og konduktivitet bestemt på stedet med feltinstrumenter. De øvrige analyser ble utført av NIVA's laboratorium og v.h.a. ICP-teknikk der det er innarbeidet en metode for de vanligste metaller og totalt svovelinnhold. Sulfatinnholdet er beregnet ut fra innholdet av svovel. I gruvevann fra kisgruver foreligger erfaringsmessig det vesentligste av svovelinnholdet som sulfat. Slamprøvene ble avvannet på filter ved NIVA's laboratorium og den fuktige slamkaken ble løst i saltsyre før analyse.

5.3. Resultater

Analyseresultatene for vann- og slamprøvene er samlet i vedlegg 8.1 bak i rapporten. Her er også samlet resultatene for jar-testene som er utført. Resultatene for de kontinuerlige registreringene er gjengitt i figurene 18-36 i vedlegg 8.3 bak i rapporten.

6. DISKUSJON AV RESULTATER

6.1. Kjemiske resultater

6.1.1 Jar-tester

Ved felling med kalk (tabell 1, figur 10-11) ser en at optimal felling av jern oppnås i pH-området mellom 3,5 og 4. Optimale resultater for aluminium oppnås omkring pH 5,5. Optimale verdier for kobber oppnås ved pH-verdier omkring 7, mens for sink bør pH-verdien være over 9,3. Dersom en ønsker å felle jernet selektivt og samtidig unngå for stor medfelling av kobber, er det tydelig at en bør unngå høyere pH-verdier enn 3,5. Dette innebærer meget strenge krav til kvaliteten til pH-målingene idet man har små marginer å gå på for å oppnå optimale betingelser. Ved pH-verdier over 4 får man også økende medfelling av sink og aluminium. Resultatene for sulfat tyder ikke på noen gipsutfelling av betydning. Noe ujevne resultater kan skyldes naturlige variasjoner i gruvevannskvaliteten da jar-testen ble utført ved enkeltuttak av gruvevann fra pumpeledningen.

Felling med lut (tabell 2, figur 12-13) ga omtrent de samme resultater som for kalk.

Når det gjelder soda (Na_2CO_3), er det tydelig (tabell 3, figur 15-16) at jernkurven forskyves noe mot høyere pH-verdier, mens effektene for aluminium er omtrent de samme som for lut og kalk. Når en ser på kobber, tyder resultatene på at en først får nevneverdig utfelling av kobber i området mellom pH 4,5 og 5. Sinkutfellingen er også noe forskjøvet mot høyere pH-verdier. Resultatene tyder på at det kan være gunstig m.h.t å produsere et så rent jernslam som mulig å benytte soda som fellingsmiddel for selektiv felling av treverdige jern. Resultatene tyder på at pH-kravene er noe mer romslige ved at en kan operere i området pH 3,5-4. En annen fordel av å ligge litt høyere i pH-verdi er at det utfelte jernhydroksidet flokkulerer bedre ved pH 4 enn ved pH 3,5. Det er mulig at flokkuleringen kan forbedres etter testing av alternative flokkuleringsmidler.

Magnesiumoksid (tabell 4, figur 16-17) egner seg bare for felling av jern da oksidløsningen reagerer for langsomt for å kunne ha noen praktisk betydning som fellingskjemikalium ved høyere pH-verdier. Magnesiumoksid synes ikke å ha noen andre fordeler enn det å unngå utfelling av gips der hvor en ønsker å unngå dette problem.

6.1.2. Forbruk av fellingskjemikalier

Polymer.

Som hjelpekoagulant ble benyttet en 0,1% løsning av Magnafloc 352. Dosering ca. 2 l/m³. Dosering ble bare foretatt under forsøkene i desember.

Før hver driftsperiode på renseanlegget ble det tatt opp en titerkurve der gruvevann ble tilsatt økende mengder av fellingsløsningen. Ut fra titerresultatene og antatt fremtidig vannmengde til renseanlegget på 115 m³/h kan følgende forbruk av fellingskjemikalier beregnes for de aktuelle pH-verdier :

MgO, magnesiumoksid.

Som doseringsløsning ble valgt å slemme opp 100 kg MgO i 3,2 m³ vann. Dette tilsvarer en ca. 3% løsning. Forbruk av løsning pr. m³ gruvevann ble målt til 10 liter, noe som tilsvarer 312,5 g pr. m³ gruvevann. Ved $Q_{\text{dim}} = 115 \text{ m}^3/\text{h}$ blir forbruket 35,9 kg/h eller 314 tonn pr. år ved renseanleggets første trinn.

Na₂CO₃, soda.

Som doseringsløsning ble valgt å benytte en 1N løsning (53 kg/m³). Forbruket til pH 3,5 ble målt til 6,8 l/m³ som tilsvarer 0,362 kg/m³ gruvevann.

Forbruket fra pH 3,5 til pH 9,4 ble målt til 18 l/m³ som tilsvarer 0,96 kg/m³. Totalt forbruk blir således 1,32 kg/m³.

Ved $Q_{dim}=115\text{ m}^3/\text{h}$ blir forbruket ved pH 3,5 365 tonn/år, og ved pH 9,4 967 tonn/år. Totalt forbruk blir 1332 tonn/år.

CaO, brent kalk.

Titringingen ble utført med 2% slurry (20 kg/m³). Forbruket til pH 3,5 ble målt til 10 l/m³ som tilsvarer 0,20 kg/m³.

For å heve pH til 9,5 gikk med ytterligere 6 l/m³ som tilsvarer 0,32 kg/m³. Totalt forbruk blir 0,52 kg/m³.

Ved $Q_{dim}=115\text{ m}^3/\text{h}$ blir forbruket til pH 3,5 200 tonn/år og ved pH 9,5 320 tonn/år. Totalt forbruk blir 520 tonn/år.

Ca(OH)₂, hydratkalk.

Titringingen ble utført med en 4% slurry (40 kg/m³). Forbruket til pH 3,5 ble målt til 6,8 l pr m³ gruvevann. Dette tilsvarer 0,272 kg Ca(OH)₂/m³.

For å heve pH til 9,5 kreves ytterligere 0,32 kg/m³. Totalt forbruk blir således 0,592 kg/m³.

Ved $Q_{dim}=115\text{ m}^3/\text{h}$ blir forbruket til pH 3,5 274 tonn/år og ved pH 9,5 425 tonn/år. Totalt forbruk blir 700 tonn/år.

NaOH, kaustisk soda.

Som doseringsløsning ble valgt 1N løsning (40 kg/m³). Lutforbruket til pH 3,5 ble målt til 6,5 l/m³. For å heve pH til 9,5 kreves ytterligere 10,5 l/m³. Dette tilsvarer 0,26 kg/m³ gruvevann til renseanleggets 1. trinn, mens forbruket blir 0,42 kg/m³ til renseanleggets 2.trinn. Totalt blir forbruket 0,68 kg/m³.

Ved $Q_{dim}=115\text{ m}^3/\text{h}$ blir forbruket i 1. trinn 263 tonn/år, mens i 2. trinn 423 tonn/år. Det totale forbruk av kaustisk soda blir 686 tonn/år.

6.1.3. Resultater fra kontinuerlig drift

Første driftsperiode 11-20.08.93 ble kjørt uten kontinuerlig datalogging. Driften ble styrt manuelt ved periodevis kontroll av instrumentene og etterfølgende justering av doseringspumpene for kalk. pH-reguleringen ble foretatt med 5% CaO som ble gitt ett døgn lesketid før start. Det ble ikke benyttet flokkuleringsmiddel. På grunn av svikt i prøvetaker ble det kun tatt stikkprøver av inngående gruvevann. Det ble først antatt at gruvevannets sammensetning var relativt konstant. Av resultatene for inngående vann (tabell 5) ser en at dette ikke er tilfelle. Det ble kjørt med fast kalkdose og manuell regulering etter behov. Det viste seg at det var vanskelig å holde stabile betingelser med et slikt opplegg idet det stadig var behov for å regulere kalkdosen. Dette førte til en del svingninger i pH-verdiene i fellingsstankene. Innledningsvis ble det forsøkt å holde pH omkring 3,5 i renseanleggets første trinn for senere å øke gradvis. I andre trinnet ble det samme opplegget fulgt der pH ble økt gradvis fra 6,5 til 10. Etter noen tid viste det seg at kalkdoseringen

krevde mye ettersyn særlig i andre trinnet da doseringsslangene hadde lett for å tette seg p.g.a sedimentering av kalk. Dette kan være en av årsakene til at var vanskelig å holde stabile pH-verdier. Det ble derfor konkludert med at en 5% kalkslurry var for sterk. I de senere forsøk ble det benyttet 2% slurry for å få større bevegelse i doseringsslangene for å redusere faren for avsetning av kalk i slangene. Av resultatene for første trinn (tabell 5) ser en at sålenge pH er under 4, er det relativt lite tap av kobber til andre trinnet. Når pH øker over 4, øker tapet av kobber til andre trinnet. Dersom en ønsker et så rent jernslam som mulig, tyder resultatene på at pH bør holdes i området 3,5 til 3,7 også for å unngå medfelling av aluminium. I andre trinnet ser det ut til at en kan oppnå god metallutfelling fra pH-verdier omkring 7. Metallutfellingen blir bedre med økende pH-verdier, noe som er i samsvar med jar-testene. Når en sammenlikner med resultatene for inngående vann og variasjonen i analyseverdiene og oppholdstiden i renseanleggets enheter, tyder ikke resultatene på noen vesentlig utfelling av gips.

I andre driftsperiode 13-17.09.93 ble det benyttet 2% CaO til pH-reguleringen. Det ble startet med kontinuerlig logging av data. pH-registreringen ved 1. trinn (Pos1 og 2) er gjengitt i figurene 18-20. På grunn av kontaktproblemer på inngangen på loggeren ble resultatene for 2. trinn ikke kontinuerlige og de er derfor ikke gjengitt her. Det ble benyttet samme forsøksopplegg som i første driftperiode ved at en økte pH gradvis i 1.trinn opp til 3,7. Det viste seg at det var lettere å oppnå stabil drift med en tynnere kalkslurry. Det var likevel nødvendig å korrigere kalkdosen jevnlig, trolig på grunn av variasjoner i inngående vann. I mesteparten av tiden lå pH mellom 3,3 og 3,5 ved utløpet av sedimenteringstanken i 1. trinn. Resultatene i tabell 6 viser et relativt høyt innhold av jern, noe som for en stor del skyldes slamflukt da flokkuleringen var dårlig i dette pH-området. Et innhold av ca 15-20 mg/l med "løst" jern tyder på at pH bør være over 3,5 for å oppnå optimal jernutfelling. Det er vanskelig å si hvor stort kobbertapet er ved denne pH-verdi da naturlige variasjoner i inngående vann og oppholdstiden i renseanleggets enheter gjør vurderingene av resultatene for blandprøvene noe usikre. Resultatene for denne perioden (tabell 6) tyder på at ca 1-2 mg kobber av 60 mg går til sedimentering i renseanleggets første trinn ved pH 3,5. Dette tilsvarer et kobbertap på 1,6 - 3,3 %. Resultatene for 2.trinn viser at den beste metallutfelling oppnås når pH økes til 9. Det viste seg vanskelig å holde stabile betingelser ved denne verdien. Dette har sin årsak i at når pH nærmer seg 9, har vannet liten asiditet igjen, noe som gjør det lett å overtitrere med den styrken kalkslurryen har. Da det ikke ble benyttet pH-styrt kalkdosering, ble det derfor vanskelig å ha stabile pH-verdier i 2.trinn uten hyppig justering av kalkdosen. Ved pH 9 synes det ikke å være noen vesentlig reduksjon i sulfatverdiene, noe som viser at det ikke foregår noen vesentlig utfelling av gips.

I tredje driftsperiode fra 11-15.10.93 ble det benyttet 3,1% magnesiumoksid ($100 \text{ kg}/3,2 \text{ m}^3$) som fellingsreagens. Jar-testen viste at det ikke er praktisk å benytte magnesiumoksid til pH-heving i renseanleggets andre trinn. pH-hevingen går svært tregt ved pH-verdier over 5. Dosen blir derfor meget stor for å oppnå tilstrekkelig høy pH i 2.trinn innenfor den oppholdstid man har i her. Fra et økonomisk synspunkt synes derfor MgO å være lite egnet til pH-regulering i renseanleggets 2.trinn. Forsøkene ble likevel igangsatt med utfelling i to trinn. Det viste seg at det ikke var mulig å heve pH i annet trinn mer enn til 5-7 (figur 26-30) selv om pumpen ble kjørt på maksimal hastighet (18 l/h). Resultatene i tabell 7 viser også et betydelig jerntap fra 1.trinn. Dette skyldes at flokkuleringen var dårlig i 1.trinn. Bruk av flokkuleringsmiddel er derfor nødvendig for å oppnå optimale forhold. Resultatene kan også tyde på at MgO ikke har noen merkbare fordeler fremfor kalk når det gjelder å redusere faren for medfelling av kobber ved pH 3,5. Som en konklusjon på forsøkene kan sies at med den vannkvaliteten som man har i Mons Petter gruve, er det ingen grunn til å benytte MgO fremfor kalk da det ikke er noen fare for gipsutfelling.

I fjerde driftsperiode 29/11-3/12-93 ble det kjørt flere forsøk med varighet på ca. ett døgn. Innledningsvis ble det startet dosering av 5% dolomitt-slurry. Doseringen ble avbrutt etter kort tid

da det ikke ble oppnådd noen pH-endringer. Dolomitten hadde en nedmalingsgrad på 100% -2 mm, 94% -1mm, 60% -0,4 mm, 30% -0,2 mm. Det er trolig at effektiviteten kan forbedres ved en større grad av nedmaling, men det synes likevel lite sannsynlig at denne type alkali er egnet for pH-regulering i et kontinuerlig renseanlegg.

Fra 29/11 kl 18 ble det startet forsøk med lutdosering. Luten hadde en styrke på 1N (40 kg/m³) og ble laget av tekn. kaustisk soda. Figur 31-32 i vedlegget viser forløpet av pH kurven ved pos 1 og 2 i renseanleggets første trinn. Det ble startet lutdosering til annet trinn om morgenen 30/11. Det var igjen problemer med pH-loggingen. Fellingsprosessen ble derfor kontrollert manuelt ved periodevise avlesninger. pH ble holdt i området 8-9 fram til kl 16 da forsøket ble avbrutt. Resultatene i tabell 8 viser en meget beskjedent medfelling av kobber i første trinn. pH ble forsøkt holdt omkring 3,5, men doseringsopplegget med manuell justering av doseringspumpen førte til noen variasjoner omkring pH 3,5. Dette kan være årsaken til relativt høye jernkonsentrasjoner ved utløpet av sedimenteringstanken i første trinn. Den dårlige jernutskillingen skyldes dårlig flokkulering. Ved utløpet av annet trinn var vannkvaliteten tilfredsstillende med forholdsvis lave metallkonsentrasjoner (prøve tatt 30/11 kl 1530) selv ved en pH-verdi på omkring 7. Forsøket ble avsluttet kl 1630.

Kl 18 den 30/11 ble det startet dosering av 0,5 M soda (Na₂CO₃). Prøvetakeren ved utløpet av sedimenteringstanken ved første trinn ble startet kl 22. Forsøket ble avsluttet 1/12 kl 1630. Det ble bare kjørt sodadosering i renseanleggets første trinn. Av pH-kurvene i figur 32-33 ser en at pH varierte i området 3,3-4,2 i blande- og sedimenteringstank i den tiden prøvetakingen pågikk. Det ble tatt ut to blandprøver i forsøksperioden, 30/11-1/12 fra kl 22 til kl 09 og fra kl 09 til kl 1530 den 1/12. I tabell 8 er også samlet resultatene for 3 stikkprøver som ble tatt ved utløpet av sedimenteringstanken. Resultatene viser at utfellingen av kobber i første trinn er meget beskjedent. Datamaterialet som foreligger tyder på at man kan foreta jernutfellingen i området 3,5-4,0 uten vesentlig medfelling av kobber. Det er dessuten gunstig for flokkuleringen av jern at man kan øke pH opp mot 4 uten fare for økt medfelling av kobber. Resultatene er forøvrig i samsvar med jar-testene.

Fra kl 17 den 1/12 ble det startet dosering av hydratkalk-slurry til renseanleggets første trinn. Det ble benyttet 4 % slurry. Av pH-kurvene (figur 33 og 34) ser en at pH i blandetank og ved utløp av sedimenteringstank holdt seg i området 3,5-3,8 fram til ca. kl 12 den 2/12. Da skjedde en gradvis økning av pH-verdiene opp til 4,3. Ved utløpet av sedimenteringstanken sank pH gradvis til 4 fram til kl 9 den 3/12 (figur 35) da forsøket ble avsluttet. Resultatene i tabell 8 kan tyde på en større medfelling av kobber enn foregående forsøk med soda. Det er vanskelig å si eksakt hvor stor andel av kobberinnholdet i gruvevannet som felles ut ved pH 3,5-4, men resultatene tyder på at medfellingen øker merkbart i området 3,5-4. Da det av hensyn til flokkuleringen av jern er gunstig å holde en så høy pH-verdi som mulig, stiller dette meget strenge krav til pH-målingen da optimalt pH-område trolig ligger i området 3,5-3,6.

6.1.4. Analyse av slam

Analyseresultatene for slamprøvene er samlet i tabellene 9-10. Det ble tatt ut stikkprøver under pumping av tynnslam fra sedimenteringstankene. Slammet ble avvannet på et membranfilter under sug. En del av slamkaken ble løst i saltsyre før analyse. En annen del ble tørket for tørrstoffbestemmelse. Analyseresultatene er beregnet som mg/kg tørrstoff.

Resultatene for jernslammet fra trinn 1 i første driftperiode (felling med lesket kalk) viser et relativt beskjedent innhold av andre metaller enn jern for dagene 13/8-16/8. Kobberinnholdet varierer i området 0,5-1 g/kg tørrstoff eller 0,05-0,1 % av tørrstoffinnholdet. Også

kalsiuminnholdet er lavt, noe som tyder på en god utnyttelse av kalken. For dagene 17/8-20/8 ble jernslammet betydelig mer forurenset med andre metaller. Dette har sammenheng med mer ujevn drift og økt pH i fellingstanken. Den 18/8 var pH såvidt høy som 5,6, noe som førte til en betydelig økning i innholdet andre metaller enn jern. I perioden 15/9-17/9 (felling med lesket kalk) var driftsbetingelsene mer stabile og en ser av resultatene at kobberinnholdet er en del lavere enn i første driftperiode. Ut fra resultatene fra felling med MgO i perioden 12/10-15/10 synes det ikke som om det er noe spesielt fordelaktig å benytte MgO til pH-reguleringen. Slammet var lettere å avvanne, men innholdet av kobber og aluminium er høyere enn for felling med kalk. Felling med lut ga et meget rent jernslam. Laveste kobberverdi ble målt til 50 ppm. Det må bemerkes at avvanningen på laboratoriefilteret var dårlig (ca. 20% TS). En bedre avvanning vil sannsynligvis gi et lavere kobberinnhold da mer av det kobberholdige porevannet blir fjernet. Felling med soda ga også et rent slam. Kobberinnholdet var litt høyere enn for lut. Man må imidlertid her også ta hensyn til at slammet ble felt ut i et bredere fellingsområde enn for lut. Bruk av soda kan derfor gi en mer stabil slamkvalitet da kravet til presisjon i pH-målingen kan reduseres noe. Felling med hydratalkalk ga omtrent de samme resultatene som lesket kalk.

Slammet fra renseanleggets andre trinn viser en del varierende verdier. Den store variasjonen i metallinnholdet har sammenheng med driftsforholdene i renseanlegget. pH-variasjonene i annet trinn var hele tiden større enn for første trinn. Det er derfor ikke uventet med forholdsvis store innbyrdes variasjoner mellom de enkelte metallene. Det er nødvendig med pH-styrt kjemikaliedosering for å oppnå stabile forhold i trinn 2. Magnesiumslammet er ikke representativt da det ikke er naturlig å benytte MgO til pH-justering ved så høye pH-verdier p.g.a dårlig effektivitet. Kalkslammet var vanskelig å avvanne. Det vil være mulig å redusere jerninnholdet vesentlig ved å benytte flokkuleringsmiddel og eventuelt etterpolere vannet fra trinn 1 ved filtrering. En kan ikke se bort fra at gruvevannet inneholder noe toverdigg jern. Dette vil først falle ut i 2. trinn og kan være en medvirkende årsak til en del av jerninnholdet i slammet. Det ble imidlertid ikke analysert på toverdigg jern for å bekrefte dette forhold. Rent skjønsmessig vurderes jerninnholdet i slammet for en stor del å ha sammenheng med slamflukt fra første trinn p.g.a dårlig flokkulering.

Resultatene for vann og slamprøver fra begge fellingstrinn tyder ikke på noen utfelling av gips av betydning til tross for at løselighetsproduktet for gips overskrides allerede i trinn 1 ($6,1 \cdot 10^{-5}$). Det kan se ut som det foregår en viss sulfatutfelling i 1. og 2. trinn, men dette kan også forklares med at flere metaller deriblant kobber danner basiske sulfatutfellinger av typen $\text{CuSO}_4 \cdot n \text{Cu(OH)}_2$. Sammensetningen er pH-avhengig. Slammet fra 2. trinn inneholder mer kalsium enn i 1. trinn. Dette kan tyde på innhold av gips eller uomsatt kalk, men også at porevannet inneholder mer kalsium. Mer nøyaktige beregninger kan først gjøres etter en bedre slamavvanning.

6.1.5. Slammengder

Da det ikke var praktisk mulig å foreta måling av slammengdene på noen enkel måte, ble det i andre forsøksperiode (felling med lesket kalk) tatt ut stikkprøver fra blande-/oksidasjonstanken i trinn 1 og flokkuleringstanken i trinn 2. Slammengdene i disse tankene blir holdt i suspensjon ved omrøring og innholdet er til enhver tid representativt for slamproduksjonen. Prøvene ble analysert m.h.t. supendert tørrstoff ved filtrering gjennom membranfilter. Analysene ga følgende middelverdier :

Trinn 1 : 277 mg/l

Trinn 2 : 415 mg/l

Med en gruvevannsmengde på 115 m³/h eller 1·10⁶ m³/år blir slamproduksjonen på årsbasis :

Trinn 1 : 277 tonn tørt slam eller 917 tonn slam med 30 % TS

Trinn 2 : 415 tonn tørt slam eller 1383 tonn slam med 30 % TS

Total slammengde : 690 tonn tørt slam eller 2300 tonn slam med 30 % TS.

Dette er litt høyere verdier enn de beregninger som er gjort tidligere ut fra gruvevannets innhold av jern, aluminium, kobber og sink (Iversen, 1990). Slamproduksjonen ble da beregnet til 600 tonn tørt slam pr. år.

6.1.6. Muligheter for gjenvinning

En av årsakene til at en i dette prosjektet har valgt å studere selektiv felling av gruvevann, er å vurdere mulighetene for å gjenvinne jern fra slam fra første trinn ved å anvende jernet som fellingskjemikalie i renseanlegg. Når jernet er fjernet fra gruvevannet, øker dette mulighetene for å gjenvinne f.eks. kobber og sink fra det resterende vann.

I tabell 9 er samlet analyseresultatene for slammet fra 1. trinn. Innholdet av andre tungmetaller enn jern er avgjørende for om slammet egner seg for å lage fellingskjemikalie av (jernklorid). Resultatene gir uttrykk for svært varierende verdier for kobber og sink. De laveste verdier for kobber og sink ble oppnådd ved felling med lut (30/11-93). Da ble det oppnådd et kobberinnhold på 0,05 g Cu/kg tørrstoff og 0,23 g Zn/kg tørrstoff. Dette tilsvarer 98 mg Cu/kg Fe eller 450 mg Zn/kg Fe. Statens Naturvårdsverk i Sverige (SNV, 1992) har laget en oversikt over tungmetallinnholdet i en del jernkloridtyper :

Metall	PIX-C Kemira mg/kg Fe		Jernklorid Kemira mg/kg Fe		Jernklorid Elkem Bremanger mg/kg Fe		Jernklorid EKA mg/kg Fe		Jernklorid NCB Forss mg/kg Fe	
	Midd.	Max	Midd.	Max.	Midd.	Max	Midd	Max	Midd.	Max.
Pb	7,3	8	8,7	70	14	21	<14	<14	<0,24	82
Cd	<0,22	<0,22	<0,43	0,43	0,07	0,14	<1,4	<1,4	<0,24	<0,41
Co	22	31	148	217	7	14	97	125	113	164
Cu	15	16	26	87	7	14	104	444	113	182
Cr	95	100	70	130	7	14	208	347	105	123
Hg	<0,22	<0,22	<0,43	0,43	0,07	0,14	<0,03	<0,03	<0,08	<0,41
Ni	29	31	191	304	14	21	250	486	194	287
Zn	95	133	2174	3478	7	14	63	153	185	820

Resultatene tyder på at det kan bli vanskelig å produsere en så ren jernklorid av jernslam fra Sulitjelma som f.eks. Elkem Bremangers jernklorid. NORVAR (Norsk VA-verkforening) har stilt følgende krav til innhold av tungmetaller i jernklorid som fellingskjemikalie for drikkevann og avløpsvann (Weideborg, 1994):

Parameter	Krav ved rensing av drikkevann mg/kg Fe	Krav ved rensing av avløpsvann mg/kg/Fe
Kadmium (Cd)	1	1
Krom (Cr)	10	35
Kvikksølv (Hg)	0,05	1
Nikkel (Ni)	50	23
Bly (Pb)	5	30
Kobber (Cu)	200	300
Sink (Zn)	200	300

I forhold til disse kravene vil det være mulig å tilfredsstille kravet til kobber, mens begge kravene til sink er overskredet. Det vil imidlertid være mulig å redusere innholdet av uønskede metaller i jernslammet vesentlig med en bedre slamavvanning enn under våre laboratorieforsøk. Når det gjelder de øvrige metaller, ligger innholdet av kadmium, bly og nikkel under kravene. Det er ikke analysert på krom eller kvikksølv, men det er sannsynlig at innholdet av disse elementer også er lavere enn de krav som er stilt. Man tilstreber imidlertid lavest mulig tungmetallinnhold i jernkloriden.

En ulempe med å produsere jernklorid fra gruvevann er at jernhydroksidet felles ut fra en løsning som inneholder mange andre tungmetaller enn jern. Av den grunn er det svært avgjørende for kvaliteten at jernhydroksidet avvannes så godt som mulig. Jo høyere TS-innhold, jo renere blir slammet. Et annet viktig forhold som er tydelig, er at det stilles meget strenge krav til driften av renseanlegget m.h.t. pH-kontroll for å redusere faren for medfelling av andre metaller i trinn 1. Under våre forsøk var driftsbetingelsene for varierende for å oppnå optimale forhold. Resultatene tyder på at felling med lut eller soda gir det reneste jernslam, men det er nødvendig med forsøksdrift over lengre tid for å ha tilstrekkelig grunnlag for å vurdere mulighetene for anvendelse av jernslammet nærmere.

Når det gjelder gjenvinning av metaller (kobber og sink) fra gruvevannet etter at jern er fjernet, vil dette bli belyst i etterfølgende prosjekt.

6.2. Drift av prosessenhetene

6.2.1. Hydraulisk belastning på anlegget

Eksenterskruepumpen som var plassert i Mons-Petter gruve hadde en kapasitet på ca. 3m³/h. Ved inntrimmingen av anlegget i juli og august 1993 ble anlegget testet med ulike hydrauliske belastninger.

Med bl.a. hensyn til slamflukt fra sedimenteringsenheten i trinn 2 valgte man å kjøre med en hydraulisk belastning på ca. 1,1 m³/h, d.v.s. 1/100 av et eventuelt fullskala anlegg i Sulitjelma. Ved denne belastning blir :

Oppholdstid i luftetank	:	1,8 h
Oppholdstid i flokkuleringstank	:	50 min
Oppholdstid i sedimenteringsenhet	:	1,5 h
Flatebelastning i sedimenteringsenhet	:	1,1 m/h

Dette innebærer relativt konservative belastningsverdier.

6.2.2. Mottakstank

Mottakstanken tok imot vann fra Mons-Petter gruve. Overløp sørget for konstant nivå i tanken.

Driftsproblemer med matepumpen oppsto etter noen driftstid på grunn av avsetninger av jernutfellinger i bunnen av tanken. Jernutfellingene stammer sannsynligvis fra tilløpsledningens rørvegger. Problemet vil reduseres ved kontinuerlig drift av tilløpsledningen, men erfaringene fra pumping av gruvevann i gruva er at pumpeledningene som er laget av stål, periodevis må rengjøres ved å banke av jernavsetninger på rørveggene.

6.2.3. Lufte- og blandingstank

Lufte- og blandingstanken var utrustet med høytrykksvifte med en kapasitet på ca. 4m³ luft/h, d.v.s. ca. 4 ganger tilført vannmengde.

Hensikten med oksygentilførselen var å oksidere eventuelle rester av toverdig jern til treverdig. Samtidig sørger innblåsningen for en kraftig omrøring.

Under forsøkene i desember brøt viftemotoren sammen og det ble istedet montert et røreverk i tanken for å hindre sedimentering av slam og sørge for eventuell etterreaksjon av uforbrukt kalk. Dette ga ingen merkbar effekt på analyseresultatene, noe som tyder på at jernet i gruvevannet fra Mons-Petter gruve i det vesentlige foreligger i treverdig form og at noen lufting ikke er nødvendig på dette vannet.

6.2.4. Flokkuleringstanker (tank 2 og 4)

Begge flokkuleringstankene var utrustet med propellomrørere med variabel innstillbar omdreiningshastighet. Innløpet til tankene var ved overflaten og utløpet ved bunn. Propellomrører løftet vann fra bunn mot overflaten slik at eventuelle kortslutningsstrømmer ikke kunne oppstå.

Energiinndrivningen ble beregnet og verifisert ved forsøkene.

6.2.5. Sedimenteringsenhetene (tank 3 og 5)

Sedimenteringstankene var utrustet med konisk bunn og sirkulært dykket sentrumsinnløp. Sedimentert vann forlot tankene ved perforerte avløpsrør ved overflaten.

Slamsepareringen virket først effektivt når slamteppet i tanken lå over innløpsrørets underkant. Tilført vann måtte da passere gjennom et slamteppe (sludge blanket). På grunn av lette slamfnokker fra flokkuleringstankene var dette nødvendig for å oppnå effektiv slamseparering. Effekten av et slamteppe var spesielt merkbart i fellingstrinn 2. Slammet var her betydelig lettere og mer voluminøst enn i fellingstrinn 1.

Slammet ble pumpet fra sedimenteringstankenes bunn og til slamtanker. Pumpene var tidsstyrt og det var viktig at pumpestrykningen ikke var så lang at slamteppet opphørte.

6.2.6. Dosering av pH-regulerende kjemikalier

pH-regulerende kjemikalier ble tilsatt med membradoseringspumper fra en doseringstank med omrører. To like pumper doserte nødvendig kjemikaliemengde til fellingstrinn 1 og fellingstrinn 2. Pumpenes kapasitet kunne stilles manuelt, dels gjennom endring av slaglengde for mengde pr. slag og dels gjennom endring av frekvens for totalmengde. Total mengde kjemikalie ble innstilt etter målt vannmengde. Det var i denne fase ikke automatisk regulering av doseringsmengde etter målt pH.

På grunn av endringer i kvalitet på innkommende gruvevann var det vanskelig å oppnå kontinuerlig stabil pH i fellingstrinnene.

I de innledende forsøkene ble CaO benyttet som fellingsmiddel (kfr. pkt. 6.1.3.). Bruk av CaO vil kreve betydelig lengre oppholdstid i oppløsningstanken sammenliknet med hydratkalk.

6.3. Driftsøkonomi

6.3.1. Forutsetninger

Driftsøkonomien i et fullskala anlegg vil i første rekke være avhengig av valgt fellingskjemikalie (kfr. pkt. 6.1). Energikostnader til drift, bortsett fra eventuell pumping av vann til anlegget, vil være relativt små og tilnærmet uavhengig av valgt fellingskjemikalie. Tilsynskostnader og slambehandlingskostnader bedømmes også være uavhengig av fellingskjemikalie. Gjennomførte økonomiske beregninger viser således bare kostnader ved bruk av ulike fellingskjemikalier og er gjennomført for et fullskala anlegg med produksjonskapasitet på 1,0 mill m³/år. Beregningene er bare gjennomført for de mest aktuelle fellingskjemikaliene :

Na₂CO₃ - soda
Ca(OH)₂ - hydratkalk
NaOH - kaustisk soda
CaO - ulesket kalk

6.3.2. Kjemikaliekostnader beregnet på 1,0 mill m³/år

· Na₂CO₃ - soda (tung vare i storsekk)

	Dosering	kr./tonn	kr./år	øre/m ³
Trinn 1	362 g/m ³	2100	760.000	76
Trinn 2	960 g/m ³	2100	2.016.000	202
Sum	1322 g/m ³		2.766.000	278

· Ca(OH)₂ - Hydratkalk

	Dosering	kr./tonn	kr./år	øre/m ³
Trinn 1	272 g/m ³	1000	272.000	27
Trinn 2	320 g/m ³	1000	320.000	32
Sum	592 g/m ³		592.000	59

· NaOH - Kaustisk soda (lut)

	Dosering	kr./tonn (100%)	kr./år	øre/m ³
Trinn 1	260 g/m ³	4600	1.196.000	120
Trinn 2	420 g/m ³	4600	1.932.000	193
Sum	680 g/m ³		3.128.000	313

· CaO - Brent kalk

	Dosering	kr./tonn	kr./år	øre/m ³
Trinn 1	200 g/m ³	900	180.000	18
Trinn 2	320 g/m ³	900	288.000	29
Sum	520 g/m ³		468.000	47

Kostnadene er beregnet med priser innhentet fra aktuelle leverandører (Hydro Gas og Franzefoss), og er antatte priser levert Sulitjelma.

Det er antatt ca. 20% høyere kjemikalieforbruk for Ca(OH)₂ sammenliknet med CaO. På grunn av lavere tetthet blir transportkostnadene pr. tonn for Ca(OH)₂ høyere enn for CaO.

Beregningene viser lavest total kostnad for CaO, men kostnadsforskjellen i forhold til Ca(OH)₂ vil reduseres på grunn av vesentlig høyere investeringskostnad til doseringsutrustning for CaO.

Soda og lut synes uaktuelle i et fullskalaanlegg på grunn av høye kjemikaliekostnader.

7. VIDERE ARBEID

I dette prosjektet er gjort laboratorieforsøk med forskjellige fellingskjemikalier og deretter testet disse under kontinuerlig drift i et pilotanlegg. Forsøkene har gitt informasjon om renseseffekten og slammets mengde og sammensetning. Det er videre beregnet kjemikaliekostnader ved de ulike alternativer.

I et supplerende prosjekt or SFT vil det bli gjort greie for testing av noen alternative enhetsprosesser når det gjelder slamutskilling. Det er her også gjort greie for et annet fellingsreagens, natriumsulfid, som er benyttet for utfelling av kobber i surt miljø. Etter utfelling av jern er det videre gjort forsøk med oppkonsentrering av metaller v.h.a. membranteknikk. Det er utført elektrolyse av kobber i konsentratet.

I det videre arbeid vil det bli utført en samlet vurdering av erfaringene fra begge prosjekter og det vil bli foretatt en kostnadmessig sammenstilling av ulike løsninger for rensing, slambehandling og mulig gjenvinning av metaller.

8. VEDLEGG

8.1. Analyseresultater og figurer

Tabell 1. Jar-test. Felling med hydratkalk

pH	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO ₄ mg/l	Si mg/l
2.90	151	50.0	28.00	172.00	62.30	45.00	0.16	2.45	0.12	0.48	1290	10.10
3.50	258	48.2	25.50	46.10	64.60	42.90	0.15	2.85	2.68	0.45	1180	8.99
4.00	334	50.0	15.10	2.70	54.00	44.00	0.16	2.48	0.39	0.46	1219	8.50
4.50	336	43.1	12.00	3.91	51.70	36.20	0.13	2.21	2.52	0.35	1114	7.01
5.00	331	44.4	3.42	2.74	40.40	35.20	0.13	2.58	2.71	0.43	1060	6.15
5.50	351	45.4	<0.15	1.03	11.40	35.60	0.14	1.73	1.60	0.39	1042	5.60
6.00	395	40.8	<0.15	0.31	1.26	25.70	0.10	1.90	1.73	0.30	1120	3.68
6.50	370	36.3	<0.15	0.34	4.32	28.40	0.10	2.69	0.93	0.29	1084	3.29
7.30	419	38.4	<0.15	0.24	0.27	22.80	0.12	1.96	0.57	0.36	1168	3.14
7.96	437	46.2	<0.15	0.40	0.30	7.68	0.09	1.84	0.35	0.19	1249	1.61
8.50	457	47.8	<0.15	0.34	0.20	1.25	<0.05	1.31	0.18	0.14	1281	0.85
9.25	481	45.4	<0.15	0.33	<0.05	0.01	<0.05	0.56	<0.05	0.05	1338	<0.10
9.70	478	39.3	<0.15	0.12	<0.05	0.01	<0.05	0.05	<0.05	0.05	1278	<0.10

Tabell 2. Jar-test. Felling med kaustisk soda (lut)

pH	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO ₄ mg/l	Si mg/l
2.90	151	50.0	28.00	172.00	62.30	45.00	0.16	2.45	0.12	0.48	1290	10.10
3.50	156	51.0	27.20	31.70	65.00	48.30	0.16	2.79	1.60	0.52	1249	10.50
4.18	152	49.9	24.00	1.97	62.00	50.30	0.18	2.58	1.45	0.48	1231	9.73
4.50	155	49.3	17.90	1.64	60.70	45.30	0.15	2.58	2.61	0.47	1240	8.79
5.00	148	48.2	6.29	1.43	52.70	45.20	0.15	2.46	2.18	0.45	1174	8.29
5.50	149	47.0	0.76	0.61	33.40	41.20	0.15	2.48	1.96	0.43	1192	6.84
6.25	145	43.2	<0.15	0.42	1.90	34.30	0.13	2.37	1.67	0.41	1177	4.54
7.00	151	44.8	<0.15	0.43	1.01	27.10	0.15	2.32	0.82	0.42	1263	4.87
7.50	138	40.6	<0.15	0.41	0.57	21.60	0.11	2.10	0.69	0.34	1146	2.82
8.00	135	40.4	<0.15	0.38	0.34	6.03	0.06	1.99	0.53	0.24	1138	1.63
8.50	147	42.9	<0.15	0.63	0.22	2.19	<0.05	1.62	0.28	0.13	1249	0.99
9.00	141	41.8	<0.15	0.55	0.23	1.04	<0.05	1.25	0.08	<0.10	1228	0.64
9.50	141	39.6	<0.15	0.33	0.12	0.16	<0.05	0.32	<0.05	<0.10	1287	0.14

Tabell 3. Jar-test. Felling med soda Na_2CO_3

pH	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Co mg/l	SO ₄ mg/l	Si mg/l
3.5	156	49.9	27.10	66.40	65.60	47.40	0.17	2.42	0.46	1234	11.70
4.0	145	50.3	26.40	10.60	64.90	46.00	0.13	2.40	0.48	1210	9.44
4.5	153	50.2	25.50	6.63	63.40	51.30	0.14	2.90	0.55	1204	10.40
5.0	150	53.1	6.86	4.58	56.10	52.50	0.13	2.36	0.50	1260	9.22
5.5	156	48.4	1.16	4.07	39.70	43.20	0.12	2.40	0.43	1293	7.26
6.0	146	46.1	<0.15	0.27	2.29	30.40	0.06	2.34	0.42	1353	5.99
6.5	159	46.0	<0.15	1.65	8.82	43.20	0.10	2.38	0.46	1272	6.42
7.0	137	45.6	<0.15	0.38	2.14	29.40	0.09	2.52	0.49	1225	6.83
7.5	137	44.5	<0.15	0.30	1.14	18.30	0.05	2.04	0.39	1308	6.25
8.0	129	44.4	<0.15	0.27	0.81	9.46	<0.05	1.97	0.32	1246	5.84
8.5	119	46.6	0.64	0.22	0.22	0.63	<0.05	1.17	0.11	1254	3.42
9.0	101	44.2	0.50	0.13	0.12	0.17	<0.05	0.46	<0.10	1251	2.28

Tabell 4. Jar-test. Felling med magnesiumoksid MgO

pH	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Co mg/l	SO ₄ mg/l	Si mg/l
2.90	153	50.8	27.4	149	63.3	44.9	0.16	2.50	0.46	1293	9.99
3.60	155	115	26.9	33.9	63.8	43.2	0.15	2.48	0.46	1255	9.79
3.90	155	136	25.5	5.95	61.4	42.2	0.15	2.41	0.45	1243	9.18
4.26	156	143	22.4	3.06	59.0	43.4	0.17	2.50	0.47	1222	9.57
4.77	154	149	16.8	3.66	56.2	43.0	0.15	2.44	0.46	1237	8.86
4.92	156	159	11.6	0.05	52.6	41.9	0.17	2.30	0.45	1219	8.42
5.13	156	162	4.32	0.05	47.7	40.6	0.13	2.52	0.43	1195	7.72

Tabell 5.

Forsøk 11-20/8-93. Felling med CaO i to trinn

A. Inngående vann. Stikkprøver														
Dato	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
13.08.93	2.73	209	150	47.1	26.6	142	60.3	44.1	0.15	2.38	0.07	0.44	1210	9.89
14.08.93	2.67	231	152	51.4	30.5	183	69.3	48.2	0.16	2.60	0.09	0.48	1389	10.20
15.08.93	2.72	209	152	46.5	26.5	141	60.6	42.9	0.14	2.26	0.05	0.42	1237	9.51
16.08.93	2.72	209	145	46.1	25.1	130	57.8	42.4	0.14	2.25	0.08	0.41	1165	9.22
18.08.93	2.70	217	148	48.6	27.2	161	61.8	43.5	0.15	2.28	0.08	0.43	1275	9.26
20.08.93	2.76	176	111	36.9	18.8	97	43.1	31.1	0.10	1.65	0.05	0.30	877	6.72
Middel:	2.72	208.5	143	46.1	25.8	142	58.8	42.0	0.14	2.24	0.07	0.41	1192	9.13
B. Etter 1.trinn (POS 3) Blandprøver														
Dato	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
13.08.93	3.44	181.0	280	49.2	25.0	36.00	59.8	43.4	0.15	2.33	0.09	0.44	1168	9.46
14.08.93	3.37	185.1	280	50.8	25.6	1.90	60.7	43.5	0.15	2.36	0.08	0.44	1162	9.26
15.08.93	3.14	201.0	283	53.4	28.2	6.24	66.4	45.0	0.15	2.34	0.08	0.47	1234	9.46
16.08.93	3.69	173.5	288	48.6	22.8	0.51	56.8	42.9	0.14	2.26	0.07	0.44	1162	8.43
17.08.93	4.09	168.0	294	48.7	17.1	0.55	53.9	42.3	0.14	2.08	0.07	0.37	1132	8.44
18.08.93	5.58	150.3	375	20.9	<0.15	0.39	3.0	10.1	0.04	0.64	<0.05	0.11	964	1.78
19.08.93	5.01	173.2	357	49.7	1.12	0.16	42.0	42.2	0.14	1.75	0.06	0.38	1168	6.65
20.08.93	5.02	163.9	326	54.9	3.29	0.32	49.0	48.8	0.17	2.30	0.07	0.46	1129	8.06
Middel:	4.17	174.5	310	47.0	15.4	5.8	49.0	39.8	0.14	2.01	0.07	0.39	1139.9	7.69
C. Etter 2.trinn (POS 6) Blandprøver														
Dato	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
13.08.93	6.50	176.2	412	37.90	4.72	5.00	12.10	11.40	0.05	0.79	0.05	0.13	1132	3.23
14.08.93	6.90	173.0	406	36.40	<0.15	<0.01	0.05	0.34	<0.05	0.70	0.05	<0.10	1084	0.99
15.08.93	6.10	180.6	418	49.70	<0.15	0.24	5.28	34.90	0.14	2.17	0.07	0.37	1254	5.48
16.08.93	6.48	176.7	396	51.80	<0.15	0.03	0.97	21.80	0.14	2.46	0.07	0.32	1171	4.01
17.08.93	6.90	177.7	417	4.12	<0.15	0.03	0.20	4.00	0.08	2.03	<0.05	0.12	1195	1.90
18.08.93	9.50	151.3	396	1.00	2.00	0.02	0.05	0.04	<0.05	<0.01	<0.05	<0.10	877	<0.10
19.08.93	10.10	175.2	470	2.18	<0.15	0.26	0.28	0.16	<0.05	<0.01	<0.05	<0.10	1092	0.13
20.08.93	10.70	179.0	474	0.74	<0.15	0.11	0.09	0.09	<0.05	<0.01	<0.05	<0.10	1099	<0.10

Tabell 6.

Forsøk 13-17/9-93. Felling med CaO i to trinn

A. Inngående vann. Blandprøver															
Dato	Kl.	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
15.09.93	900	2.83	190.4	156	51.3	26.4	147	62.5	41.6	0.14	2.27	0.08	0.41	1219	9.52
15.09.93	1900	2.83	192.8	155	52.1	26.7	152	62.6	42.7	0.14	2.30	0.08	0.43	1237	9.43
16.09.93	1000	2.84	192.2	153	53.0	26.3	153	62.8	43.5	0.15	2.38	0.08	0.44	1252	9.87
16.09.93	1500	2.85	190.0	149	52.2	25.8	147	61.0	42.8	0.14	2.32	0.07	0.43	1240	9.58
17.09.93	700	2.70	209.0	153	51.4	25.7	147	61.6	43.1	0.14	2.50	0.10	0.44	1246	9.66
17.09.93	1600	2.71	215.0	151	51.5	25.0	147	60.4	43.4	0.15	2.44	0.10	0.46	1252	9.87
Middel:		2.79	198.2	153	51.9	26.0	149	61.8	42.9	0.14	2.37	0.09	0.44	1241	9.66
B. Etter 1.trinn (POS 3) Blandprøver															
Dato	Kl.	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
16.09.93	1000	3.12	187.5	252	52.8	24.90	54.0	60.2	42.1	0.14	2.27	0.08	0.44	1207	9.64
16.09.93	1500	3.12	186.5	249	51.7	25.00	49.4	59.6	40.8	0.13	2.03	0.08	0.40	1171	9.22
17.09.93	700	3.16	193.3	267	51.5	23.80	23.0	59.7	42.1	0.14	2.24	0.08	0.42	1147	9.24
17.09.93	1600	3.28	189.6	271	51.1	23.80	30.4	58.3	42.9	0.14	2.28	0.10	0.40	1162	8.99
Middel:		3.17	189.2	260	51.8	24.4	39.2	59.5	42.0	0.14	2.21	0.09	0.42	1172	9.27
B. Etter 1.trinn (POS 3) Stikkprøver															
Dato	Kl.	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
16.09.93	1100	3.13	187.3	249	49.7	24.3	39.5	58.8	42.7	0.14	2.46	0.10	0.44	1126	10.70
Filtr.	16.09.93	1100		238	43.4	23.5	17.6	54.8	37.9	0.13	1.99	0.08	0.38	1084	8.09
16.09.93	1500	3.11	185.8	243	49.7	23.7	45.1	56.4	33.7	0.11	2.64	0.10	0.48	1126	7.25
Filtr.	16.09.93	1500		233	42.3	22.7	16.5	53.1	38.2	0.13	1.85	0.07	0.38	1054	7.98
C. Etter 2.trinn (POS 6) Blandprøver															
Dato	Kl.	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
15.09.93	1900	5.15	156.5	425	26.7	<0.15	<0.01	4.18	5.05	<0.05	0.34	0.48	<0.10	982	1.49
16.09.93	1000	9.00	170.8	431	29.7	<0.15	<0.01	<0.05	0.04	<0.05	0.07	0.05	<0.10	1123	0.28
16.09.93	1500	8.94	171.6	426	37.1	<0.15	0.04	<0.05	0.04	<0.05	0.19	<0.05	<0.10	1114	0.53
17.09.93	700	7.47	176.8	406	41.0	<0.15	<0.01	0.06	1.78	0.05	0.54	<0.05	<0.10	1093	1.85
17.09.93	1600	4.71	172.5	339	49.6	8.59	<0.01	46.00	37.40	0.14	1.98	0.05	0.35	1153	7.45
C. Etter 2.trinn (POS 6) Stikkprøver															
Dato	Kl.	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
16.09.93	1100	9.40	171.2	436	36.6	0.56	0.53	0.95	0.68	<0.05	0.16	<0.05	<0.10	1138	0.90
16.09.93	1500	9.00	171.5	413	40.1	<0.15	0.48	0.80	0.62	<0.05	0.69	0.05	<0.10	1168	0.90

Tabell 7.

Forsøk 11-15/10-93. Felling med MgO i to trinn

A. Inngående vann. Blandprøver															
Dato	Kl.	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
12.10.93	900	2.89	200	148	47.0	25.4	137	59.2	43.6	0.15	2.40	0.10	0.45	1174	9.81
12.10.93	1200	2.89	198	149	47.7	25.6	145	60.6	44.8	0.16	2.42	0.10	0.46	1201	9.78
12.10.93	1700	2.89	200	146	48.0	25.3	166	59.2	43.5	0.15	2.40	0.10	0.46	1186	9.71
13.10.93	1000	2.93	197	149	51.0	26.0	146	61.3	44.5	0.15	2.40	0.09	0.45	1210	9.75
13.10.93	1700	2.89	194	150	51.1	26.2	147	60.7	45.6	0.15	2.41	0.09	0.45	1216	9.79
14.10.93	600	2.80	221	154	49.3	27.9	162	63.3	48.1	0.17	2.67	0.08	0.52	1263	12.20
14.10.93	1300	2.80	228	152	50.2	29.0	178	67.9	46.2	0.17	2.47	0.07	0.47	1329	10.20
15.10.93	600	2.80	226	153	51.2	27.9	168	66.1	46.8	0.16	2.54	0.06	0.48	1305	10.40
15.10.93	1300	2.80	224	153	49.9	26.7	168	64.0	47.3	0.16	2.65	0.05	0.49	1305	10.90
Middel :		2.85	210	150	49.5	26.7	157	62.5	45.6	0.16	2.48	0.08	0.47	1243	10.28
B. Etter 1.trinn (POS 3) Blandprøver															
Dato	Kl.	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
12.10.93	900	3.47	185.7	150	123	23.6	32.4	56.0	41.6	0.14	2.16	0.08	0.41	1120	8.48
12.10.93	1200	3.51	184.6	151	130	24.2	36.7	57.9	41.2	0.14	2.35	0.08	0.43	1153	9.03
12.10.93	1700	3.48	188.2	153	132	25.1	34.7	59.5	39.5	0.14	2.13	0.05	0.40	1201	8.66
13.10.93	1000	3.74	184.4	152	134	24.6	32.3	58.4	41.7	0.14	2.30	0.07	0.44	1195	8.96
13.10.93	1700	3.62	178.6	152	135	24.3	24.2	57.6	40.1	0.13	2.21	0.06	0.40	1156	8.37
14.10.93	600	3.33	172.8	151	138	24.3	24.4	56.8	48.2	0.16	2.51	0.05	0.47	1162	10.80
14.10.93	1300	3.32	188.8	147	123	25.4	23.5	59.5	47.9	0.16	2.61	0.07	0.48	1195	10.10
15.10.93	600	3.34	189.3	150	114	25.8	32.7	60.4	45.8	0.15	2.64	0.06	0.49	1183	9.92
15.10.93	1300	3.51	179.3	131	109	20.7	25.4	49.5	43.3	0.17	2.57	0.07	0.46	976	10.20
Middel:		3.48	183.5	149	126	24.2	29.6	57.3	43.3	0.15	2.39	0.07	0.44	1149	9.39
C. Etter 2.trinn (POS 6) Blandprøver															
Dato	Kl.	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
13.10.93	1000	7.72	181.5	160	206	2.47	2.97	2.47	17.3	0.10	1.93	0.06	0.31	1201	4.97
13.10.93	1700	6.80	173.0	158	201	2.54	2.55	1.94	15.8	0.10	1.82	0.05	0.30	1159	4.86
14.10.93	600	6.10	168.9	128	189	<0.15	<0.01	<0.05	15.1	0.10	2.39	0.05	0.36	1210	4.32
14.10.93	1300	6.12	172.4	131	200	<0.15	<0.01	0.14	25.5	0.13	2.23	0.05	0.39	1081	5.81
15.10.93	600	5.13	175.6	128	193	0.53	0.83	22.4	37.1	0.14	2.40	0.07	0.45	1147	7.38
15.10.93	1300	4.22	170.3	145	122	15.30	0.02	53.8	41.6	0.14	2.22	0.08	0.42	1090	8.57
C. Etter 2.trinn (POS 6) Stikkprøver															
Dato	Kl.	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
12.10.93	900	5.64	176.5	153	175	12	14.9	34.9	36.7	0.12	2.08	0.05	0.36	1135	7.44
12.10.93	1700	6.60	181.4	155	198	1.57	3.14	2.04	15.4	0.08	1.81	0.05	0.28	1138	4.61

Tabell 8.
Forsøk 29/11-3/12-93

A. Inngående vann. Blandprøver

Dato	Kl.	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
30.11.93	900	2.80	231	148	49.7	27.0	164	62.0	44.3	0.16	2.38	0.10	0.46	1257	10.20
30.11.93	1600	2.81	231	151	50.6	27.2	169	63.7	45.8	0.16	2.46	0.09	0.48	1296	10.00
01.12.93	900	2.81	229	148	45.3	25.9	157	60.6	51.8	0.14	2.21	0.05	0.41	1237	9.01
01.12.93	1530	2.82	233	149	46.0	26.7	163	61.9	45.6	0.16	2.30	0.06	0.43	1246	9.91
02.12.93	1000	2.83	229	149	45.1	25.5	156	59.7	41.0	0.14	2.16	0.07	0.40	1231	9.32
02.12.93	1600	2.82	234	150	46.0	26.9	165	62.1	43.8	0.15	2.20	0.08	0.42	1260	8.86
03.12.93	830	2.83	236	148	50.4	26.9	171	63.5	42.5	0.16	2.46	0.09	0.45	1284	8.55
Middel:		2.82	232	149	47.6	26.6	164	61.9	45.0	0.15	2.31	0.08	0.44	1259	9.41

B. Etter 1.trinn (POS 3) Stikkprøver

Dato	Kl.	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
30.11.93	845	3.38	204	139	46.5	25.3	21.1	58.1	44.4	0.15	2.36	0.11	0.47	1157	8.78
01.12.93	1030	3.52	211	139	46.1	25.7	13.2	58.2	40.9	0.17	3.01	0.08	0.56	1159	8.66
01.12.93	1230	3.49	205	139	49.5	26.0	16.6	59.4	54.2	0.19	2.99	0.06	0.57	1228	12.30
01.12.93	1530	3.91	200	143	51.0	27.5	6.3	66.1	55.3	0.19	2.88	0.08	0.55	1180	11.20
02.12.93	1000	3.80	185	284	47.9	26.8	5.9	61.9	50.0	0.18	2.58	0.06	0.49	1144	10.40
02.12.93	1530	4.08	182	298	47.1	21.4	3.9	57.9	44.6	0.16	2.39	0.07	0.47	1144	8.83
03.12.93	830	4.17	188	323	50.9	21.8	4.0	57.3	47.6	0.16	2.95	0.10	0.52	1231	8.42

C. Etter 2.trinn (POS 6) Stikkprøve

Dato	Kl.	pH	Kond mS/m	Ca mg/l	Mg mg/l	Al mg/l	Fe mg/l	Cu mg/l	Zn mg/l	Cd mg/l	Mn mg/l	Ni mg/l	Co mg/l	SO4 mg/l	Si mg/l
30.11.93	1530	6.88	217.0	136	27.7	0.56	0.45	1.15	1.74	<0.05	0.48	<0.05	<0.10	1150	1.16

Tabell 9. Analyse av slamprøver fra trinn 1 (jernetfelling)

Prøve mrk.	Fe g/kg TS	Cu g/kg TS	Al g/kg TS	Zn g/kg TS	Ca g/kg TS	Mg g/kg TS	SO4 g/kg TS	Si g/kg TS	TS %
13/8	542.7	1.04	2.52	0.29	1.15	0.17	185.0	0.10	21.2
14/8	523.5	1.08	2.16	0.26	1.31	0.19	175.6	0.13	20.1
15/8	631.6	0.45	1.03	0.59	2.02	0.35	238.1	0.12	16.8
16/8	514.3	1.12	3.47	2.55	1.86	0.36	193.1	1.51	17.5
17/8	485.6	6.77	29.07	0.43	2.34	0.31	185.3	5.10	17.2
18/8	225.4	33.15	15.91	24.53	163.44	31.62	148.1	8.69	26.5
19/8	408.0	36.27	60.15	1.37	4.18	0.57	181.9	7.50	11.5
20/8	471.4	18.34	28.87	3.48	2.15	0.78	170.3	5.04	17.4
15/9-0900	508.7	0.75	1.88	0.29	1.70	0.27	202.0	1.38	16.9
15/9-1900	512.2	0.67	1.73	2.68	1.66	0.32	200.9	0.49	18.1
16/9-1000	503.1	0.60	1.39	0.30	2.03	0.30	207.5	1.14	16.9
16/9-1500	508.0	0.44	1.14	0.25	1.30	0.17	206.5	1.07	20.5
17/9-0700	514.6	1.37	3.96	2.40	1.82	0.29	193.2	0.97	18.9
12/10-1130	573.9	6.23	5.57	4.19	1.06	5.54	132.3	2.46	30.2
12/10-1800	551.1	5.17	4.61	0.65	0.49	2.06	165.7	2.43	32.4
13/10-1000	531.4	3.36	7.44	0.29	0.41	0.68	168.2	1.97	32.7
13/10-1700	562.1	5.06	4.77	2.60	0.49	2.16	165.3	2.18	32.2
14/10-0600	510.1	2.65	7.75	0.23	0.46	0.58	169.8	1.66	29.8
14/10-1300	503.8	2.68	5.59	0.41	0.35	0.75	166.7	1.89	32.9
15/10-0600	519.1	1.73	3.93	0.19	0.41	0.80	180.8	1.57	30.8
15/10-1300	543.3	1.84	3.23	2.29	1.13	1.39	183.0	0.93	32.4
30/11-0900	510.0	0.05	0.67	0.23	0.66	0.27	220.2	0.09	19.8
30/11-1600	537.6	0.13	0.76	0.42	0.81	0.32	231.0	0.09	11.8
1/12-0915	497.7	0.37	0.87	0.36	0.58	0.58	211.9	0.14	15.0
1/12-1530	501.2	0.61	1.04	0.38	0.68	0.59	204.2	0.22	15.6
2/12-1000	485.3	0.56	1.12	0.41	1.42	0.37	206.0	0.11	14.1
2/12-1600	490.6	0.62	2.63	0.27	1.23	0.22	199.8	0.19	18.1
3/12-0830	479.6	5.31	33.15	0.55	1.52	0.19	209.1	0.69	18.2

Tabell 10. Analyse av slamprøver fra 2. trinn

Prøve mrk.	Fe g/kg TS	Cu g/kg TS	Al g/kg TS	Zn g/kg TS	Ca g/kg TS	Mg g/kg TS	SO4 g/kg TS	Si g/kg TS	Mn g/kg TS	TS %
14/8	61.3	153.3	63.7	106.9	37.0	64.9	113.0	12.2	5.8	8.6
15/8	133.9	202.4	92.9	84.8	19.2	13.3	167.3	21.5	2.2	5.5
16/8	91.9	227.6	102.6	53.0	8.2	12.6	133.8	4.4	0.9	10.7
17/8	65.3	231.8	79.0	147.6	23.9	17.0	156.0	22.8	3.5	9.1
18/8	27.9	87.7	33.9	73.1	188.3	69.6	201.3	15.9	3.8	12.3
19/8	148.1	122.7	31.3	102.8	51.0	76.9	105.8	20.0	5.9	14.0
20/8	167.6	110.3	35.2	95.5	40.3	74.8	115.4	18.8	5.3	13.2
15/9-1900	124.4	133.4	57.5	88.2	35.7	55.0	125.6	18.7	4.4	5.7
16/9-1000	130.3	138.5	61.1	101.4	46.9	68.4	135.5	22.5	5.3	10.1
16/9-1500	156.2	194.7	84.7	144.1	59.1	53.7	164.6	31.9	7.4	6.4
17/9-0700	127.0	150.9	65.2	110.0	47.3	42.1	132.7	24.8	5.6	7.8
12/10-1730	31.2	64.1	26.2	26.8	6.9	293.2	61.4	5.0	0.5	27.8
13/10-1000	23.2	56.5	23.6	24.6	5.4	317.3	58.1	4.8	0.4	31.5
13/10-1700	16.2	44.1	17.8	22.7	7.6	332.1	44.2	4.4	0.5	33.9
14/10-0600	18.9	60.9	23.0	24.9	6.9	309.0	53.8	4.4	0.4	28.2
14/10-1300	23.5	70.3	28.8	20.1	5.2	295.4	65.5	4.6	0.3	32.3
15/10-0600	35.1	69.1	32.0	13.4	6.9	281.1	61.8	4.1	0.2	35.7
15/10-1300	109.1	60.7	85.0	8.2	5.8	160.2	128.5	5.1	0.2	22.8

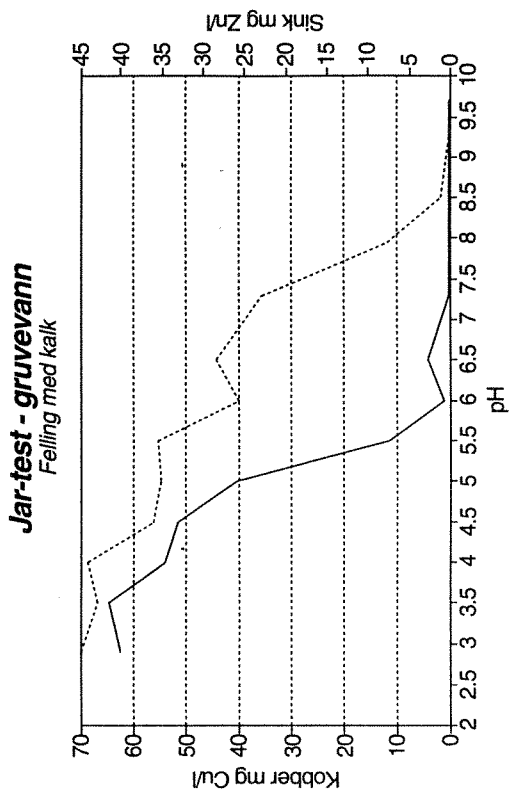


Fig. 10

— Cu Zn

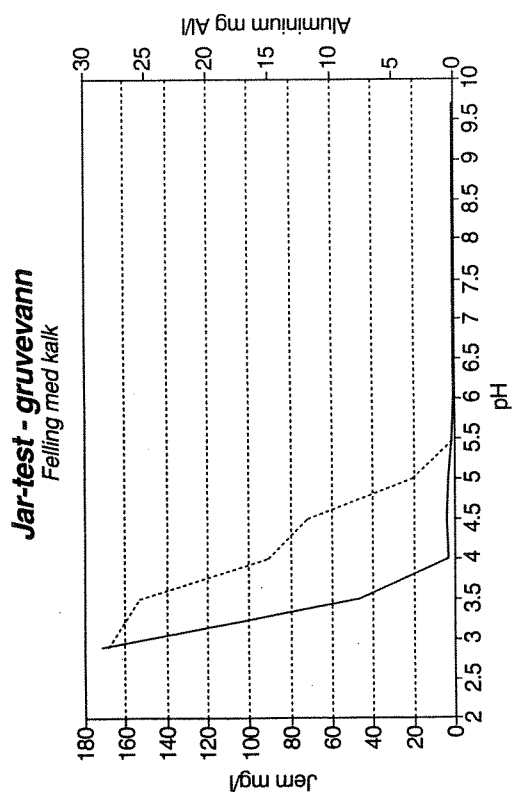


Fig. 11

— Fe Al

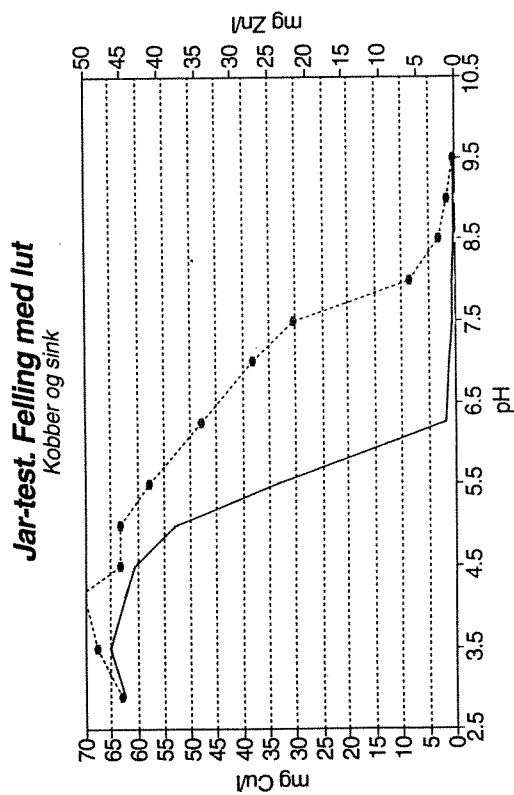


Fig. 12

— Cu Zn

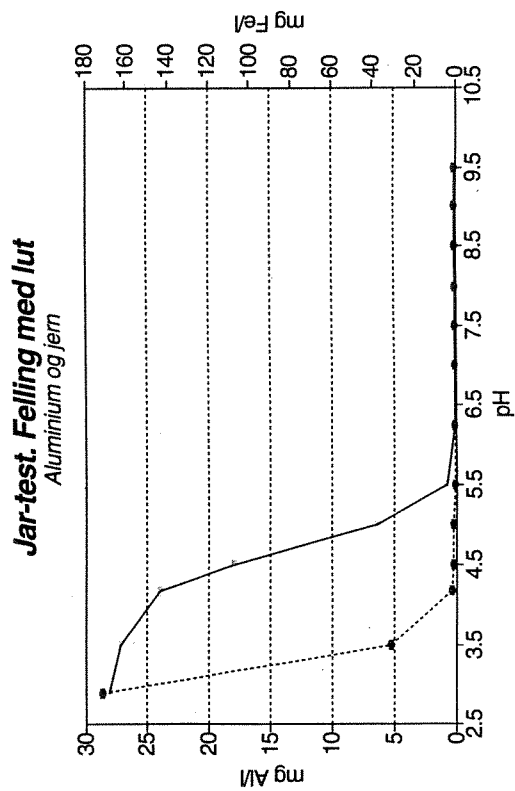


Fig. 13

— Al Fe

Jar-test. Felling med soda
Jern og aluminium

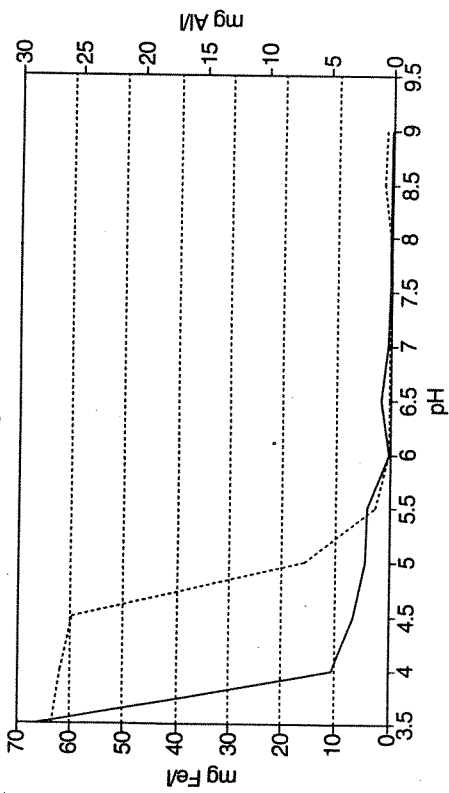


Fig. 14

— Fe Al

Jar-test. Felling med soda
Kobber og sink

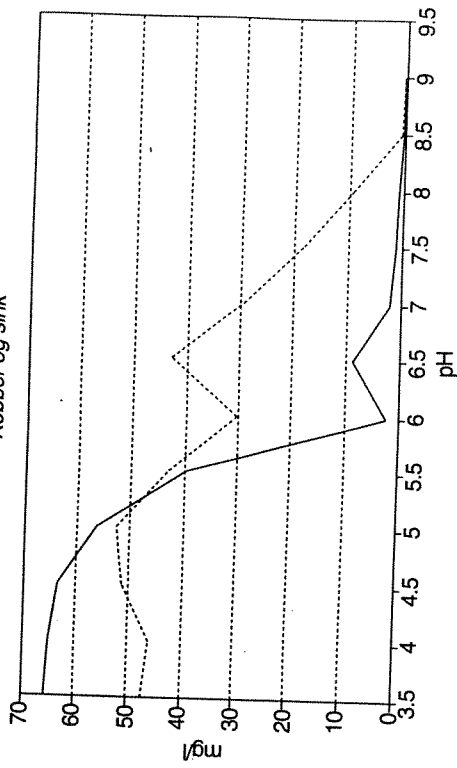


Fig. 15

— Cu Zn

Jar-test. Felling med magnesiumoksid
Jern og aluminium

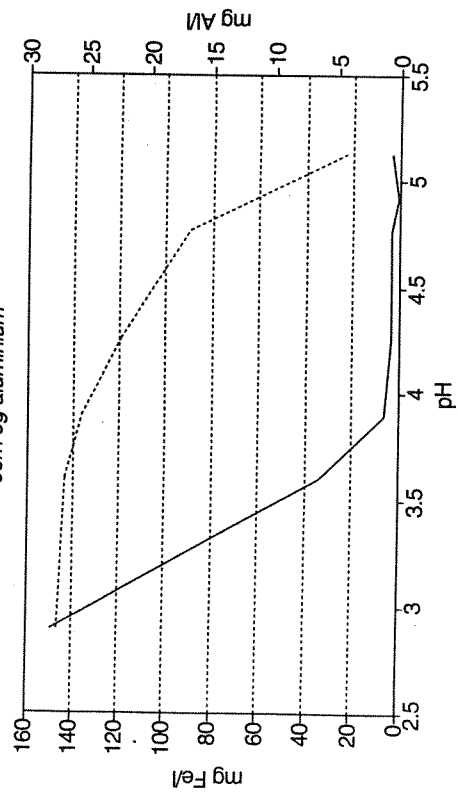


Fig. 16

— Fe Al

Jar-test. Felling med magnesiumoksid
Kobber og sink

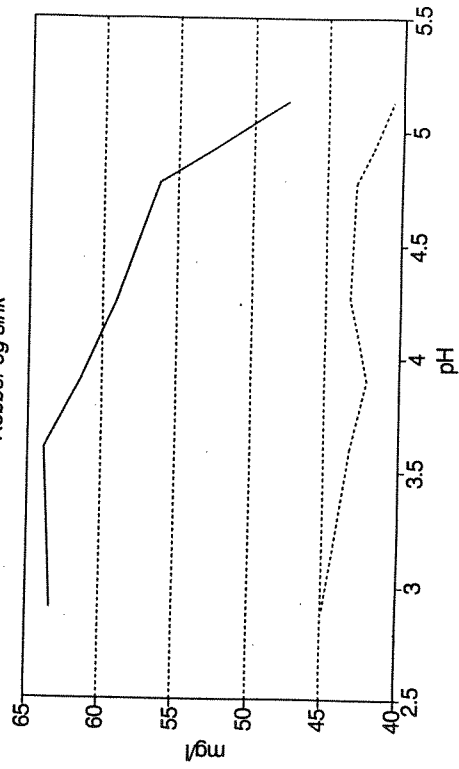


Fig. 17

— Cu Zn

8.2. Resultater for kontinuerlige registreringer

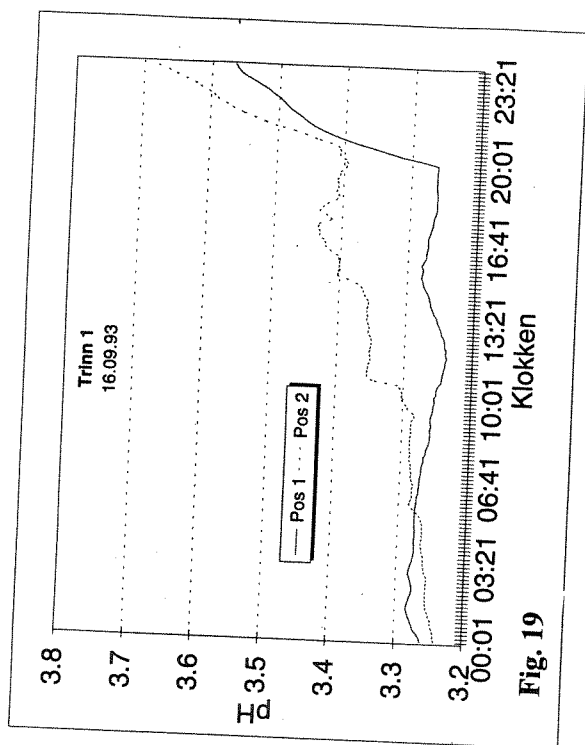


Fig. 19

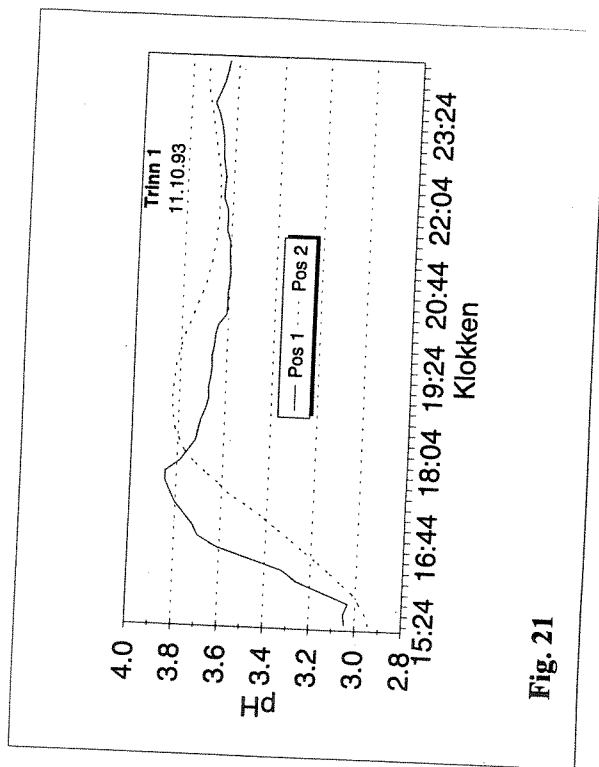


Fig. 21

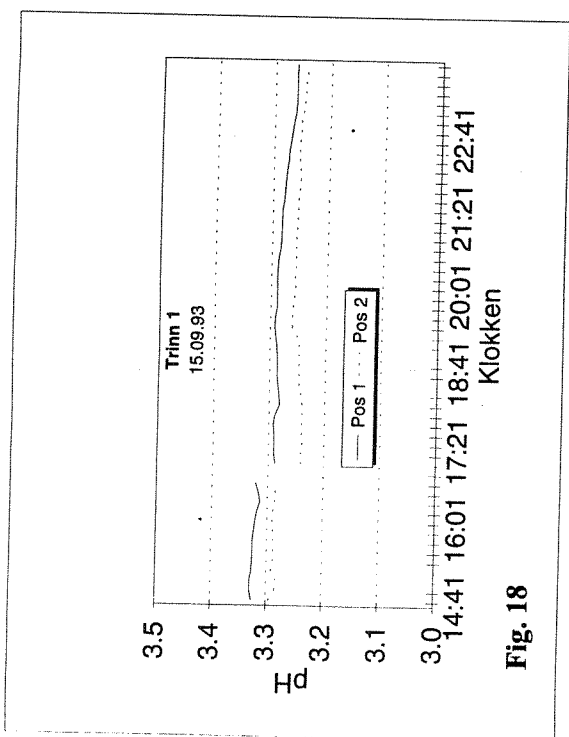


Fig. 18

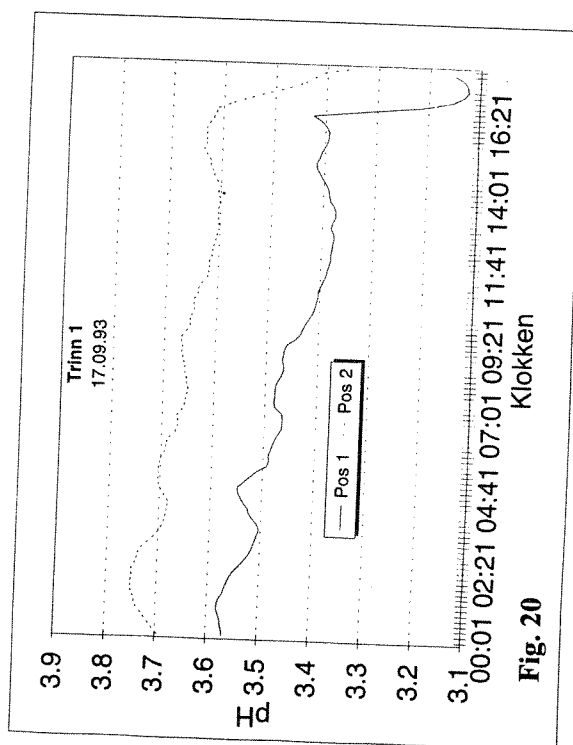


Fig. 20

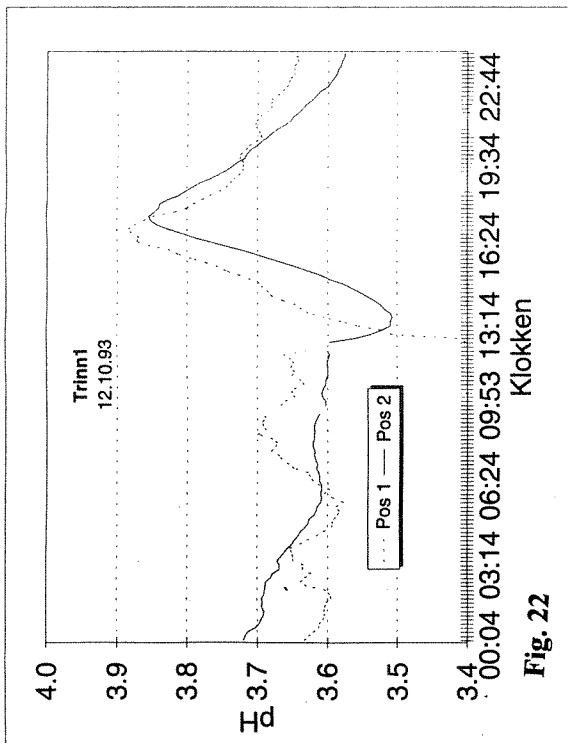


Fig. 22

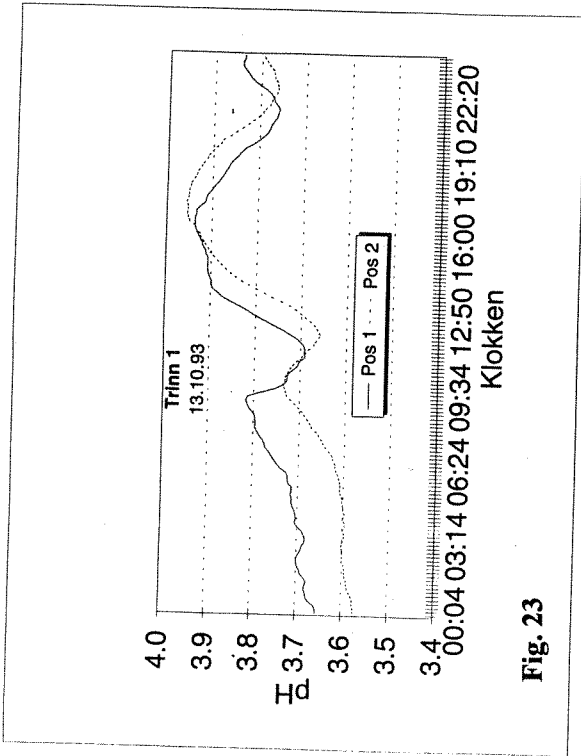


Fig. 23

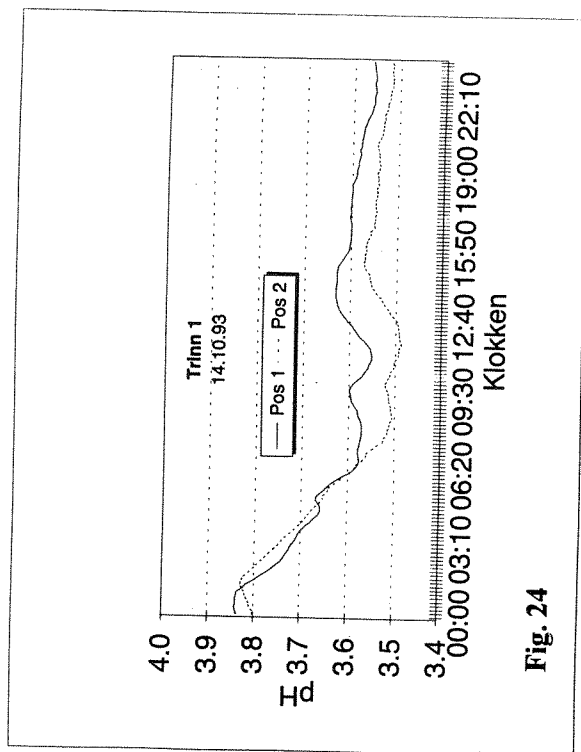


Fig. 24

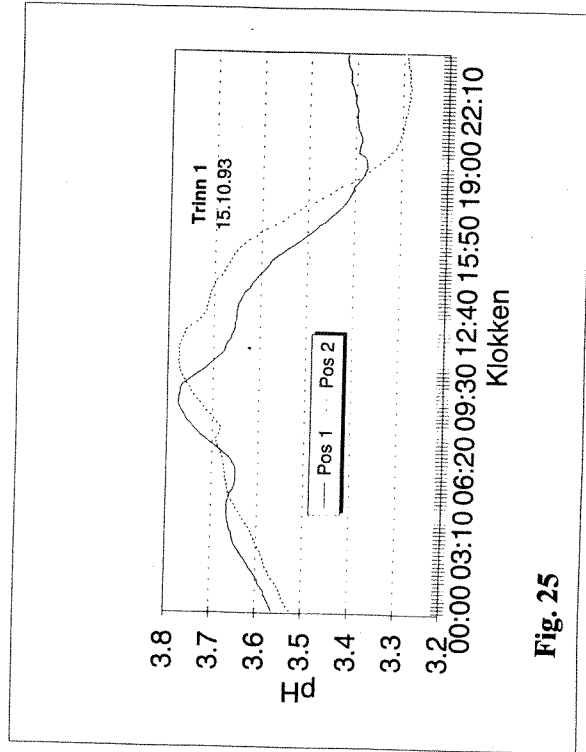


Fig. 25

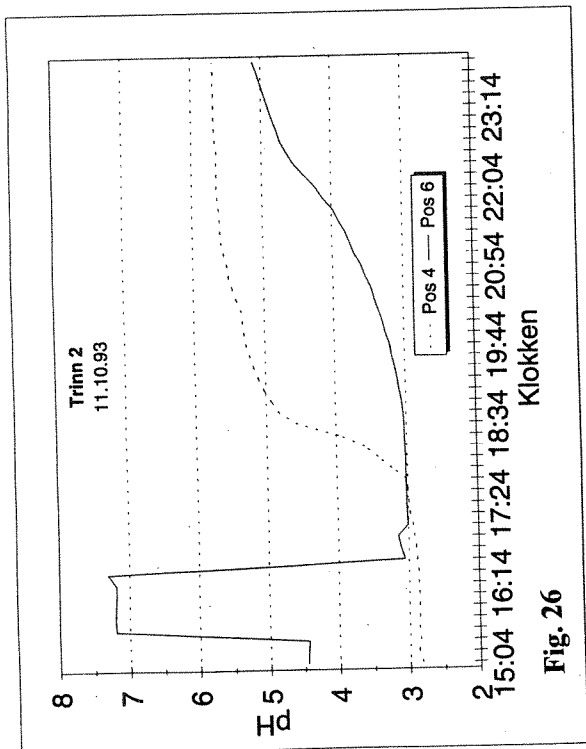


Fig. 26

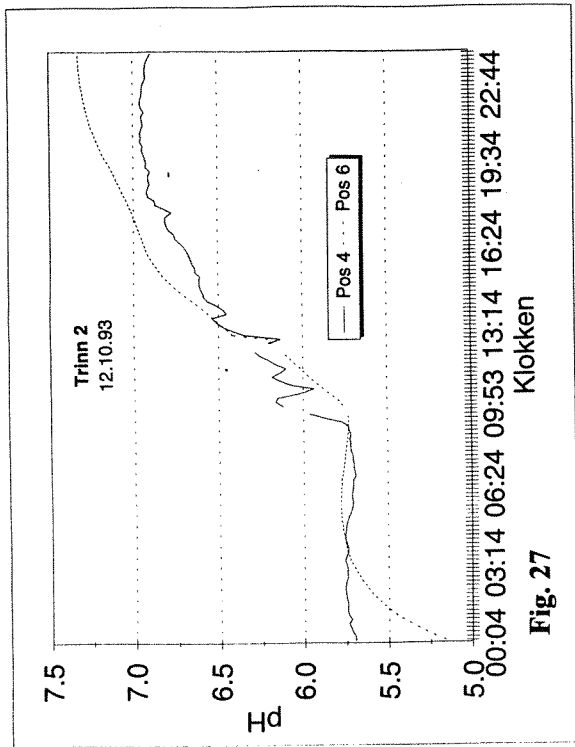


Fig. 27

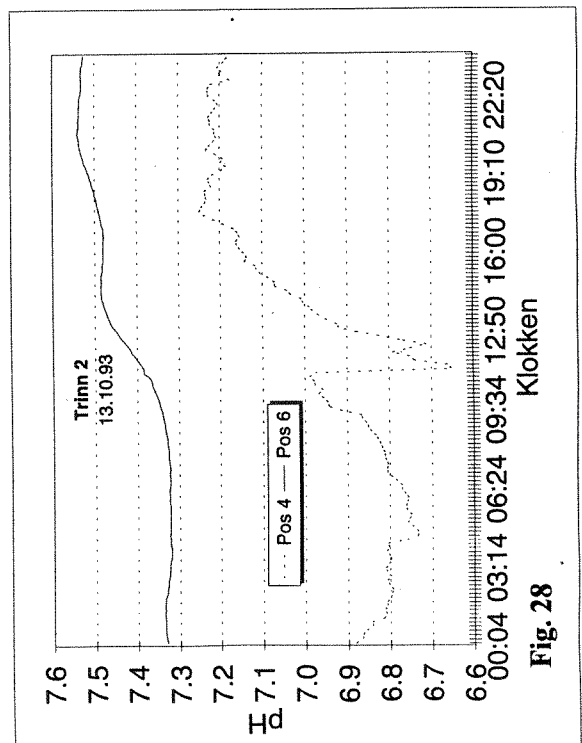


Fig. 28

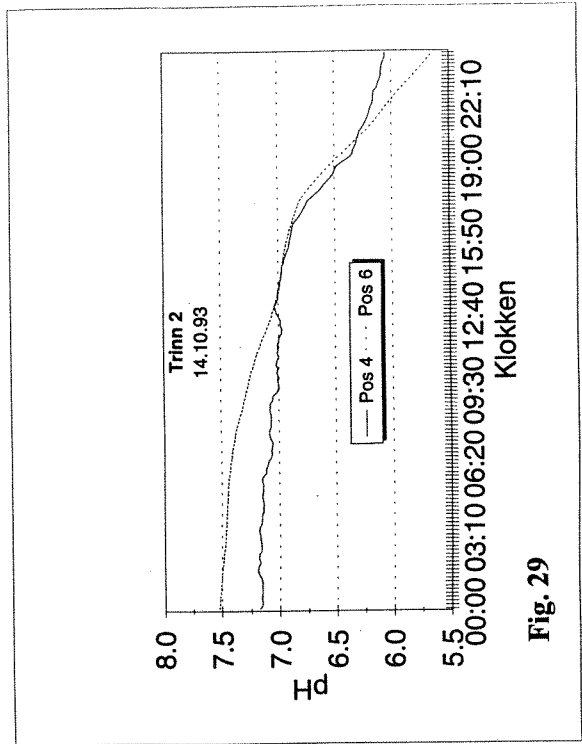


Fig. 29

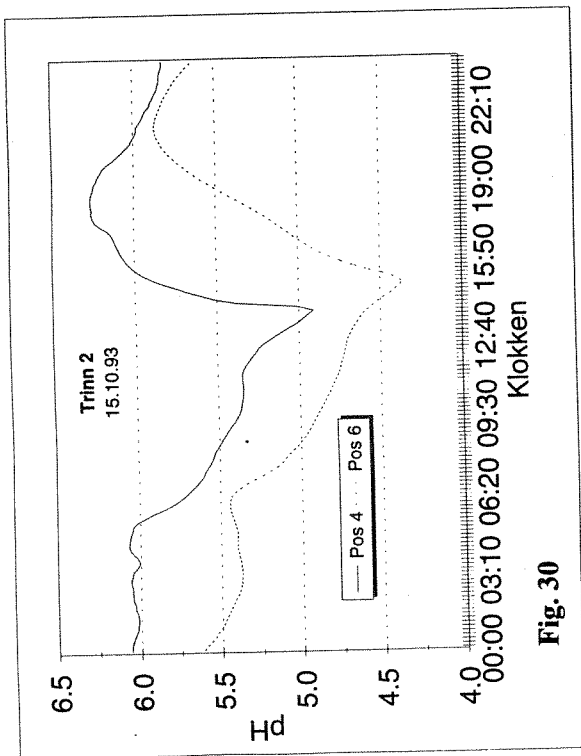


Fig. 30

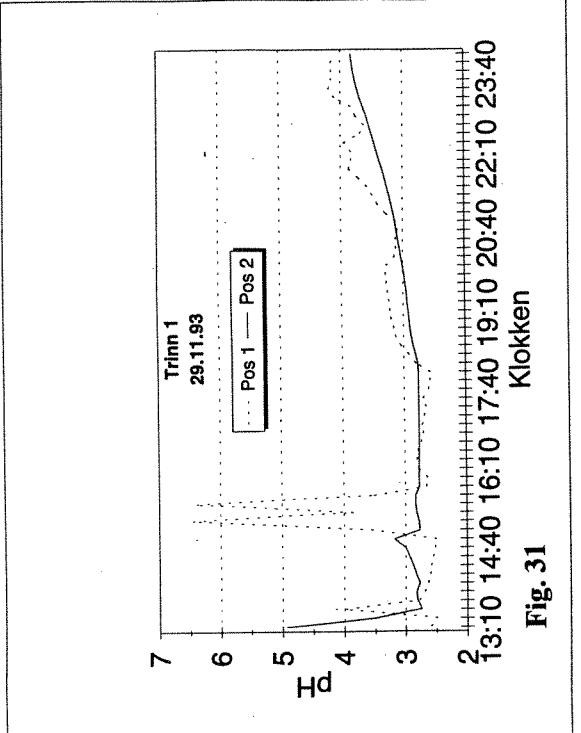


Fig. 31

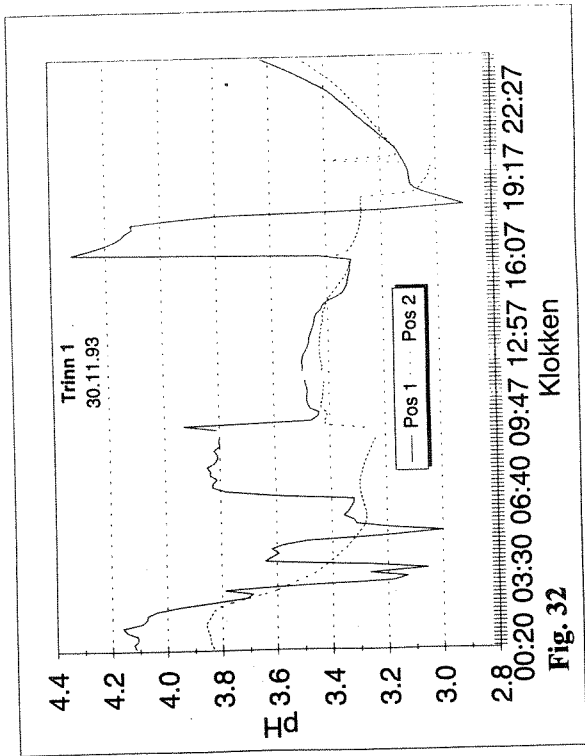


Fig. 32

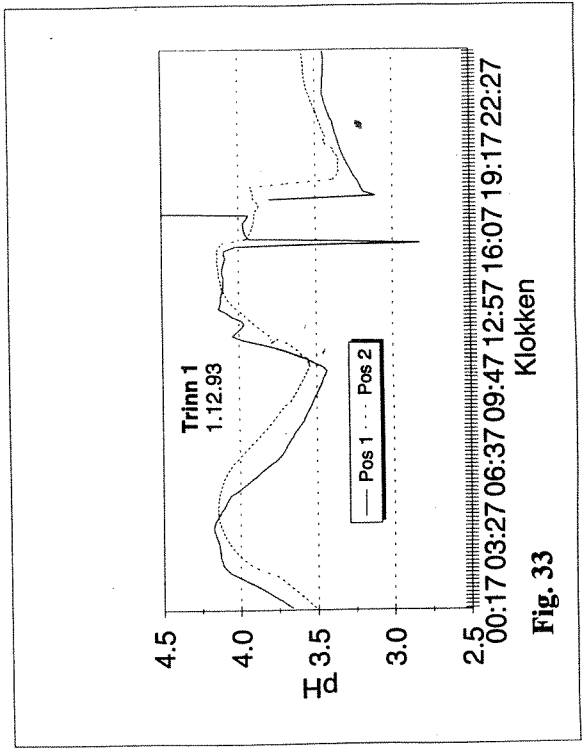
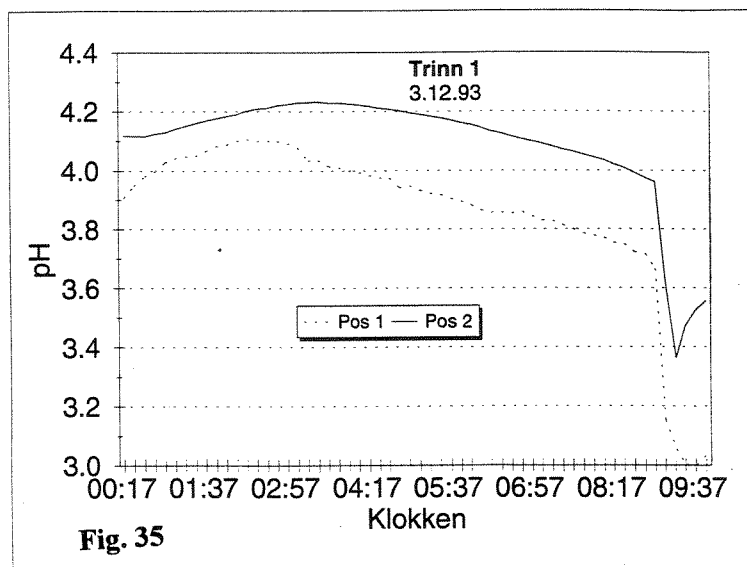
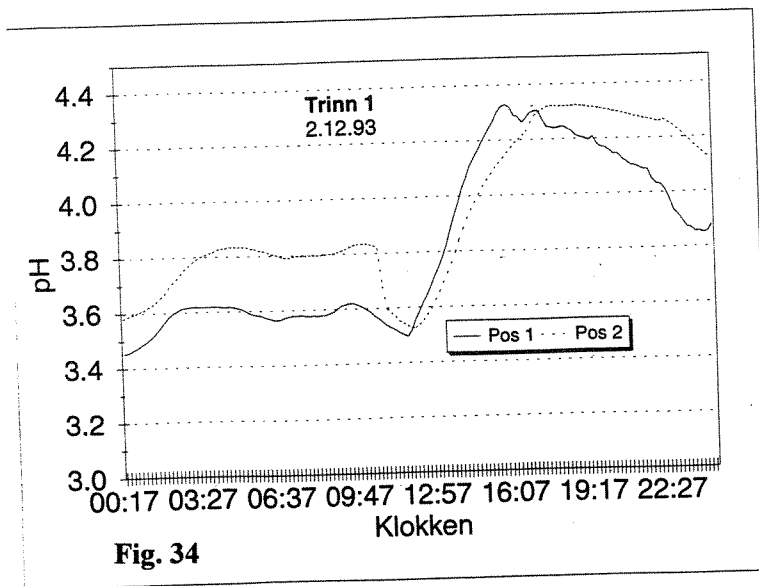


Fig. 33



8.3. Vannkvalitet i gruvevann ved norske kisgruver

Parameter	1	2	3	4	5	6
pH	2,85	2,50	6,10	2,83	7,48	2,82
Kond. mS/m	321	815	325	158	50,1	232
Sulfat mg SO ₄ /l	2100	8700	2130	871	164	1260
Kalsium mg/l	223	334	539	42,2	79,4	149
Magnesium mg/l	70,4	419	250	38,6	4,58	47,6
Aluminium mg/l	24,2	346	2,24	37,9	0,14	26,6
Jern mg/l	306	2030	87,5	127	0,50	164
Kobber mg/l	0,64	145	1,7	17,1	0,033	62
Sink mg/l	253	96,0	15,8	31,3	2,1	45
Kadmium mg/l	0,34	0,43	<0,05	0,06	0,008	0,15
Bly mg/l	2,46	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1
Nikkel mg/l	0,10	1,32	<0,02	0,14	<0,02	0,08
Mangan mg/l	8,58	12,3	11,0	1,30	0,37	2,30

1. Bleikvassli Gruber
2. Folldal hovedgruve, Folldal
3. Løkken verk. Wallenberg sjakt
4. Kongens gruve, Nordgruvefeltet, Røros
5. Grong Gruber, Joma
6. Mons-Petter gruve, Nordgruvefeltet, Sulitjelma

8.4. Besøk ved Främby Reningsverk i Falun

For å innhente en del erfaringer fra anlegg som er i drift ble det foretatt en befaring til renseanlegget i Falun, Sverige som behandler kommunalt avløpsvann og gruvevann i samme anlegg. Befaringen ble foretatt 15.04.93. I befaringen deltok :

Carl-Henrik Knudsen CHK A/S
Øyvind Høydahl CHK A/S
Siri Sorteberg SFT
Eigil Rune Iversen NIVA
Rolf Tore Arnesen NIVA
Per Brevik Sulitjelma Bergverk AS

Ved besøket på renseanlegget i Falun møtte vi :

Christer Widén Direktør, Gatukontoret Falu Kommune
Gerhardt Pantsari VA-verkets sjef Falu Kommune
Hans Hedvall Prosessing. ved Främbyverket
Harry Bringsås Driftsing. ved Främbyverket
Jan-Erik Ahr Gruvesjef ved Stora

Gravedriften i Falun har trolig pågått i mer enn 1000 år og forurensningsproblemene i tilknytning til denne virksomheten er derved mangesidige. Selve byen er bygget opp omkring gravedriften og forskjellige avfallsprodukter fra gruvevirksomheten er også benyttet til oppfyllingsformål i byen opp gjennom tidene. I tillegg til de mer diffuse forurensningstilførsler disse kildene forårsaker,

finnes flere avfallsdeponier av ulik opprinnelse i området som bidrar med betydelige tungmetalltilførsler. Det største problemet er knyttet til gruvevannet. Den viktigste årsaken til dette problemet er det store rasområdet, Stora Stöten, som samler opp nedbør og overflateavrenning som trenger ned gjennom de kisholdige rasmassene og videre ned i gruva. Den utpumpede gruvevannsmengden er idag i gjennomsnitt ca. 25 m³/h (38-40 m³/h da gruva var i drift). Forurensningsproblemene tilknyttet avrenning fra gruveavfall i Dalälvens nedbørområde og mulige forurensningsbegrensende tiltak er beskrevet i rapporter fra SGI (Lundgren og Hartlén, 1990) og fra Dalälvsdelegationen (SOU 1988:34).

Det kommunale renseanlegget på Främby ble opprinnelig bygget som et biologisk renseanlegg. Inntrengning av tungmetallholdig grunnvann i byen på rørettet førte til at slammet fikk et så stort innhold av tungmetaller at det ikke kunne brukes i landbruket og måtte deponeres. Da man ønsket også å redusere tungmetalltilførslene fra gruveavfallet i området, begynte man derfor for ca. 10 år siden å utrede mulighetene for en samlet behandling av gruvevann og kommunalt avløpsvann i samme anlegg. Ideen var å utnytte gruvevannets innhold av jern og aluminium til felling av fosfor og organisk stoff. Det ble utført laboratorieforsøk og forsøk i pilotskala og eksisterende anlegg ble bygget om i 1986/87 til et kjemisk renseanlegg for kommunalt avløp og gruvevann.

Jernmengdene i det tilførte gruvevannet er større enn det som behøves for behandling av det kommunale avløpsvann (8-10 ganger mer) d.v.s. at overskudd av metaller i gruvevannet felles ut som hydroksider.

Selve behandlingsprosessen foregår i to trinn; mekanisk og kjemisk rensing. Den mekaniske delen består i siling i innløpsgitter, luftet sandfang og forsedimentering av mindre partikler. Avfall fra sandfang og innløpsgitter deponeres på kommunal fyllplass. Primærslammet fra forsedimenteringen viderebehandles sammen med det kjemiske slammet fra anlegget. Kommunalt avløp blandes sammen med gruvevann og kalkslurry i en hurtigmikser som er plassert etter forsedimenteringsbassengene. pH-verdien reguleres til 8,2-8,4 v.h.a. kalkslurry og toverdige jern oksideres til treverdige i renseanleggets oksidasjonsdel. Deretter tilsettes polymer før sedimentering i bassenger. Rånebassengene fra det gamle anlegget er ombygget til oksidasjons- og sedimenteringsbassenger. Bassengene er anlagt utendørs. Slambehandlingen består i at slam fra forsedimenteringen pumpes til en separat primærslamfortykkere og videre til kondisjoneringstanken. Det kjemiske slammet pumpes til to parallellkoblede slamfortykkere. Her anvendes ytterligere polymer for å forbedre fortykningen. Etter fortykning pumpes slammet via en buffersilo til kondisjoneringstanken der kjemisk slam blandes med primærslam under tilsetning av kalk. Etter kalkkondisjonering avvannes slammet i sentrifuger under ytterligere polymertilsetning. Avvannet slam tas ut på et transportband til et mellomlager før videre transport til et særskilt anlagt deponi på det kommunale fyllplassområdet. Sigevann fra deponiet føres tilbake til renseanlegget.

I tabellene 11-13 er gjengitt noen driftsdata for renseanlegg og gruvevann. De kravene som er stilt til rensed avløp er 5 mg Fe/l, 2 mg Zn/l og 20 mg BOD₇/l. Det foreligger en rekke erfaringer fra planleggingen og driften av anlegget. Av de feil man gjorde innledningsvis var å presse omkostningene under planlegging og bygging, noe som straffet seg senere. Det har også vist seg vanskelig å oppnå slike driftsresultater som man oppnådde i laboratorieskala. Slammet har også vist seg vanskelig å avvanne tilfredsstillende. Til å begynne med ble slammet avvannet i en kammerfilterpresse. Denne viste seg å kreve stor innsats i forbindelse med drift og vedlikehold. Man har nå byttet ut filterpressen med to sentrifuger, noe som har forenklet slamavvanningen betydelig samtidig som sentrifugene krever betydelig mindre plass. Driften ved Främbyverket er et samarbeid mellom Falu kommune og gruveselskapet Stora. Det har vist seg nødvendig å ha gode avtaler for regulering av alle forhold i et slikt samarbeid før man går igang med fullskala drift. I

Falun har kommunen anvaret for driften, mens Stora står for merkostnader ved eventuelle driftsproblemer og vil tilbake stille verket til vanlig kommunalt renseanlegg hvis prosessene ikke virker tilfredsstillende. Det har hittil vært et godt samarbeid mellom kommunen og gruveselskapet. Når det gjelder de praktiske driftresultatene, har det vist seg vanskelig å holde kravene til BOD og til TS-innholdet i slammet. Til å begynne med benyttet man brent kalk og lesket på stedet. Man hadde da en del problemer med uløst kalk som satte seg igjen forskjellige steder. Etter at man gikk over til hydratkalk og avfallskalk fra acetylenproduksjon, ble man kvitt slike problemer.

Figurene 36 og 37 viser prisippskisser for Stora Stöten og Storgruveraset.

Tabell 11. Främbyverkets dimensjonering og belastning i 1992.

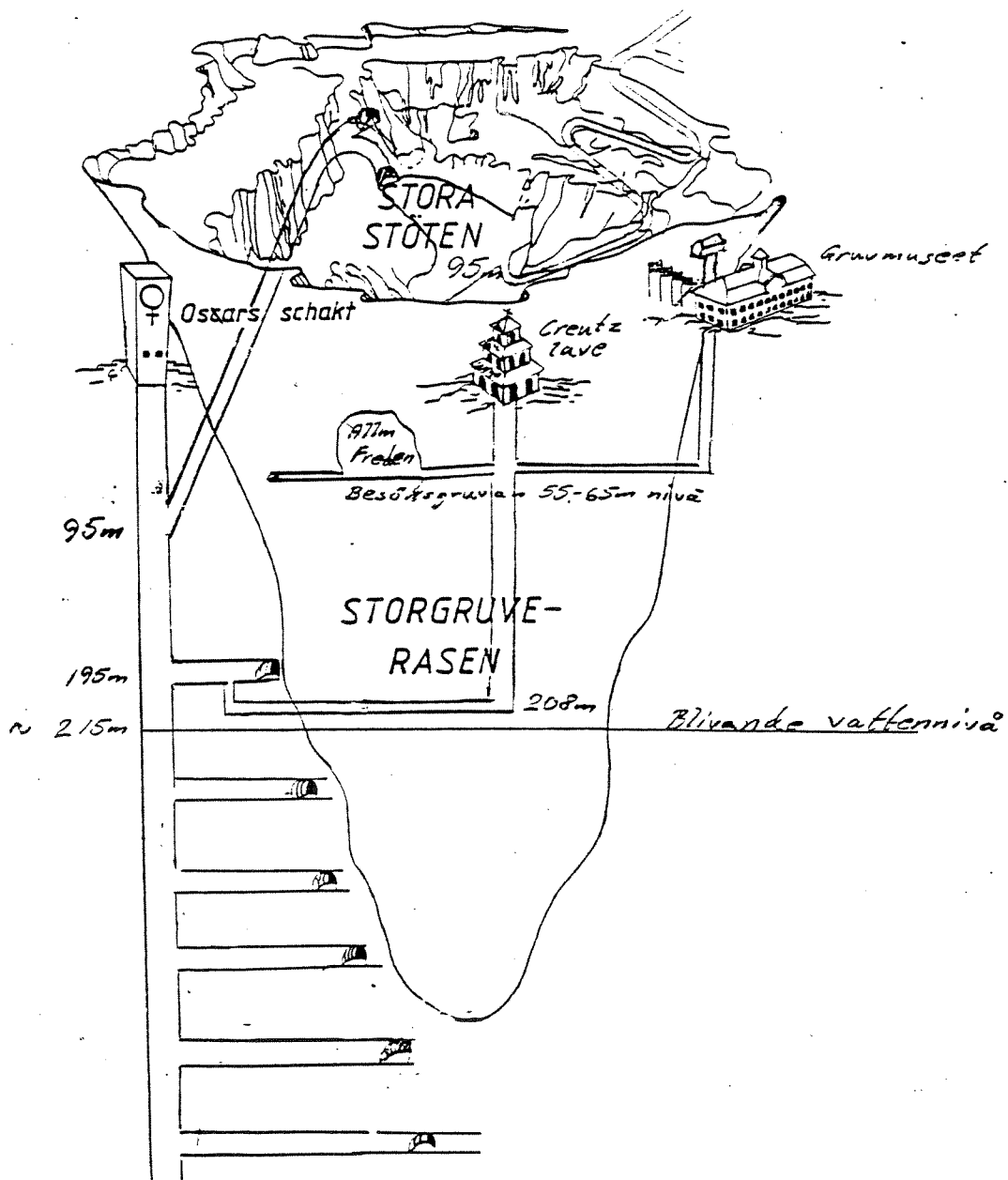
	Antall p.e.	Vannføring m ³ /døgn	BOD7 kg/døgn	Tot-P kg/døgn
Dimensjonert for	50000	28800	3500	150
Belastet med	39400	15687	1992	66,7

Tabell 12. Driftsresultater for Främbyverket 1988-92.

År	Komm. avløp. m ³	Gruve- vann m ³	Jern tonn	Sink tonn	CaO tonn	Polymer tonn	Slam tonn	Slam tonn TS
1988	6683550	350052	850	337	2935	40,2	18070	5186
1989	6471946	318351	864	348	2961	31,8	17530	5080
1990	6460135	342502	865	389	2327	32,0	17020	4250
1991	6179377	213140	529	206	2415	23,2	15680	4700
1992	5576674	219146	404	167	1275	33,4	13180	3650

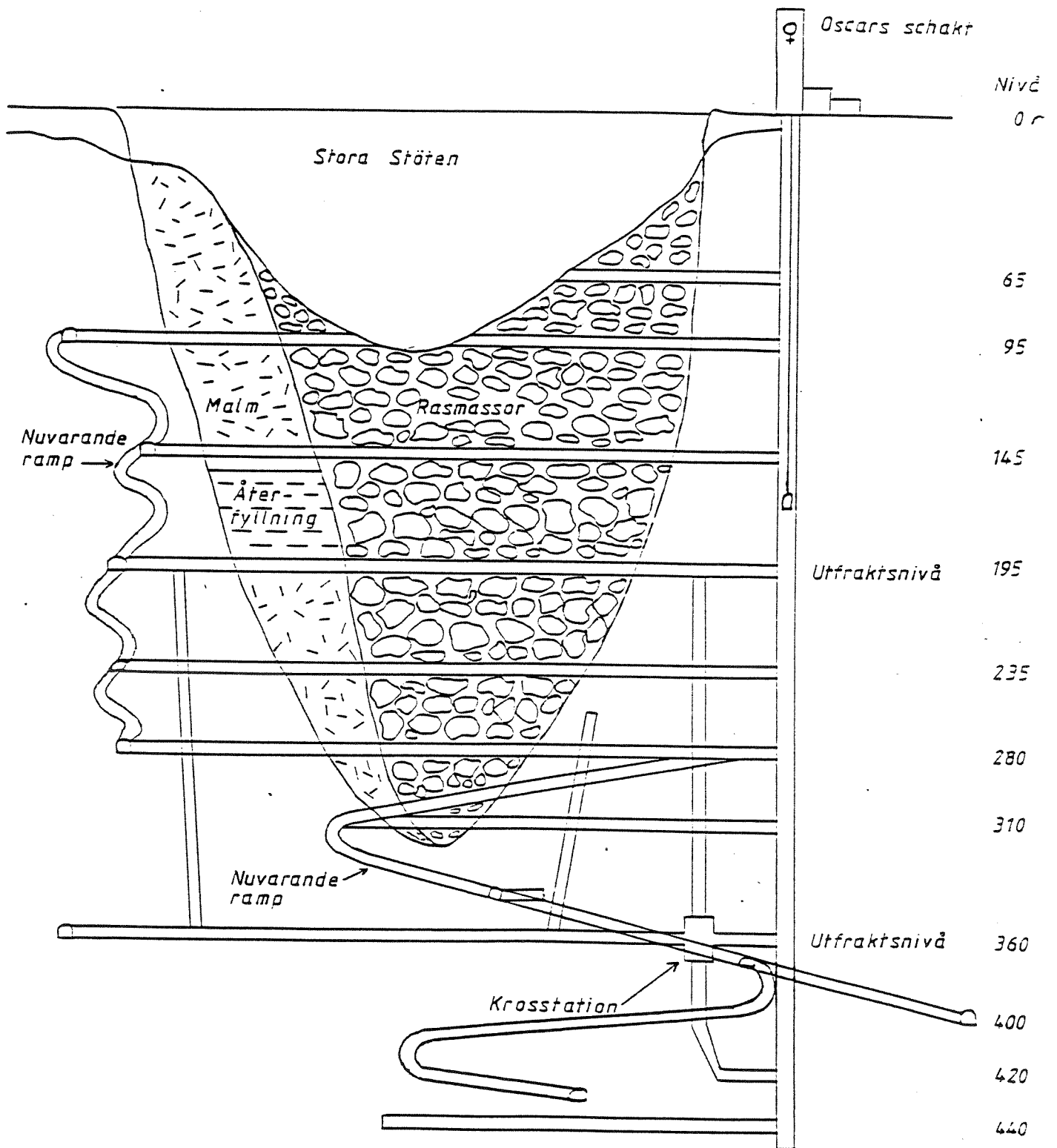
Tabell 13. Vannføring og konsentrasjoner i gruvevann fra Falu gruve i 1992.

Måned	Vannføring m ³ /h	Jern mg/l	Sink mg/l	Kobber mg/l	Kadmium mg/l
Januar	30,7	2220	780	3,4	0,15
Februar	31,3	2160	820	4,0	0,26
Mars	32,4	2200	880	15,7	0,62
April	34,1	2230	840	6,4	0,28
Mai	39,3	1490	730	13,6	0,46
Juni	32,3	1580	700	7,9	0,26
Juli	29,7	1870	730	8,3	0,22
August	33,4	1980	740	12,2	0,33
September	35,7	2000	770	8,9	0,31
Oktober	30,7	2100	790	9,0	0,29
November	34,7	2100	790	9,6	0,34
Desember	37,0	1700	790	17,0	0,44
Middel 1992	33,4	1970	780	9,67	0,33
Middel 1991	35,7	2450	960	7,74	0,36



Grundvatten tränger in i rasmassorna och löser ut metaller — järn, zink, koppar. Vattnet pumpas upp ur gruvan och leds via rörtledning till avloppsreningsverket i Främby

Figur 36. Kartskisse över Stora Stöten



Figur 37. Prinsippskisse over Storgruverasen

8.5. Befaring til renseanlegg ved Renströmgruva

Befaringen til Renströmgruva ble foretatt den 30.6.1993. I befaringen deltok:

Rolf Tore Arnesen NIVA
Eigil Rune Iversen NIVA
Per Brevik Sulitjelma Bergverk AS
Yngve Lundgren Boliden Contech

Renströmgruva eies av Boliden og ligger ca. 17 km utenfor Boliden. Gruva drives idag på kobber, sink og bly. Sinkkonsentrat er hovedproduktet. Tidligere ble også tatt ut svovelkis. Gruva er en underjordsgruve med største dyp på 920 m (1993). Malmen ble funnet på 20-tallet. Produksjonen startet i 1944. Gruva har idag en råmalmproduksjon på 240.000 tonn/år og en gråbergbrytning på 280.000 tonn/år. Gruvevannsmengden utgjør ca. 36 m³/h og har følgende sammensetning (Broman og Göranson, 1986):

pH	Cu mg/l	Pb mg/l	Zn mg/l	Fe mg/l	Cd mg/l	As mg/l	Hg µg/l
7,6	0,021	0,04	3,4	0,36	0,009	0,006	0,16

Myndighetene har stilt krav til metallutslippet fra gruva til Skellefteåelven : summen av kobber-, sink- og arsenkonsentrasjonene skal være mindre enn 1 mg/l.

Gruva har rensert sitt avløp siden 1984 og benytter følgende renseopplegg :

1. pH-regulering til pH 9 med dosering av tørr kalk i blandetank.
2. Polymerdosering (Magnafloc 110) og flokkulering
3. Lamellsedimentering
4. Oppstrøms sandfiltrering som etterpolering.

Det benyttes 6 sandfiltre hver med et areal på 3m². Ved spyling av filterne føres spylevannet tilbake til innløp av renseanlegget. Tynnslammet fra lamelltanken føres ut i et utvendig klarebasseng på ca. 500 m³. Bassenget tømmes ca. en gang pr. år. Slammet legges på avgangsdeponiet i Boliden. Resultatene idag ligger lavere enn 0,5 mg/l i sum av nevnte metaller. Effektiviteten blir likevel relativt dårlig da inngående vann har forholdsvis lave metallkonsentrasjoner. Renseanlegget har kapasitet til å motta dremsvann fra en tilstøtende gruve (Petiknäsgruvan) som nylig ble åpnet. Gruvevannet herfra ventes å bli surt etter en tid. Av driftsproblemer som ble nevnt under vårt besøk, var at det har forekommet problemer med avsetning av uoppløst kalk i sandfiltrene.

8.6. Befaring til renseanlegg ved Laisvall gruve

Befaringen til Laisvall gruve ble foretatt den 1.7.1993.

I befaringen deltok :

Rolf Tore Arnesen	NIVA
Eigil Rune Iversen	NIVA
Per Brevik	Sulitjelma Bergverk AS
Yngve Lundgren	Boliden Contech

Laisvall gruve som eies av Boliden-konsernet ble åpnet i 1943. Gruva er en bly/sink-gruve med en råmalmproduksjon på 1,75 mill. tonn årlig. Gruva er en underjordsgruve som er lokalisert ved sjøen Laisan ca. 3 mil vest for Arjeplog i Lappland. En stor del av gruva ligger under sjøen Laisan. Gruvevannsmengdene er derfor store, ca. 26.000 l/min eller 1560 m³/h. Myndighetene har stilt krav til utslipp av bly via gruvevannet. Ca. 30 % av gruvevannet har så høye konsentrasjoner av bly at det er nødvendig å foreta rensing, mens 58 % av vannmengdene har så lave konsentrasjoner av bly at slik rensing ikke er nødvendig. Resten benyttes som prosessvann i oppredningsverket.

Renseanlegget ved Laisvall gruve har vært i drift siden 1979 og er lokalisert inne i gruva. I anlegget foretas kjemisk felling av bly og sink som sulfider v.h.a. natriumsulfid løst i lut. Etter dosering av polymer (katjonisk, Zetag 63) foretas filtrering i et diskontinuerlig oppstrøms sandfilteranlegg. Anlegget består av seks filtre hver med et areal på 6,5 m². Dimensjonerende overflatebelastning er 10-15 l/h som tilsvarer en vannmengde på 390-585 m³/h. Gjennomsnittlig vannmengde er 375 m³/h. Det doseres 1,2 g Na₂S/m³ gruvevann og 0,3-0,4 g polymer pr. m³. Det ble foretatt mange forstudier med alternative prosesser før denne løsning ble valgt. Årsaken til at man valgte diskontinuerlige oppstrøms sandfiltre, var at man vurderte denne løsningen bedre egnet til å ta hånd om de sterkt varierende mengdene med suspendert stoff i gruvevannet enn kontinuerlige filtertyper. Anlegget er modernisert et par ganger, siste gang i 1990 og er idag fullt datastyrt og krever lite tilsyn. Driften av filterne styres v.h.a. turbidimeter. Under vårt besøk var turbiditeten i filtratet 0,28 FTU. Tynnslam fra spyling av filterne samles i et slambasseng like ved. Herfra pumpes slam videre til avstengte deler av gruva for sedimentering og deponering. Slammengdene utgjør ca. 20 tonn/år og oppnår et tørrstoffinnhold på 30-35 % etter sedimentering. Typiske analyseresultater for gruvevann før og etter rensing (Broman og Göranson, 1986) :

	Susp. stoff mg/l	Bly, tot mg/l	Bly, løst mg/l	Sink, tot. mg/l	Sink, løst mg/l
Inngående vann	65	1,3	0,5	1,1	0,6
Utgående vann	<1	0,02	0,009	0,27	0,24

Myndighetene har stilt følgende krav til utgående vann:

Susp.tørrstoff : 2 mg/l
Bly, løst : 0,05 mg/l

Det er ikke stilt krav til sink. Kravet til maksimalt utslipp på årsbasis er totalt utslipp av 500 kg bly fra gruva.

8.7. Litteratur

- Ackman, T.E. and Kleinman, R.L. 1984
In-Line Aeration and Treatment of Acid Mine Drainage
US Bureau of Mines, Pittsburgh Report RI 8868, p.1 - 13
- Arnesen, R.T. 1988
Vannforurensning fra kisgruver, Rapport fra en reise i Canada og USA, høsten 1987
NIVA-rapport O-87113/67081, L.nr.: 2106, pp 1-30.
- Bates, M.H., Veenstra, J.N., Barber, J., Karleskint, J., Kahn, P., Pakanti, R., and Tate, M. 1984
Treatment of acid mine Water discharging into the Tar Creek watershed
Proc. 39. Ind. Waste Conf., Purdue University p. 201-213
- Bosman, D.J. 1983
Lime treatment of acid mine water and associated solids/liquid separation.
Wat.Sci.and Tech. 15(2): 71-84
- Broman, P. G. og Göranson, T. 1986. Vattenvård inom Boliden Mineral AB. Særtrykk av foredrag ved "Workshop i mineralteknikk", Luleå 11-13.2.1986.
- Cole, C.A., Molinski, A.E., Rieg, N., and Backus, F. 1977
Peroxide oxidation of iron in coal mine drainage.
J.Water Poll. Cont.Fed. 49(7): 1616-1620
- Deul, M. 1974. Limestone for controlling acid mine drainage for treatment of acid mine water. Anonymous Pittsburgh:US Bureau of Mines. Misc. Rep. 1:43-46.
- Draper, J. and McHugh, R.E. Warwick 1972
Mine No. 2 Water Treatment.
Mine Congr.J. 58(8):24-28
- Ekengren, Ö. 1980
Techniques for purification of metal-containing effluents.
Inst. for Vatten och Luftv. forskn. Rapport: IVL B 588:1-111, Stockholm 1980
- Gerald, L. and Kaplan, R. 1967
"Operation Yellowboy" Treatment of Acid Mine Drainage.
Coal Age (1):72-78
- Harrison, V.F. 1969
Neutralization and aeration of Acid Mine Waters, A litterature survey
Dep. of Energy, Mines and Resources. Rapport IC 227, p. 1-41, Ottawa 1969
- Hartering, L. Taschenbuch der Abwasserbehandlung für metallverarbeitende Industrie. Band 1: Chemie. Carl Hanser Verlag München Wien 1976. 404 s. ISBN 3-446-12144-7.
- Huck, P.,M., Leclair, B.P., and Shibley, P.W. 1974
Operational Experience with a Base-Metal Mine Drainage Pilot Plant.
Proceeding 29th Industrial Wastes Conference, Purdue University. p. 394-409

- Huck, P.M. and Leclair, B.P. 1975
Treatment of Base Metal Mine Drainage. 30th Industrial Waste Conf.
Purdue University, Lafayette. p.1161-1172
- Huck, P.M., Murphy, K.L., Reed, C., and Leclair, B.P. 1977
Optimization of Polymer Flocculation of heavy Metal Hydroxides
J. Water Poll. Cont. Fed. 49(12): 2411-2418
- Huck, P.M. and Leclair, B.P. 1978
Treatment of Base-Metal Mine Drainage at Pilot Scale.
Environment Canada, Rapport: EPS4-4-WP-78-4. p. 1-80, Ottawa, Ontario 1978
- Hustwit, C.C., Ackman, T.E., and Erickson, P.E. 1992
The Role of Oxygen transfer in Acid Mine Drainage (AMD) treatment.
Water Env. Research 64(6): 817-823
- 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.
- Long, D.A., Butler, J.,L., and Lenkevich, M.J. 1977
Soda Ash Treatment of Neutralized Mine Drainage
Ind. Env. Res. Lab., Cincinnati, Ohio, Rapport: EPA/600/2-77/090, p. 1-76
- Lundgren, T. og Hartlén, J.1990. Gruvavfall i Dalälvens avrinningsområde. Metallutslepp och åtgärdsalternativer. SGI-rapport No 39. Linköping. 127 s.
- Maree, J.P., Du Plessis, P., and Van Der Walt, C.J. 1992
Treatment of Acidic Effluents with Limestone instead of Lime.
Water Sci. and Tech. 26(1/2): 345-355.
- McDonald, D.G. and Grundt, A.F. 1981
Limestone - Lime Treatment of Acid Mine Drainage - Full Scale
Rapport EPA 600/S7-81-033 1
- Patterson, J.W., Allen, H.E., and Scala, J.J. 1977.
Carbonate precipitation for heavy metals pollution.
J. Water Poll. Cont. Fed. : 49(12): 2397-2410
- Podut, D. 1973
Extracting Copper from acid mine waters.
(Centrale Minelor si Metalelor Neferoase, Baia - Mare.)
Rom. 55.134. Mar. 1973
- Pugsley, E.B., Cheng, C.Y., Updegraf, D.M., and Ross, L.W. 1970
Removal of Heavy Metals from Mine Drainage in Colorado by Precipitation.
Water : 75-89

Singer, P.C. and Stumm, W. 1969
Oxygenation of Ferrous Iron.
Water Pollution Control Research, PB189233, Harvard University. Cambridge, Mass, p.: 122

Skoglund, L. 1976
Rensing av dreneringsvann fra svovelkisgruver, Litteraturundersøkelse
SINTEF-rapport STF21 A76042:1-140, Trondheim 1976

SOU 1988:34. Dalälven - en miljöstatsning. Rapport från Dalälvsdelegationen.

Statens Naturvårdsverk. Samhällstekniska avdelningen. Notat av 6.03.1992. Orena fällningskemikalier - användningen av järnklorid vid kommunala avloppsreningsverk och lagen om kemiska produkter. SNV's diarienummer 622-2578-92-Sv. 5s.

Stumm, W. and Morgan, J.,M. 1981
Precipitation and Dissolution. In: *Aquatic Chemistry*, John Wiley & Sons, , p. 230-320.

Tanemura, T., Uno, T., Yamzaki, K., Sasaki, S., and Goto, K. 1972
Fractional deposition of iron, zinc and manganese from waste waters from the mines and dehydration of the sludges.
Hokaido -Ritsu Kogyo Shikenjo Hokoku 204:1-16

Wartman, F. S. and Robertson, A. H. 1944
Precipitation of Copper from an acid Mine Water
Report of investigations, U.S. Department of the Interior, Bureau of Mines

Weideborg, M. 1994. Kravspesifikasjoner og kontrollprogram for VA-kjemikalier. NORVAR-rapport. Rapport nr. 35-1994.

Wilmoth, R. 1978
Combination Limestone - Lime Neutralization of Ferrous Iron Acid Mine Drainage
Ind. Env. Res. Lab., Cincinnati, Ohio, Rapport: EPA/600/2-78/002, p. 1-63



Norsk institutt for vannforskning

Postboks 173 Kjelsås, 0411 Oslo

Telefon: 22 18 51 00 Fax: 22 18 52 00

ISBN 82-577-2652-4